

# クラフトパルプ薬品回収プロセスの変遷

王子製紙株式会社 技術部

松村 基広

	頁
1. はじめに	2
2. 未晒洗浄プロセスの技術変遷	2
3. エバポレーターの技術変遷	9
4. 苛性石灰キルンの技術変遷	11
5. まとめ	14

この資料は、平成 21 年 10 月 6 日に開催された紙パルプ技術協会年次大会前日講演会「製紙産業技術 30 年の変遷」での講演記録を基にまとめたものである。資料中のすべての図の著作権は作成者に属し、無断使用・複製等をご遠慮ください。

## 講師略歴

1992 年 北海道大学 工学部 機械工学科卒業  
同 王子製紙株式会社入社 江別工場勤務（パルプ課）  
1996 年 同社 米子工場勤務（施設部）  
2002 年 CENIBRA 社勤務（増産プロジェクト）  
2007 年 王子製紙株式会社 統括技術本部 技術部勤務

# 1. はじめに

こんにちは。王子製紙統括技術本部技術部の松村と申します。

製紙産業技術 30 年を振り返る一環として、クラフトパルプに関しては、一昨年の蒸解、昨年の漂白に続き、今回は、「クラフトパルプ薬品回収プロセスの技術変遷」を紹介いたします。

まず、KP プロセスの発展の背景を整理します。

KP 発展の背景には、大きく四つの事柄が考えられます。一つめは蒸解法の進歩であり、二つめは蒸解廃液からの薬品およびエネルギー回収技術の確立、三つめは漂白技術の進歩、四つめは設備の大型化対応です。今回は、この二つめの蒸解廃液からの薬品およびエネルギー回収技術の確立をテーマとして話します。

日本において、KP は 1970 年代から 2000 年にかけて、大幅にその生産量を伸ばしてきました。しかし、2000 年以降は、年間 1 千万トン若干下回る生産量で横ばいとなっています。この状況は、今後の日本国内における KP 技術開発の方向に重要なポイントとなります。

KP 薬品回収プロセスの概要を下図に示します。チップは蒸解釜、未晒洗浄、酸素晒、晒の各工程を経て、パルプ化されます。

次がリグニンの回収フローです。チップ中のリグニンは、未晒洗浄工程の洗浄水による向流洗浄で、黒液として回収され、エバポレーターで濃縮されたのち、回収ボイラーで燃焼されてエネルギーを発生します。

次が、ナトリウムの回収フローです。蒸解釜で、蒸解に用いられた苛性ソーダ、硫化ソーダを主体とする蒸解薬品、白液と呼ばれていますが、この中のナトリウム分は未晒洗浄の洗浄水により、リグニンと共に黒液側に回収され、エバポレーター、回収ボイラーを経て、炭酸ソーダを主体とする緑液となり、苛性化工程で白液に再生し、蒸解に用いるというサイクルが確立されています。

次はカルシウムの回収フローです。苛性化に用いる生石灰は、苛性化反応後、炭酸カルシウムとして回収され、石灰キルンで燃焼して、生石灰として再生する循環フローとなっています。

今回は、この KP 薬品回収プロセスの中で重要な役割を担っています工程を、未晒洗浄工程、エバポレーター工程それと苛性化石灰キルン工程の順に、その技術変遷についてお話します。

## クラフトパルプ薬品回収プロセスの技術変遷

王子製紙(株)  
統括技術本部技術部  
松村 基広  
2009/10/06

### 『KPプロセスの発展の背景』

#### 1) 蒸解法の進歩

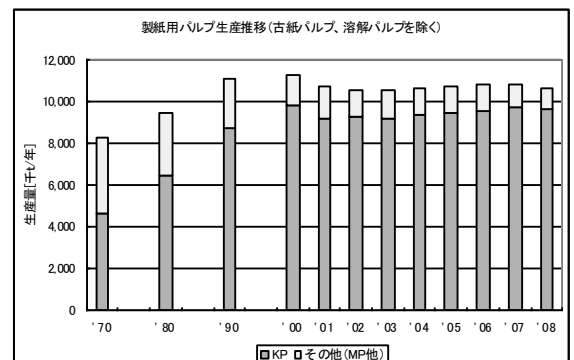
#### 2) 蒸解廃液からの薬品及びエネルギー回収技術の確立

演題 : KP薬品回収プロセスの技術変遷

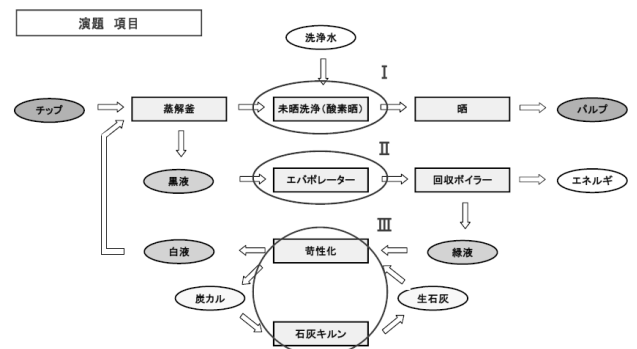
#### 3) 漂白技術の進歩

#### 4) 設備の大型化対応

### 『国内のKP生産量推移』



### 『KP薬品回収プロセスの概要』



## 2. 未晒洗浄プロセスの技術変遷

まずは未晒洗浄の目的とその効果を見てみます。

本プロセスの目的は、極力少ない洗浄水によるリグニンの最大回収とナトリウムの最大回収です。その効果は、一つがエネルギーの最大回収であり、二つめが蒸解補給薬品の削減であり、三つめが晒薬品費の削減となり、四つめは排水負荷の低減及びその他ということになります。未晒洗浄プロセスは、いふなれば、KP回収プロセスの基点であり、未晒洗浄効率の良否がKP回収プロセスの効率を決定づける非常に重要なプロセスです。

ここで、未晒洗浄の基本理論を見てみます。未晒洗浄プロセスは複数のパルプ洗浄機で構成されますが、洗浄機の効率を評価するための基本となる幾つかの指標があります。そのうちの 하나가、単位パルプ重量当たりの洗浄水量の目安として使用される希釈係数DFです。また、洗浄を評価する指標として、置換比DR、等価置換比、EDR、改良ノルデン効率係数のうち、パルプシート濃度を10%で評価したE10等があり、計算式は表のとおりです。時間の関係上、詳細は省略します。

本題の未晒洗浄プロセスの技術変遷に入りますが、これは未晒洗浄機の開発の変遷であったともいえます。右図に、洗浄機の型式と変遷をまとめました。

置換型洗浄機としては、1960年代半ばに、ディフューザーウオッシャーが開発されました。これはカミヤ社が開発し、現在メツォペーパー社、アンドリッツ社がその技術を引き継いでいますが、今日まで数多く使用されてきています。また、置換型洗浄機として、80年代に入りまして、加圧型のプレッシャーディフューザーウオッシャーが開発されました。これは、大気開放型の、大気圧型のディフューザーと比べて、加圧条件下での使用が可能で、連釜の直後に設置される洗浄機として、数多く設置されてきています。これも、カミヤ社が開発し、現在のメツォペーパー社、アンドリッツ社に引き継がれた技術です。

次に、希釈脱水・置換型と分類される洗浄機は、数多く各社から開発されてきました。その中の代表はドラムフィルターで、幾つかのタイプはありますが、どの工場でも必ず数機は稼働していると思います。1970年代に開発された、ブラックローソン社のケミウオッシャー、それと、スズ社のウルトラウオッシャーは、

### 『未晒洗浄の目的とその効果』

#### 【目的】

- 極力少ない洗浄水による
- ①リグニンの最大回収
- ②ナトリウムの最大回収

#### 【効果】

- ①エネルギーの最大回収
- ②蒸解補給薬品の削減
- ③晒薬品費の削減
- ④排水汚濁負荷の低減 etc.

