新ファイバーラインの操業経験*

北越製紙株式会社 新潟工場パルプ課 鈴 見 竜 一

The Experience of New Pulping Plant Operation

Ryuichi Suzumi

Chemical Pulping Department, Niigata Mill, Hokuetsu Paper Mills Ltd.

Hokuetsu Niigata Mill started up the new coated paper machine (PM 8) in July 1998. To meet the needs of increasing pulp production, the new pulping plant (E line) started up earlier than PM 8. This plant introduced ECF bleaching with D 0-Eo-DnD sequence.

This report describes the outline and operating experiences of this pulping plant.

分類：K₃ 酸素漂白，K₇ 二酸化塩素漂白

1. はじめに

北越製紙新潟工場は、日産 500 トンのエスコ連釜系列 (C 系) と日産 700 トンのカミヤ連釜系列 (D 系) の 2 つのパルププラントを有していたが、1998 年 7 月のオンコーターマシン 8 号抄紙機の運転に先駆け、同年 2 月に日産 1,200 トンの新プラント (E 系) を稼動させた。そして老朽化し、品質や効率の低い C 系を予備ラインとし、D 系 E 系合わせて 1,900 トンのパルプ製造能力を持つ工場へと生まれ変わった。

新プラントは、地域との共生を主眼とし、環境負荷へ最大の配慮をした結果、世界の主流となりつつある ECF (Elemental Chlorine Free) 漂白、いわゆる無塩素漂白を、大規模プラントでしかもパルプ～紙の一貫工場としては日本で初めて採用した。

なお ECF 漂白による漂白コストアップを最小限にとどめるため、蒸解釜は低カップー価でも高いパルプ品質を維持できるクヴァナ社の ITC (Isothermal Cooking) 蒸解釜を既に採用していた。今回は蒸解釜

以降の E 系未晒・晒ファイバーラインの設備概要、操業経験を中心に報告する。

2. 設備概要

2.1 E 系フロー

フローの構築にあたっては、次の点をコンセプトに掲げた。

- ・ ECF 漂白による環境負荷の低減
- ・ 省エネルギー、省水
- ・ パルプの高品質化
- ・ 適切なハードの適切な工程への採用
- ・ 操業性、安定性の良いソフトの構築

新ファイバーライン E 系のフローを図 1 に示す。蒸解釜からブロータンクまでの設備はクヴァナ社に発注し、1997 年 10 月に運転を開始した。それ以降の未晒・晒設備は住重アールストローム社に発注し ECF 漂白ラインとして 1998 年 2 月に運転に入った。ファイバーラインの主な機器はアールストローム製であるが、酸素漂白段前の洗浄機 (BSW) と未晒最終段の洗浄機 (POW-2) は各キャリアオーバーを最少化させる目的でスズ社の置換プレスを採用した。

*平成 11 年度年次大会講演 (講演 No. B 2)

図 1 北越製紙新湯工場 E 系未晒・晒フロー

漂白シーケンスは未晒の2段酸素漂白の後、D-Eo-DnDの3.5段漂白であり、Eo段は過酸化水素を用いたEop段へも対応可能である。また晒工程の洗浄機は省スペースを図る為DW（デフューザー）を基本としたが、アルカリ段は後段薬品の減少を図る目的と、スケールトラブルが発生した場合の薬品洗浄の行い易さからアールストロームのDDウォシャー（Drum Displacer）を採用した。未晒・晒設備の主な仕様を表1に示す。

2.2 プラントメーカー保証値

新ファイバーラインの設計基準として表2の項目をプラントメーカー保証値に掲げた。この中で②の脱リグニン率は、設計段階よりも低い入口カップ一価で操業を行っているため、操業値は保証値より若干劣っている。

④の漂白薬品の原単位に関しては、当社は約10種類にもものぼる異なるチップから、5～6種類をブレンドして使っており、その時々で蒸解性、漂白性も異なるため、実機と同一の未晒パルプを使ったラボ漂白試験を行い、ラボでの漂白薬品原単位とその時の実機での原単位を比較評価することとした。

3. 操業状況

3.1 操業全般の状況

E系ファイバーラインの初期トラブルとしては、

- ・油圧機器、配管の洩れ、破損
- ・希釈、原料配管の振動による亀裂

などが発生し、配管ルートの見直しや、配管サポート

を強化する事で解決した。

また操業上ではインターロックで停止した時に、臭気ガスラインへパルプが逆流し、配管を詰らせる現象が起こったが、これは反応塔圧力をコントロールする調節弁のシーケンスを変更することで防止できた。