未晒洗浄プロセス ⇒ KP回収プロセスの起点  
\* 未晒洗浄効率の良否がKP回収プロセス効率を決定付ける

### 『未晒洗浄の基本理論』

①希釈係数:DF(Dilution Factor)

$$DF = \frac{\text{洗浄水量}[L/Adt] - \text{洗浄後パルプ随伴る液量}[L/Adt]}{\text{洗浄前パルプ随伴る液量}[L/Adt]}$$

②置換比:DR(Displacement Ratio)

$$DR = \frac{X_0 - X_1}{X_0 - Y_2}$$

③等価置換比:EDR(Equivalent Displacement Ratio)

$$(1-EDR) = (1-DR) \times \frac{L_d}{7.33} \times \frac{99(L_v + DF)}{L_v(99 + DF) - L_d(99 - L_v)(1 - DR)}$$

$$L_d = \frac{100 - \text{出口濃度}[\%]}{\text{出口濃度}[\%]}$$

$$L_v = \frac{100 - \text{入口濃度}[\%]}{\text{入口濃度}[\%]}$$

④改良ノルデン効率係数: E10(Norden Efficiency Factor)

$$E10 = \frac{\log \left( \frac{\text{洗浄前パルプ随伴る液量}[L/Adt] \times (X_0 - Y_1)}{\text{洗浄後パルプ随伴る液量}[L/Adt] \times (X_1 - Y_2)} \right)}{\log \left( 1 + \frac{DF}{\text{濃度}} \right)}$$

### 『未晒洗浄機の型式と変遷』

	1960	1965	1970	1975	1980	1985	1990	1995	2000	2005	2010
【置換型】											
【希釈脱水・置換型】											
【希釈脱水型】											

現時点では、上記の他に、下記洗浄機が開発されている。

Andritz社:AWP(Andritz Wash Press)  
Metso paper社:TRP-Evo.

➡ 現時点で導入可能な洗浄機



メツォペーパー社、アンドリッツ社、ともに、このディフューザーを有しています。型式は大気圧の置換型。原料濃度は入り口 10%、出口 10%。洗浄効率 DF の 2.5 換算で、DR が 0.85 から 0.9、EDR、E10 は 3.2-4.2 になっております。一般的な面積負荷としては、一日当たり 5 トンで、最大処理量は 1 機当たり 2,000 トン前後という洗浄機です。

写真は、弊社の米子工場のディフューザーウォッシャーです。未晒で使われるディフューザーウォッシャーは、一般的には洗浄機の下部に原料ストレージタンクを有します。

置換型洗浄機の二つめとして、プレッシャーディフューザーウォッシャーを紹介します。メーカーは、メツォペーパー社、それと、アンドリッツ社の 2 社です。型式は、加圧置換型。原料濃度は入り口 10%、出口 10%。洗浄効率は、DF を 2.5 とすると、DR で 0.85 から 0.9、EDR、E10 は 3.2-4.2 になると試算しました。面積負荷は、スクリーンの単位面積当たり 1 日 15 トン、最大処理としましては、1 機当たりは 2,000 トンというのが現時点までの実績です。

メツォペーパー社とアンドリッツ社では、若干構造が異なります。メツォペーパー社の場合は、原料が上部から下方に流れるのに対し、アンドリッツ社は、下方から上方に原料が流れます。また、このメツォペーパー社の PDW には、A 型と B 型があり、A 型はスクリーンの内部から外に原料を洗うタイプでしたが、B 型は、外側から内側への洗浄するように変更されてきています。

写真は、弊社、春日井工場の PDW です。

希釈脱水・置換型の洗浄機としてドラムフィルターです。メーカー、型式も多数あります。原料濃度は、一般的には、入り口は 1.5% の非常に低濃度で、出口側では 15% 前後です。洗浄効率としては、DF が 2.5 の条件で、DR が 0.6 から 0.7 前後、面積負荷は 5 から 7 トン、最大処理量は 1 機当たり、約 1,000 トン前後です。この洗浄機は、1.5% で希釈された原料を、まずドラムに沿ってシートを形成し、搾水し、置換洗浄し、脱水する工程になっています。

次は、コンパクションバッフルフィルターです。現時点でのメーカーは GL&V 社です。型式は希釈脱水・置換型の加圧タイプです。原料濃度は、入り口 3-6%、出口 15-20% で、面積負荷は、先ほどのドラムフィルタ

### 『DW(Diffuser Washer)の特徴』

- 1)メーカー:Metso paper社/Andritz社
- 2)型式:置換型(大気圧)
- 3)原料濃度:  
入)10%/出)10%
- 4)洗浄効率(DF=2.5)  
①DR:0.85~0.90  
②EDR:0.74~0.83  
③E10:3.2~4.2
- 5)面積負荷:5.0ADt/m<sup>2</sup>・D
- 6)最大処理:2,000ADt/D・基



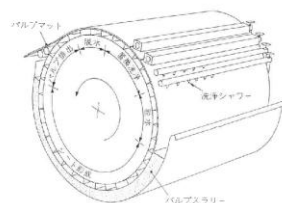
### 『PDW(Pressure Diffuser Washer)の特徴』

- 1)メーカー:Metso paper社/Andritz社
- 2)型式:置換型(加圧式)
- 3)原料濃度:  
入)10%/出)10%
- 4)洗浄効率(DF=2.5)  
①DR:0.85~0.90  
②EDR:0.74~0.83  
③E10:3.2~4.2
- 5)面積負荷:15.0ADt/m<sup>2</sup>・D
- 6)最大処理:2,000ADt/D・基



### 『Drum Filterの特徴』

- 1)メーカー:多数
- 2)型式:希釈脱水置換型(大気圧)
- 3)原料濃度:  
入)1.5%/出)15%
- 4)洗浄効率(DF=2.5)  
①DR:0.6~0.7  
②EDR:0.68~0.76  
③E10:2.8~3.4
- 5)面積負荷:5~7ADt/m<sup>2</sup>・D
- 6)最大処理:1,000ADt/D・基



一に比べまして非常に高く、5倍前後の面積負荷で、設備が非常にコンパクトにできる利点を持っています。最大処理量は、1機当たり1,500トンという仕様です。

写真のCBフィルターは、セニブラ社に設置されているCBフィルターで、現在も稼動しています。

ついで、ツインロールプレスA、Bの特徴を説明します。メーカーはメツォペーパー社です。型式は希釈脱水・置換型で、従来のDPABからの発展型です。原料濃度は、TRPAとTRPBで異なり、TRPA型は入り口原料が低濃度、TRPBが中濃度で、洗浄効率は、DF2.5で、DRは0.65から0.76相当です。面積負荷は、低濃度では23トン、中濃度では46トン前後です。最大処理は、1機当たり5,000トン前後の洗浄機です。

このようなツインロールプレスタイプの洗浄機では、操業の安定にとって、入り口側のディストリビューションの構造が非常に重要です。このTRPA、Bタイプは、パラボラと呼ばれる半月状のディストリビューションの構造を持っており、従来のレジューサータイプ、DPA/Bと比較しますと、格段にディストリビューションがよくなったタイプです。

写真はセニブラ社に設置されているTRPAです。

引き続き、コンパクトプレスについて説明します。クヴァナ社が開発したツインロールプレス型の洗浄機で、現時点ではGL&V社に移管されています。原料濃度は幅広く、入り口が3%~8%、出口側は30%相当です。面積負荷は、中濃度処理で50トン前後、最大処理は1機当たり3,000トンという洗浄機です。

この洗浄機の特徴は、先ほど説明しました入り口原料のディストリビューションを、このツインロールのトップに設置しているディストリビューションスクリーンで実施することです。このディストリビューションスクリーンをトップに設置することで、ツインロールの面積をより大きく広く使えることになり、それがコンパクト化となっています。

写真は、同じくセニブラ社で設置したコンパクトプレスです。

次にDDウォッシャー(ドラム・ディスプレイメント・ウォッシャー)を説明します。メーカーはアンドリッツ社で、希釈脱水・置換型、1機で最大4段までの洗浄が可能です。原料濃度は、LCタイプ、MCタイプとあり、LCタイプは4~6%、MCタイプは10%前後で処理できます。洗浄効率は、1段洗浄を前提として考えて、DF2.5

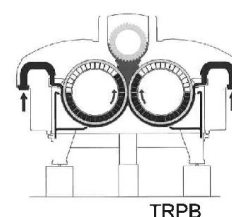
### 『CBF(Compaction Baffle Filter)の特徴』

- 1)メーカー:GL & V社
- 2)型式:希釈脱水置換型(加圧式)
- 3)原料濃度:  
入)3~6%/出)15~20%
- 4)洗浄効率(DF=2.5)  
①DR:  
②EDR:  
③E10:
- 5)面積負荷:25~30ADt/m<sup>2</sup>・D
- 6)最大処理:1,500ADt/D・基



### 『TRP (Twin Roll Press) A/Bの特徴』

- 1)メーカー:Metso paper社
- 2)型式:希釈脱水置換型(加圧式)  
~ツインロールプレス型  
~DPA/Bからの発展型
- 3)原料濃度  
①TRPA:入)2.5~5%/出)\*30%  
②TRPB:入)5~8%/出)\*30%
- 4)洗浄効率(DF=2.5)  
①DR:0.65~0.76  
②EDR:0.89~0.91  
③E10:5.3~6.0
- 5)面積負荷:23(LC)~46(MC)  
ADt/m<sup>2</sup>・D
- 6)最大処理:5,000ADt/D・基



### 『CP(Compact Press)の特徴』

- 1)メーカー:GL&V社
- 2)型式:希釈脱水置換型(加圧式)  
~ツインロールプレス型
- 3)原料濃度:  
入)3~8%/出)\*30%
- 4)洗浄効率(DF=2.5)  
①DR:  
②EDR:  
③E10:
- 5)面積負荷:\*50(MC)ADt/m<sup>2</sup>・D
- 6)最大処理:3,000ADt/D・基



### 『DDW(Drum Displacement Washer)の特徴』

- 1)メーカー:Andritz社
- 2)型式:希釈脱水置換型(加圧式)  
~1基で4段までの洗浄可
- 3)原料濃度  
①LC:入)4~6%/出)12~16%  
②MC:入)9~11%/出)12~15%
- 4)洗浄効率(DF=2.5)  
①DR:0.90(1段洗浄)  
②EDR:\*0.87(1段洗浄)  
③E10:\*5.0(1段洗浄)
- 5)面積負荷:20(LC)~31(MC)  
ADt/m<sup>2</sup>・D
- 6)最大処理:>3,000ADt/D・基



とした場合に、DR で 0.9 前後です。面積負荷は、低濃度で 20 トン、中濃度で 31 トン前後。最大処理は、現時点では 1 機当たり 3,000 トンを超える実績があります。

写真の DD ウォッシャーは、弊社、米子工場に設置のものであります。

次に、ツインロールプレス WZ の特徴について説明します。メーカーはメツソペーパー社で、希釈脱水型です。洗浄水を入れないタイプの洗浄機です。Z 型は、高濃度オゾン対応の洗浄機で、40%までの脱水をねらったものです。W 型は一般的な 30%までの原料の脱水が可能です。置換洗浄でないため、洗浄効率 DR は存在しません。EDR、E10 については、図中データの通りで、面積負荷は、LC で 23 トン、MC で 46 トン前後。最大処理は 1 機当たり 5,000 トンです。

写真の洗浄機は、今までと同じように、ブラジルのセニブラ社の TRPW です。

以上より、国内未晒洗浄の一般的なプロセスを整理してみます。ダイジェスターからブローされたパルプは、未晒 1 段目洗浄機、2 段目洗浄機を経たあと、ノッター、スクリーンプロセスで除塵を行い、それを未晒の 3 段目洗浄機で洗浄します。そのあと、酸素晒を経て、1 段目洗浄機、酸素晒後 2 段目洗浄機から晒送りというのが、一般的な未晒洗浄のプロセスです。

ここでの洗浄の最大の目的は、晒工程にリグニン、アルカリのキャリーオーバーを最少にすることです。この未晒洗浄の基点となる酸素晒後 2 段目洗浄に使う洗浄水は、温水等を用い、DF2.0 前後の操業が一般的と考えられます。

未晒後の 1 段目の洗浄機（ダイジェスター（連釜）から出たあと）は、PDW の使用事例が多いたです。2 段目の洗浄機につきましては、ディフューザーの使用事例が多く、3 段目の洗浄機、ここはスクリーン向けの洗浄機となりますが、ドラムフィルター等の使用事例が多いたです。酸脱後の洗浄機につきましては、多様な洗浄機が使用されています。