3.2 未晒工程の状況

未晒の操業状況を表3に示す。スリットスクリーンの未晒工程での使用は初めての試みであったが、結束繊維や異物の分離効果は予想以上であった。しかしその反面バスケットの寿命が短く、半年で交換せざる得なくなった。現在は耐摩耗を強化したバスケットを使用し延命対策を図っている。またチップハンドリング設備を含めた各トラップの排出頻度を増やすことで原料中の金属異物と砂利、砂の除去に努めている。

E系とD系のBSW出口固形分量と酸素段入口固形分量の比較を図2に示す。酸素段前のプレスは少ない段数での効率的な洗浄を目的としており、フィルター型洗浄機を2台使用しているD系と比較しても、E系でのBSW出口固形分量は、D系の半分以下である。酸素段入口ではO₂塔への設定供給濃度まで希釈する必要があり、固形分量が増加してしまいが、そこでもE系はD系の7割強である。

酸素段での脱リグニン率は約45%であり、2段の内訳は1塔目で約8割、2塔目で残り2割の反応となっている（図3）。先に述べたように薬品原単位や排水負荷低減などの面から、ブローカップ一価を計画より下げて操業しており、保証値には未達である。しかしブローカップ一価が上昇した時は、脱リグニン率も上

表 1 E 未晒・晒設備仕様

工程	メーカー	型 式
未晒精選	アールストローム	1 次ノッター：C-8 (8 mm ϕ) 2 次ノッター：KW-8 (8 mm ϕ) 1 次スクリーン：F-5 (0.22 mm スリット) 2 次スクリーン：F-3 (0.25 mm スリット) 3 次スクリーン：F-2 (0.25 mm スリット)
BSW	スンズ	DPA-1555
酸素段	アールストローム	O ₂ プレ塔：157 m ³ O ₂ 塔：315 m ³ ミキサー：アールミックス AM 30-25 2 台 デイスチャージャー：40-P 2-14 H 2 台 ディストリビューター：40-P 2-14 H
POW-1	アールストローム	1 段 DW：4 アーム, 8 リング
POW-2	スンズ	DPB-1255
DO 段	アールストローム	DO 塔：597 m ³ 2 段 DW：3 アーム, 5 リング ミキサー：アールミックス AM 25-20
Eo 段	アールストローム	Eo 塔：574 m ³ 洗浄機：DD 4040.1.5 MCV ミキサー：アールミックス AM 25-20 デイスチャージャー：40-P 2-14 H ディストリビューター：40-P 2-14 H
Dn 段	アールストローム	Dn チューブ：60 m ³ ミキサー：アールミックス AM 25-20 デイスチャージャー：40-P 2-14 H
D 1 段	アールストローム	D 1 塔：1,681 m ³ 1 段 DW：4 アーム, 7 リング ミキサー：アールミックス AM 25-20
クリーナー	NOSS	1 次～3 次：AL 80 4 次～6 次：AL 80 A
脱水機	丸石	センターディスクフィルター

表 2 プラントメーカー保証項目

①生産量	1,200 LBKP・ADt/D
②酸素脱リグニン率	47.5% 以上 (条件：酸素段入口 Kappa 価 17 以上)
③COD キャリオーバー	5 kg/ADt 以下
④薬品消費量 (目標値)	同一パルプを用いたラボ漂白実験値の 105% 以下

表 3 未晒操業データ

工程	パルプ濃度	諸データ
未晒精選	ノッター入口： 4.5% スクリーン入口： 3.7%	
BSW (DPA)	入口：3.7% 出口：34%	
酸素段	入口：12%	入口 kappa：14～15 出口 kappa：8～9 Δ kappa：45%
POW-1 (DW)	入口：11% 出口：11%	DR：0.8～0.9
POW-2 (DPB)	入口：6.5% 出口：34%	COD キャリオーバー： 4.5 kg/ADt

表 4 漂白条件

	D 0 段	EO 段	Dn 段	D 1 段
温度(%)	10～11	10～11	10～11	10～11
温度(℃)	59～62	56～61	65～70	64～70
pH	2.8～3.0	9.0～10.5	5.0～5.2	4.5～5.0
反応時間 (min)	60	70	8	180