連釜でのハイヒート洗浄も置換洗浄の効果が見込めますので、系全体で、パルプに対して向流洗浄を実施することになります。これにより、黒液固形分 15-20% 前後で黒液を回収します。

黒液固形分濃度に影響を与える因子は、チップの持ち込み水分、蒸解条件、酸脱効率、未晒洗浄効率、工

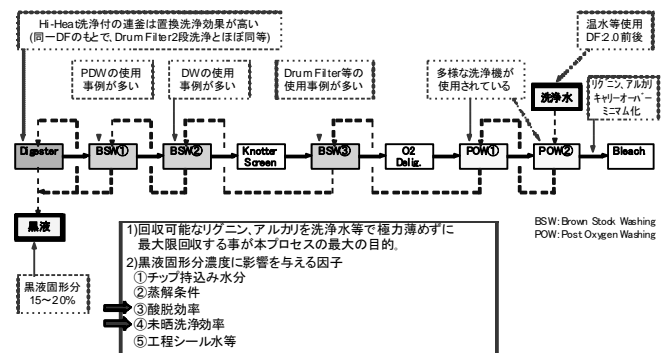
### 『TRP (Twin Roll Press) W/Z の特徴』

- 1) メーカー: Metso paper 社
- 2) 型式: 希釈脱水型 (加圧式)  
~ ツインロールプレス型  
~ DPW からの発展型
- 3) 原料濃度  
① TRPW: 入) 2.5~8%/出) \* 30%  
② TRPZ: 入) 2.5~8%/出) \* 40%
- 4) 洗浄効率  
① DR: -  
② EDR: 0.61~0.66  
③ E10: 2.7~2.8
- 5) 面積負荷: 23 (LC)~46 (MC)  
ADt/m<sup>2</sup>・D
- 6) 最大処理: 5,000 ADt/D・基



↑ TRPW

### 『国内未晒洗浄の一般的なプロセス』



程シール水等ですが、ここの未晒洗浄機の効率アップは、この回収黒液濃度に大きな影響を与えます。それだけではなく、この洗浄の良化に伴い、酸脱の効率を大幅に改善することが可能です。

ここで、未晒洗浄機による改善事例を紹介します。本フローのデータは、ブラジル・セニブラ社のライン1のもので、2004年から2006年のセニブラ社増産計画のもとで、このライン1は、製薬設備能力の関係から晒薬品の低減が必須条件となっていました。当初は酸素晒の増強を計画していたのですが、第1ステップで、他のファイバーラインで遊休となった洗浄機を、酸素晒前のドラムフィルターと置き換える工事を実施いたしました。

右がそのデータです。BSW2と書いてあるのが、未晒洗浄機の2段目の洗浄機（従来のドラムフィルター）で、非常に過負荷な操業となっていました。面積負荷が11トンで、通常の一般的なドラムフィルターの負荷の2倍近い値です。それを遊休となったCBフィルターに置き換えました。まず一つ面白いことに、酸素晒工程での銅価のダウン率が従来の34%から41%まで大幅に改善し、それに伴い、晒の全薬品がともに2割から3割の添加減が可能になりました。それに伴い、晒の負荷が下がったために、このライン全体の増産が図れ、従来より130-140トン前後の増産が達成されています。

このデータは単なるスポットデータではなく、この工事前後の約1年間の実績から拾ったデータです。未晒洗浄の強化により酸脱効率が大幅に改善する具体例として、興味深い事例です。

それでは、未晒洗浄プロセスの今後の動向についてまとめます。

(1) アンドリッツ社のDD10、およびアンドリッツウオッシュプレス、メツォペーパー社ツインロールプレスレボリューション等、未晒洗浄機は今後も開発・改良が進むと予想されます。

(2) 新蒸解法導入、晒のECF化、原料、燃料、薬品の価格の動向等を踏まえると、従来以上に未晒洗浄プロセスの需要が高まってくると考えられます。

(3) 未晒洗浄プロセスの改善は、KPプロセスのコストダウンにおいて、今後の一つのキーポイントになると予想します。

### 『未晒洗浄強化による改善事例』

Digestor BSW① DW BSW② CBF Knotzer Sieben BSW③ DPA O2 Daig. (2g) POW① FDW POW② CP Bleich. (GCP)			従来	洗浄機更新後
	平均日産	[BKPT/D]	1,288	1,427
	BSW②	型式	Drum Filter	CBF
		面積負荷 [ADT/m <sup>2</sup> ]	11.0	27.1
		酸脱 RT [min]	36	32
		O <sub>2</sub> 添加率 [kg/BKPT]	20.8	19.4
		未晒 Kg 価	15.3	16.4
		酸脱後Kg 価	10.1	9.8
		ΔKg 効率 [%]	34.0	41.3
		薬品添加率		
	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> [kg/BKPT]	BASE	▲ 27%	
	H <sub>2</sub> O [kg/BKPT]	BASE	▲ 25%	
	NaOH [kg/BKPT]	BASE	▲ 18%	
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [kg/BKPT]	BASE	▲ 14%	
	完成白色度 [x-ISO]	90	90	

未晒2段目洗浄機を過負荷のDrum FilterからCBFに更新する事で、洗浄良化と共に酸脱効率が改善し、晒薬品原単位が大幅に改善した。  
未晒洗浄の強化により、酸脱効率も大幅に改善する具体例として興味深い事例と言える。

### 『未晒洗浄プロセスの今後の動向』

- 1)Andritz社のDD10及びAWP、Metso paper社のTRP-Evo.等、未晒洗浄機は今後も開発・改良が進むと予想される。
- 2)新蒸解法導入、晒のECF化、原燃料・薬品価格の動向等をふまえると、従来以上に未晒洗浄プロセスの重要性が高まってくると考える。
- 3)未晒洗浄プロセスの改善は、KPプロセスのコストダウンにおいて、今後の一つのキーポイントになると予想する。



### 3. エバポレーターの技術変遷

次に、演題項目 2、エバポレーターの技術変遷に入ります。黒液濃縮工程の目的は、極力少ないエネルギー（蒸気・電力）による黒液中水分の最大分離です。その効果は、回収ボイラー燃焼効率の向上、エバポレータープロセスの効率向上、環境対策、低臭気型回収ボイラーへの対応です。

総括しますと、今までのエバポレーターの技術変遷は、高濃度黒液濃縮およびプロセス効率向上の技術変遷であったといえます。

ここで、エバポレーター型式の変遷を整理してみます。

1960年代のエバポレーターはチューブ式が主流でした。黒液が管内を上昇する LTV タイプと、下降するフォーリングフィルムタイプがありましたが、黒液濃度で 50%程度までの濃縮が限界であり、ボイラーで燃焼可能な目安である 60%までの濃縮には、ボイラー排ガスとの直接接触式エバポレーターであるカスケードエバやサイクロンエバ、あるいは強制循環によりチューブ式エバで高濃度化を図った FC タイプのエバと併用されていました。しかし、これは環境面や効率面の問題を抱えていました。

70年代に入り、プレートタイプのエバが導入されることで状況は一変し、現時点での国内のスタンダードとなっています。当初は黒液 70%程度までの濃縮が設計標準でしたが、90年代以降、各社から、プレート式、チューブ式ともに、さらなる高濃度化・高効率化が進められ、今日に至っています。

現在、国内で調達可能なエバポレーターとしては、フォーリングフィルム式で 80%濃度の濃縮までを可能としたベオリアグループに入っております HPB 社のエバ、それからクヴァナ社の開発で、現在メツォペーパー社が有しています FF 式とチューベルタイプのエバの組み合わせ、それと、住友重機械のロスコエバの発展型、それからアンドリッツのロスコエバの発展型の 4 種のタイプがあります。

HPB 社（ベオリア社）のフォーリングフィルム型エバポレーターは、国内の KP には実績がありませんが、北米・南米等で多数の実績があります。HPB 社はベオリア社のグループとなり、国内での調達も可能です。このタイプのエバポレーターは、管内を上から液が下に向かって流れます。入り口側のディストリビューション

#### 『黒液濃縮工程の目的とその効果』

##### 【目的】

極力少ないエネルギー(蒸気、電力)による

①黒液中水分の最大分離



##### 【効果】

①回収ボイラー燃焼効率向上

②エバポレータープロセスの効率向上

③環境対策(低臭気型回収ボイラーへの対応)

エバポレーターの技術変遷  
⇒高濃度黒液濃縮及びプロセスの効率向上

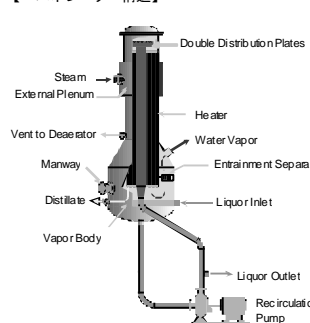
#### 『エバポレーター型式と変遷』

E/A種別 【仕工程】	1960年代~		1970年代~	1980年代~			
	チューブ式		プレート式	チューブ式		プレート式	
80%				FF (Seed)	TUBEL	ROSOCO	ROSOCO (Seed)
70%			ROSOCO				
60%	CAS (CYC)	CAS (CYC)	FC				
50%	LTV	FF	LTV		FF		
40%							
E/A型式	LTV + CAS (CYC)	FF + CAS (CYC)	LTV + FC	ROSOCO	FF (Seeding)	FF + TUBEL	ROSOCO (Seeding)
【メーカー】	HPB (SWENSON)	HPB (SWENSON)	HPB (SWENSON)	SHI (ROSOCO)	HPB / NEOLIA	Kraemer / METSO	SHI (ROSOCO) ANDRITZ (ROSOCO)

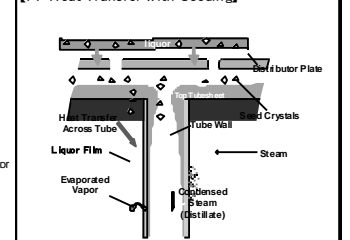
エバポレーターは1970年代のプレート式エバ出現により、高濃度対応が可能となり、現時点ではチューブ式、プレート式共に更なる高濃度化及び高効率化が達成されている。

#### 『FF Evaporator [HPD社/VEOLIA社]の特徴』

【エバポレーター構造】



【FF Heat Transfer with Seeding】

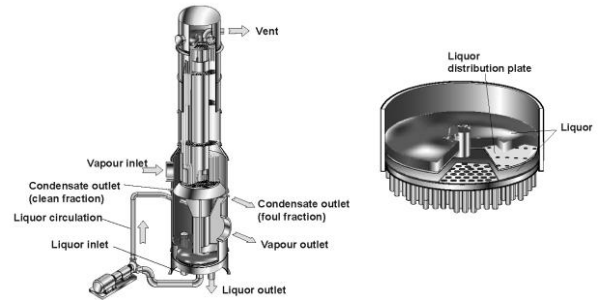


の構造は、2 段型のトレイで設計されています。フォーリングフィルム式で 80%までの黒液の濃縮を図るため、50%濃度以上の効用缶に回収ボイラーのEP 灰を回収して、種結晶として投入することで、フォーリングフィルム式の高濃度化を図ってきました。

メッツォペーパー社のフォーリングフィルムエバポレーターも、原理としましては従来どおりフォーリングフィルムで、上部にディストリビューションプレートを持ち、管内で黒液の薄膜を作って、上方から下方に濃縮を進めるタイプです。ただし、50%以上の濃縮については、通常フォーリングフィルムではなく、チューベルタイプのエバポレーターを採用しています。チューベルタイプのエバポレーターでは、管の外側を、液を上から下に垂らしていくタイプの構造になります。詳細のイメージは、図の形になります。

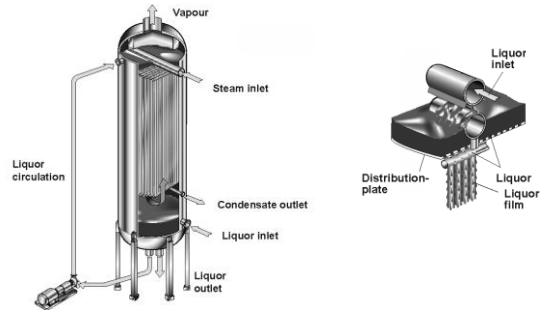
『FF Evaporator [METSO paper社]の特徴』

【エバポレーター構造】



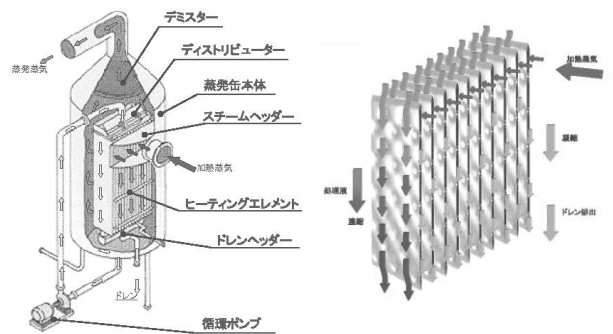
『TUBEL Evaporator [METSO paper社]の特徴』

【エバポレーター構造】

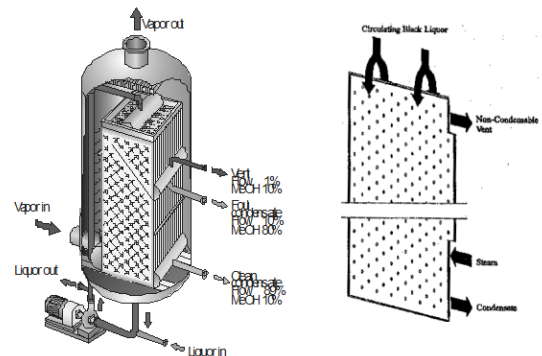


『ROSCO Evaporator –住重プラントエンジニアリング(株)』

【エバポレーター構造】



『ROSCO Evaporator –ANDRITZ社』



次は、ロスコ社の技術を使いました住重プラントエンジニアリングのエバポレーターです。このタイプにつき、詳細を説明する必要はないとは思いますが、内部中空型のプレートでエレメントが構成されており、上方から下方へ液が流れていくフォーリングフィルムタイプです。