注) 生産 1,200 BKP・ADt/D 時

DPBは洗浄水が2段添加方式となっており、1段目はエバコンデンセイト、2段目は高温水、と洗浄水を使い分けることで更なる節水を実現している。COD キャリオーバーは、高脱水なため、測定法による違いもあるが3.8～4.8 Kg ADtである。

3.3 晒工程の操業状況

漂白条件を表4に示す。

E系における各漂白段での白色度とK値の推移を図4に示す。

当社ではD0段での出口白色度70～71をターゲットとしており、製品白色度は85で抄紙機へ供給している。一般にいわれている通りECF漂白でのDEK値は高く、D0段と同程度である。また塩素ガスを用いた従来の漂白では、EO段での白色度がC D段の白色度より低下する傾向にあったが、ECF漂白では、EO段白色度がD0段と同じか、数ポイント高い。

トータルのClO₂添加率に対する各段の割合を図5に示す。

スタートアップ当初は最終白色度が下がらないようにD0段白色度を高めに操業していたが、D0段での添加を強化しても、白色度の上昇は頭打ちとなり、結果として白色度の割に添加だけが高めになってしまった。その後は図5に示した様にD0段で4～5割、残りの5～6割をDnD段での添加としている。

3.4 品質の状況

表5に最終仕上りパルプ品質を示す。O₂段前の相対粘度は6ヶ月平均で10.5であり、これはD系より1.5ポイント程高い。晒仕上り後ではその差が更に広がり、繊維を傷め難いITC蒸解と、塩素とハイポを使用しないECF漂白の効果といえる。

従来からの夾雑物の管理値は5.0 mm² 100 g以下であるが、E系はクリーナー入口では、そのレベルでありクリーナー出口では0.9 mm² 100 gとかなり低くなった。またこの1年間の操業を通して、

・連釜の不調などでカップー価が上昇しても夾雑物

図 2 E系とD系の全固形分量比較

図 3 未晒酸素各段における脱リグニン率

昇しており、ほぼ設計通りと見ている。なお酸素の分配比率は1塔目で全体の55～60%を添加し、アルカリは全量1塔目で添加している。

未晒最終段のプレスは、国内では1号機となるフィード濃度が中濃度のDPBであるが、脱水能力など性能の面では低濃度タイプのDPAと同等である。ただし操業面ではDPBの方が濃度変動に対し若干シビアであり、インレット部のノズル詰りを起こすことがあるため、供給濃度は設計より低めで運転している。プレスの採用によって洗浄水の使用量が低減出来るが、

図 4 各段における白色度と Kappa 値

図 5 ClO₂ トータル添加率に対する各段の割合

が増加しない

- ・薬液添加不足で仕上り白色度が低下しても夾雑物が増加しない

などの特徴があり、これはダスト除去システムやスリットスクリーン、クリーナーが良好である他、ECF 漂白導入の大きなメリットである。また最終白色度のバラツキ、PC 価なども従来より向上しており、これらは抄紙機へも好影響を与えている。

4. 環境への影響

E 系の設計当時、米国のクラスタールールは未決であり、当社でも ECF か TCF かの議論となった。最終的には

- ・オゾンを使用した場合の実操業と品質への影響
- ・古紙リサイクル性を高める為のパルプ強度の向上
- ・諸外国の環境規制項目の中で日本に適用されていないクロロホルム等の動向

などを重要視し、排水負荷低減に伴う排水処理コストの節減が、漂白薬品コストアップ分をカバーできる見通しがたったことで ECF の採用に決定した。AOX (吸着性有機ハロゲン化合物) やクロロホルム等の排出量の実績は表 6 の通りである。

以前から環境問題に対し積極的に取り組んでいたことから、従来法でも AOX は日本の自主規制値を大きく下回っていた。しかし ECF 漂白の導入によって更に 10 分の 1 以下となり、大気中へのクロロホルム発生量も 100 分の 1 以下への減少となった。これは米国のクラスタールールにも十分合致したプラントと自負している。