同じロスコタイプのエバポレーターを採用していますアンドリッツとの違いは、加熱蒸気がこのプレートの上部から入るとい点です。これがアンドリッツ社のロスコエバポレーターです。基本構造は、先ほどの住重プラントエンジニアリングのエバポレーター全く同一ではすが、プレート内の蒸気の入り口が下方にあります。

ここで、エバポレータープロセスの今後の動向について、少し話します。チューブ式エバポレーター、プレート式エバポレーター、ともに高濃度化・高効率化が進み、現時点では、ほぼ完成系に近い状態にあると考えられます。今後はエバポレーター単独ではなく、蒸解設備、プレーバー、回収ボイラー、臭気処理設備、温水運用等を含んだ、系全体として熱バランスを評価し、KP稼働状況の変化に合わせた最適運用化を図ることが重要な課題になってくると考えます。

『エバポレータープロセスの今後の動向』

- 1) チューブ式エバポレーター、プレート式エバポレーター共に高濃度化、高効率化が進み、現時点でほぼ完成形に近い状態にあると考える。
- 2) 今後は、エバポレーター単独では無く、蒸解設備、プレエバ、回収ボイラー、臭気処理設備、清・温水運用等を含んだ系全体として熱バランスを評価し、KP稼働状況の変化に合わせた最適運用化を図ることが、エネルギーコスト削減面でもより重要な課題となってくると考える。

4. 苛性化石灰キルンの技術変遷

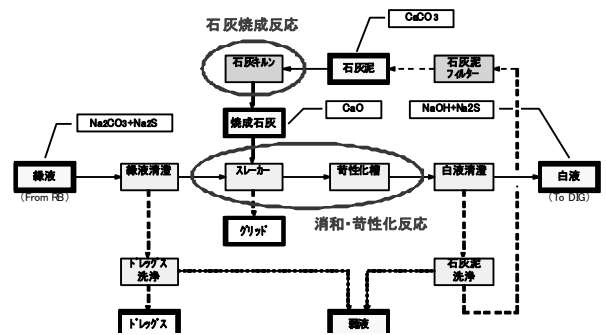
それでは、演題項目の3、苛性化石灰キルンの技術変遷について話します。まずはプロセスの概要です。

回収ボイラーから回収された緑液は、それ以降、緑液清澄プロセスでドレックスを分離します。ドレックスを分離したあとの清澄緑液はスレーカーに入り、ここで生石灰と反応させます。そのあと苛性化槽に入り、苛性化反応を進め、最終的には白液清澄設備を通して石灰泥を回収して、蒸解に必要な白液を製造します。白液清澄プロセスで回収された石灰泥、これは炭酸カルシウムが主体ですが、石灰泥フィルターで洗浄脱水をされ、石灰キルンに再投入して焼成し、生石灰を製造するのが基本プロセスです。その中で、スレーカー及び苛性化槽では、消和苛性化反応が行われ、石灰キルンで石灰の焼成反応が行われます。

苛性化石灰キルンプロセスの原理について説明します。苛性化プロセスで行われている消和反応 ( $\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Ca}(\text{OH})_2$ ) は発熱反応です。苛性化反応では、水酸化カルシウムと炭酸ナトリウムが反応して、水酸化ナトリウムと炭酸カルシウムになります。石灰キルンプロセスは、炭酸カルシウムを焼成して、酸化カルシウムと二酸化炭素に分離します。これは吸熱反応です。いずれも、基本的には化学的なプロセスです。

緑液清澄設備としては、1960年以降、ドルオリバー社の緑液クラリファイヤー、それからドレックスについてもクラリファイヤーでの処理が一般的でした。1970年代半ばに、この緑液クラリファイヤーとドレックスフィルターの組み合わせで簡易化が図られ、1980年代半ばには、住重のスミシクナーとして国内で適用される例も出てきました。90年代に近くなり、まずヘデモラ社のPDGが開発され、現在のメツオペーパー社にその技術は受け継がれています。また、クヴァ

『苛性化/石灰キルンプロセスの概要』



『苛性化/石灰キルンプロセスの原理』

【苛性化プロセス】

- ① 消和反応 :  $\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Ca}(\text{OH})_2 + 1.13\text{MJ}/\text{CaOkg}$
- ② 苛性化反応:  $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{Na}_2\text{CO}_3 \rightarrow 2\text{NaOH} + \text{CaCO}_3$

【石灰キルンプロセス】

- ③ 焼成反応 :  $\text{CaCO}_3 + 1.79\text{MJ}/\text{CaCO}_3\text{kg} \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$

『苛性化プロセスの変遷』

	1960	1965	1970	1975	1980	1985	1990	1995	2000	2005	2010
【緑液清澄】 【ドレックス洗浄】	GL/Clarifier-OR/Clarifier (Dorr Oliver~)			GL/Clarifier-DR/Fiber (Dorr Oliver~)			GL/Sunthickener-OR/Fiber (SHI)				
【スレーカー】 【苛性化】	Slaker-Causitizer (Dorr Oliver~)			Slowmotion Slaker-Causitizer (~Andritz/Mitsui)							
【白液清澄】 【石灰泥洗浄】	WL/Clarifier-LM/Clarifier (Dorr Oliver~)			ML/Tube Filter-LM/Tube Filter (~Mitsui)			PDW (Hidemora~Mitsui)				OLF (Allstrom~Andritz)

苛性化プロセスの技術変遷  
⇒ 緑液清澄、白液清澄プロセスのコンパクト化

ナ社が、90年代半ばに緑液のカセットフィルターとドレックスフィルターという組み合わせで、苛性化をラインナップし、現在はメツォペーパー社の設備となっています。1995年前後に、アールストローム社が開発したエックスフィルターも緑液清澄の設備で、現在アンドリッツ社にその技術は受け継がれています。

スレーカーと苛性化については、60年代以降、ドルオリバーの技術開発による組み合わせが一般的で、75年からスローモーションスレーカーという設備が出てきて今日に至っています。

白液清澄設備と石灰泥洗浄設備については、これも60年代はドルオリバー社のクラリファイヤー（白液のクラリファイヤーとライムマッドのクラリファイヤー）の組み合わせでしたが、白液のチューブフィルター、さらにライムマッドもチューブフィルターという技術も出てきて、90年代になり、PDW（ヘデモラ社が開発したディスクタイプの白液の洗浄機）が開発され現在のメツォペーパーに受け継がれ、同様に90年代、CDフィルターがアールストローム社により開発され、現在のアンドリッツ社にその技術が受け継がれてきています。

苛性化プロセスの技術変遷としましては、緑液清澄、白液清澄プロセスのコンパクト化の歴史であったといえます。

ここで、アンドリッツ社の苛性化プロセスの最新技術を右図に紹介します。

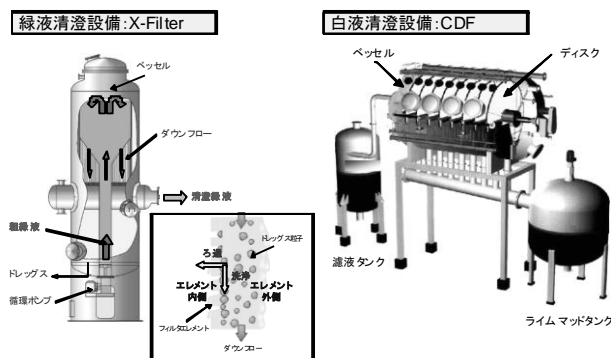
左が、緑液清澄設備のエックスフィルターで、右側が、白液清澄設備のCDフィルターです。これら二つの設備により、従来のクラリファイヤーを標準としていた苛性化プロセスは、大幅にコンパクト化が図られ、今日の巨大な生産規模である、3,000トン、4,000トンのクラスのKPラインも、小型の設備で十分対応できるようになってきました。

右図は、現在のメツォペーパー社の苛性化プロセスの最新技術です。左が緑液清澄設備のPBGで、右側が、白液清澄設備のPBWという清澄設備です。こちらもアンドリッツ社の技術同様、設備のコンパクト化を図っています。

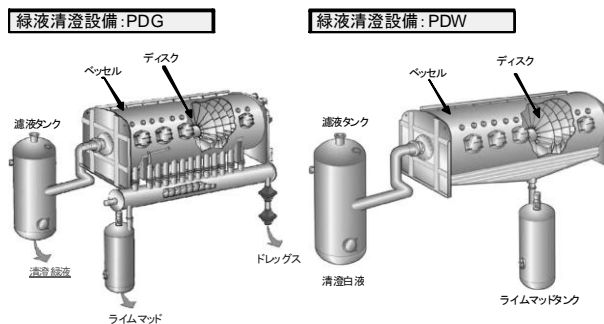
ついで、石灰キルンプロセスの変遷です。

石灰泥フィルターは、60年代以降、ドルオリバー社のドラムフィルターでの洗浄が行われていました。それが、70年代半ばから、プレコートドラムフィルター

『苛性化プロセス最新技術-Andritz社』



『苛性化プロセス最新技術-Metso paper社』



がスタンダードになって、今日に至っています。90年代に入り、このプレコートドラムフィルターに連続的な洗浄設備を設けた CPR ドラムフィルターがアールストローム社で開発され、今日のアンドリッツ社に引き継がれています。2000年以降、アンドリッツ社はライムマッドディスクフィルターを主流としています。このライムマッドディスクフィルターも、緑液・白液で紹介した、ディスクタイプのフィルターとほぼ同様の構造で、このディスクタイプの採用で、設備が大幅にコンパクト化されました。メッツオペーパー社でも同時期にディスクフィルターを開発して、今日に至っています。

石灰キルンについては、従来カルサイナーかフラッシュサイクロン付きのショートキルンがスタンダードでしたが、65年代ごろからロングキルンも KP でも使われるようになってきました。90年以降、さらにこのロングキルンにドライヤーを付ける形でのライムマッドドライヤー (LMD キルン)、これはアールストローム社が開発し、アンドリッツ社の技術となっています。また、フラッシュドライヤーキルン、これは FL スミス社の技術で、今日に至っています。

石灰キルンプロセスの変遷として注目すべきなのは、石灰キルン 1 機当たりの焼成能力がどのように推移してきたかです。ショートキルンとフラッシュサイクロンの組み合わせでは、日産 300 トン程度がほぼ限界だったようですが、ロングキルン化されることで、500 トンクラスとなり、現状、LMD やフラッシュドライヤーキルンでは、日産 800 トンの石灰の焼成が可能になっています。この処理能力は、今後さらに拡大していくと思います。

ここで、石灰キルンの最新技術を、アンドリッツ社の設備で簡単に紹介します。

焼成石灰クーラーとしては、セクタークーラーがスタンダードとなっています。従来のサテライトクーラーでは、800 トン焼成クラスのキルンに対応ができなくなってきており、それをコンパクト化したセクタークーラーが主流です。

ライムマッドドライヤーシステムは、2 軸のスクリーを持っていて、一つは上方に設置されています石灰泥投入フィーダー1 で、フラッシュドライヤー (ライムマッドドライヤー) へ原料を送り込みます。そのライムマッドドライヤーを通してサイクロンで回収され

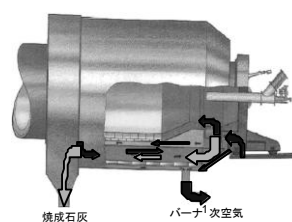
### 『石灰キルンプロセスの変遷』

	1960	1965	1970	1975	1980	1985	1990	1995	2000	2005	2010
【石灰泥フィルター】											
	Drum Filter (Dorr Oliver~)		Pre Coating Drum Filter (Dorr Oliver~)				OPR Drum Filter (Ahlsstrom~Andritz)				
									LMD F (Andritz)	LMD F (Mets)	
【石灰キルン】											
	Calciner										
	Short Kiln + FC										
	Long Kiln										
									LMD Kiln (Ahlsstrom~Andritz)		
									FD Kiln (FL Smith)		
石灰焼成能力 [t/d]	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	
Short Kiln + FC											
Long Kiln											
LMD / FD Kiln											

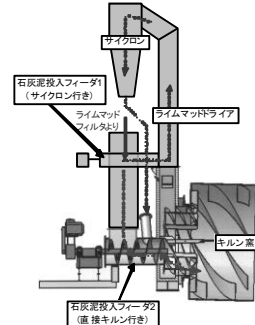
**石灰キルンプロセスの技術変遷**  
 ⇒石灰焼成能力規模拡大

### 『石灰キルン最新技術-Andritz社』

焼成石灰クーラー: Sector Cooler



Lime Mud Dryer



た石灰スラッジは、下方の石灰泥投入フィーダー2に入り、キルン内部に送り込まれます。ここの2軸のシステムは、これらのスクリーンの回転によって、ライムマッドドライヤー送りと、それをバイパスする直接キルン投入をコントロールできます。

一方、メツォペーパー社（FL スミス社）の石灰キルンの最新技術では、焼成石灰クーラーはコンパクトスクーラーと呼ばれる設備です。フラッシュドライヤーは石灰投入のスクリーフィーダーは1機で構成されています。