表 5 パルプ品質

粘 度		夾雑物		褪色 (PC 価)
O ₂ 段前	仕上り	D 1 後	仕上り	
10.5	7.8	5.7	0.9	0.5

注) 夾雑物の単位は mm²/100 g

粘度：王研法 JIS 相対粘度

5. 操 業 性

5.1 DCS オペレーション

DCS は既設の、横河電機センタム V との互換性から同社のセンタム CS を採用し、数ヶ月後には D 系列も合わせてセンタム CS に更新した。これによってグラフィックやシーケンスの作成がかなり容易になり、オペレーターが自分達で新しいシーケンスを作成したり、使いやすい工夫を凝らしている。

1,200 トン規模のプラントの運転停止はオペレーターにとってもかなりの負担増になると予想され、E 系ファイバーラインのほとんどの部分に自動立上げ/立下げシーケンスを用意した。しかし実際には自動シーケンスを試す間も無く運転に入り、個別シーケンス以外は現在も使用していない。立上げ/立下げは手動でも予想よりスムーズであり、DCS 上では数名で操作している。ただし立上げの際、中濃度アップフローが中心で中間タンクが少ないことから、工程の安定には多少の時間が懸かっている。水運転からいかに早く中濃度にもって行くかがポイントであり、更なる検討が必要と考えている。

5.2 D0 段 K 値制御

E 系における各種制御の中で特に目新しい物は無いが、ECF 漂白におけるファーストステージ D0 段の管理は、最終白色度の安定化と薬品原単位の削減において重要であり以下に紹介する。

当社では図 6 に示した Kappa 値制御と目標白色度制御の 2 通りの制御方法を用意した。

通常は Kappa 値制御を使用しており、D0 出口白色度を直 1 回測定し、結果によってオペレーターが D K の値を任意に与えている。操業が安定している時は D K を調整する必要は無いが、材種変更や立上げ時など、ClO₂ の添加が過剰過ぎると、逆に D0 入口の白色度指示が低下することがある。この様な時はオペレーターが濃度、白色、残塩などの操業因子から実際に白色度が低下しているのかどうか判断し、D K を調整している。Kappa 値制御でも目標白色度による補正を掛けているが、目標白色度の指示値は用意し

表 6 環境への影響

	放流水			クロロホルム	
	AOX (kg/ADt)	色度 (ppm)	BOD (ppm)	大気 (g/ADt)	排水 (g/ADt)
従来法	0.56	100～150	10	130	80
ECF	0.05	70	5	0.6	0.3

・Kappa 値制御

$$\text{ClO}_2 \text{ 添加率} = D \times K \times (\text{D0 入口 Kappa 値} - \text{目標出口 Kappa 値}) \times F$$

D・K：Kappa 値を 1 下げるのに必要な ClO_2 添加率

F：目標白色度による補正

・補正白色度制御

ClO_2 添加率 = 目標白色度の設定と補正白色度の指示による PID 制御

目標白色度：オペレーターが設定

補正白色度：流量、温度、白色、残塩、Kappa 値、pH から作られる白色度

図 6 D0 段の ClO_2 添加率制御

図 7 D0 出口白色度の比較

図 8 最終白色度の比較

たパラメーターの中で白色と残塩しか使っていないのが現状であり、非定常時にも対応させることが今後の課題の 1 つである。

図 7 に 2 ヶ月間での Kappa 値制御と白色度制御での D0 出口白色度の比較を示す。当社での D0 出口白色度のターゲット 70～71 に対して、白色度制御の時は低目が多く、白色度 69 がピークとなっている。またバラツキ範囲も白色度制御の方が若干大きくなっている。この傾向は最終白色度まで続き、白色度制御ではターゲットの 85 に対してやはり低目である (図 8)。これらから僅かな差ではあるが、Kappa 値制御の方がバラツキが少ないといえる。

6. 今後の課題

日本初の ECF 大型プラントとして稼動して 1 年以上が経ち、安定した品質と環境面での大きな効果を得

ることができた。また通常操業時は蒸気使用がゼロであり、エネルギー面でもロスが少なく、当初の目標を概ね達成することができた。しかし依然として ECF 漂白の未知なる部分が多いのも事実であり今後とも研究、検討を進め、

- ・ ECF 最適漂白条件の確立
- ・ 更なる環境負荷の低減
- ・ 適切な設備診断によるトラブルの回避

に向けて努力して行く所存である。

7. 謝 辞

過去 1 年間に於いて種々のトラブルも経験してきたが、現在の安定操業に至ることができたのはメーカー各社のご協力の賜物であり、この場を借りて心から感謝し、お礼申し上げます。