苛性化石灰キルンプロセスの今後の動向についてまとめてみました。

(1) 苛性化石灰キルンプロセスは、生産規模拡大、および設備のコンパクト化を主目的として、メーカー側の技術開発が進められてきており、今後もその方向で推移すると予想されます。

(2) 国内では、費用対効果の面で考えると、本プロセスにおける最新技術の恩恵を受けることは難しいといわざるをえません。したがって、既存設備の効率改善に主眼を置いた独自の方向性で、技術開発を進めていく必要があります。

(3) その中でも、石灰キルンの燃料コスト削減対策は、今後の重要な取り組み課題の一つです。石灰キルンの燃料として、従来、重油が国内では一般的でしたが、より安価な燃料への転換が今後課題になってきます。一つはオイルコークスであり、一つは天然ガスであり、あるいは、バイオガス等のより安価な燃料への転換が、今後の本プロセスの国内における大きな課題と思います。

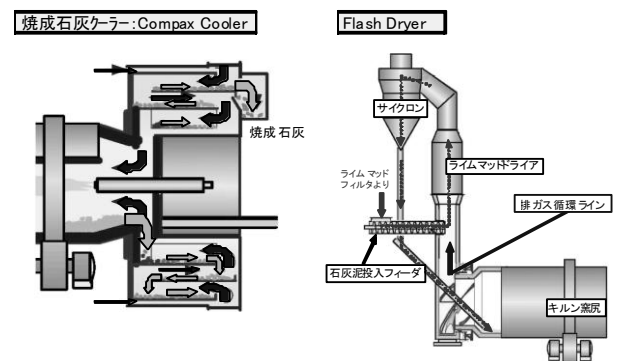
## 5. まとめ

以上、演題項目を三つに設定して話しましたが、そのまとめをいたします。

(1) KP 薬品回収プロセスの技術変遷という演題で、未晒洗浄、エバポレーター、苛性化キルンプロセスの変遷を見てきましたが、蒸解プロセスや、漂白プロセス同様に、1990年代が技術開発における一つの転換期であったと考えられます。90年代に開発された技術が、若干のマイナーチェンジを加えながらも今日のスタンダードとなっており、今後もその方向に進むと考えています。

(2) 現時点での最新技術、および今後の世界的な技

## 『石灰キルン最新技術-Metso paper社/F.L.Smith社』



## 『苛性化/石灰キルンプロセスの今後の動向』

- 1) 苛性化/石灰キルンプロセスは、生産規模拡大及び設備のコンパクト化を主目的としてメーカー側の技術開発が進められてきており、今後もその方向で推移すると予想される。
- 2) 国内では、費用対効果の面で考えると、本プロセスにおける最新技術の恩恵を受ける事は難しいと言わざるを得ない。従って、既存設備の効率改善に主眼をおいた独自の方向性で技術開発を進めていく必要がある。
- 3) その中でも、特に石灰キルン燃料コスト削減対策は、今後の重要な取り組み課題の一つと考える。

## 『まとめ』

- 1) 「KP薬品回収プロセスの技術変遷」という演題で、未晒洗浄エバポレーター、苛性化/キルンプロセスの変遷をみてきたが、蒸解プロセスや漂白プロセス同様に1990年代が技術開発における、ひとつの転換期であったと考える。
- 2) 現時点での最新技術及び今後の世界的な技術開発の方向性は、必ずしも国内製紙業界のニーズに合致しているわけでは無い為、今後は我々が独自の方向性で技術開発を進めていかなければならない段階に入ったと考える。

術開発の方向性は、必ずしも国内製紙業界のニーズに合致しているわけではないため、今後は、われわれが独自の方向性で、技術開発を進めていかなければならない段階に入ったと考えています。冒頭で紹介いたしました、国内における KP の生産量が頭打ちになっている状況を考えますと、今後の増産というポイントではなく、現状の生産量、しかも設備能力に届かないところでのターンダウン運転に合致したような技術開発を、日本国内で進めていくことが大きな課題になってくると考えています。

ご清聴、ありがとうございました。

質問 1：今日は長い間の貴重なお話、どうもありがとうございました。

最後のところで、今後の国内においては、増産ではなく、現状の体制に応じた技術開発が必要だという話がありましたが、ファイバーラインも含めて、KP 工程全体で、このような部分がこう変わればかなり大きな技術革新になるのであろうと、何か夢物語でも結構ですので、思われることがありましたらぜひ教えていただきたい。

松村 非常に難しい質問で、わたしの個人的な意見ということでご理解いただきたいと思います。

私は、今までどちらかというと、設備の増産や建設に従事してまいりました。ただ、今までの拡大という流れの中で、見落としてきていた部分は、やはり各プロセスの徹底的な省エネだろうと考えています。今後、海外のプラントでは、ワンラインで 3,000 トン、4,000 トンの規模の KP 設備というのがどんどん出てまいりますが、われわれははるかに下の生産量で太刀打ちしていくということを考えた場合には、もう極限までぜい肉をそぎ落とした KP ラインの省エネというのが今後の大きな課題になってくると考えます。

あとは、例えば各プロセスにおいて、本当に操業上まだ無駄はないのか。例えば今回話しました石灰キルンのプロセスにおいて、安全サイドの操業の中で、過剰に重油、燃料を使ってやしないか、そのようなことを一つ一つわれわれがわれわれ自身で突き詰めて節減を図っていくというのが、個人的に考えております今後の目指す方向性です。残念ながら、現在の KP プラントのその先にあるものが、わたしにはまだ頭に思い浮かべられていないというのが現状です。

質問 2：本日は貴重なお話をいただきまして、ありがとうございました。

先ほどの質問と似かよっているのかもしれませんが、最後の苛性化のところで、省エネという話をされました。現在、カルシウム媒体を用いて苛性化を行って、それがために焼成キルンという莫大なエネルギーを使うシステムを使っています。これに代わるような技術、例えばもうキルンは完全に止めてしまって、緑液中の炭酸ソーダを直接的に苛性ソーダに変えるような技術が、今後 10 年後、20 年後に、出てくるものなのかどうか、もしくは今そのような研究をしているようなところがあるのかどうか、知見がありましたら教えてください。

松村：現在、確かにキルンプロセスを省略してしまおうとする自動苛性化、もしくは部分苛性化といった研究が進められており、実際に海外のプラントでは、部分苛性化のテスト等がもう実機で進められて

いると理解しています。

ご指摘のとおり、石灰キルンのプロセスは、KPプラントの中で非常にエネルギーを使っており、しかも化石燃料が主体です。10年後、20年後、指摘のような技術開発が実現化していけば非常に魅力的なプロセスでしょう。ただ、自動苛性化、部分苛性化では、例えばホウ素が廃棄物に多く含まれてしまう等まだまだ課題は多いので、ここ近々にそのような流れにプロセスが移行するということないかと個人的には考えています。