TMP 廃 蒸 気 か ら の 熱 回 収

日立造船 佐 藤 隆 士, 萩 原 尚 仁

Heat Recovery from TMP Waste Steam

Takashi Sato and Shoji Hagiwara

Hitachi Zosen Corp.

In this paper, a method of heat recovery to produce clean steam used as a general heat source from TMP waste steam is described and assessed whether investment in heat recovery system is feasible.

Keywords: TMP, Heat recovery, Refiner, Waste steam, Evaporator, Heat pump, Fouling coefficient, Heat transfer coefficient

1. ま え が き

日立造船は米国バウア社との技術提携によるダブルディスクリファイナー (DDR) の優れた機能を取入れ、数多くの RGP 及び TMP プラントを納入してきた。これらの経験から痛感することは、リファイナーでの発生蒸気の有効利用とリファイニング動力低減のむずかしさである。

メカニカルパルプの中で TMP は強度特性に優れ、不透明度も高いことから新聞用紙の軽量化に適したパルプとして増産されてきた。しかし、電力消費量が多いことからエネルギー低減が最大の課題となっている。

現在、TMP 製造工場で取組んでいるエネルギー低減の方法には次のようなものがある。

- (1) 発生蒸気のもつエネルギーの回収
- (2) 機械的または化学薬品前処理によるリファイナー動力の低減
- (3) コンピューターなどの活用による電力変動の減少にともなう無効電力の減少

これらの方法のうち、(1)項の発生蒸気からの熱回収は最も具体的に実行しやすい対策である。

TMP プラントの電力はリファイナーで約 90% が消費される。そのエネルギーの 95% 以上が蒸気に変換される。この発生蒸気のうち約 15~20% はスチーミング工程でチップの加熱に消費され、残りの余剰蒸気 (廃蒸気と呼ぶ) より熱回収が計られる。

標準的 TMP プラントは加圧形と大気圧形を組合せた 2 段リファイニングシステムである。廃蒸気も 100℃ 以下で、これを回収利用するとき得られるエネルギー形態は温水などに限定され、従来は大部分がそのまま大気へ放出されていた。これらの廃蒸気量はパルプ 1t つくるのに 2.0~2.5t にも達する。一方、TMP プラントの省エネ化が本格的に検討され始めた 1970 年後半からリファイニング工程を加圧クローズド化し、高圧の廃蒸気を取り出す試みが北欧、カナダで始められ、1980 年代には、1 次・2 次リファイニングとも加圧下で行う 2 段加圧リファイニングシステム (タンデムシステム) も開発された。これらの高圧廃蒸気を利用してエバポレーター (リボイラーとも呼ばれる) でクリーン蒸気が生成され、TMP プラント内に限らず幅広いエネルギー源として利用されるようになってきた。

本文では TMP プラントの廃蒸気を熱源としてクリーン蒸気を発生させ、これをプロセス蒸気に置き換える省エネルギー化について当社の実績を踏まえ紹介する。

2. TMP プロセスと発生蒸気量

2.1 TMP プロセス

TMP プラントの機能的流れは各プラントメーカーとも基本的にほぼ同じである。一方、構成機器はパルプ品質や熱回収などの面から各社それぞれ性能・構造に工夫をこらしている。現在、スチーミング工程での

チップ加熱用蒸気はリファイナークリーン蒸気にて全量供給され、メークアップ蒸気は不要となってきた。当社の TMP プロセスでは熱回収や高濃度リファイニングでの安定化を計るため、加圧形 DDR には主軸にリボンスクリューを取付けたコアキシャルフィーダーを、また大気圧形 DDR には図 1 に示したシングルリボンスクリューとコアキシャルフィーダーを組み合わせたトップワインダーフィーダーを採用している。

TMP プロセスはリファイニングの方法により次の 3 つに大別される。

- (1) 加圧形 1 段リファイニングシステム
- (2) (加圧形+大気圧形) 2 段リファイニングシステム

図 1 トップワインダーフィーダー

ム

- (3) (加圧形+加圧形) 2 段加圧リファイニングシステム

(1)のシステムは原料の良い北欧で採用されているシステムであるが日本での実績はない。

(2)のシステムは従来から標準的 TMP プロセスで採用されているシステムである。この標準的 TMP プロセスのうち、1 次リファイナークリーン原料を蒸気から分離するために使われるサイクロンを大気圧形から加圧形に変更し、高圧蒸気を取り出してプロセス蒸気に置き換えることにより熱回収を計る工場が多くなってきた。パウア社は本方式による TMP 廃蒸気からクリーン蒸気を発生させる熱回収装置の実績を 7 件持っており、当社でも 1984 年に日本で初めて大王製紙三島工場に納入した。

(3)のシステムは 1 次および 2 次のメインリファイニングを加圧下で行い、熱回収を一層徹底させたシステムである。パウア社は本システムに対して下記 7 社の実績を持っている。

- Enso-Gutzeit, Summa 工場 (操業中)
- Enso-Gutzeit, Kotka 工場 (操業中)
- Bowater Newfoundland, Cornerbrook 工場 (操業中)
- Bowater Southern, Calhoun 工場 (操業中)
- F. F. Soucy, Quebec 工場 (操業中)
- Bowater Carolina, Catawba 工場 (1986 年操業予定)
- Kruger, Bromptonville 工場 (1986 年操業予定)

数年前までは $2 \sim 3 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ のクリーン蒸気を発

図 2 2 段加圧リファイニングシステム

生させる熱回収装置が多かったが、1985年以降は2段加圧リファイニングシステムからの廃蒸気により、 $3.5 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ 程度のクリーン蒸気を発生させ、このクリーン蒸気をそのまま抄紙機のドライヤーで使用する方式が実施されてきた。

図2に2段加圧リファイニングシステムのフローを示した。

2.2 廃蒸気の発生量と性状

TMP プロセスの熱バランスは系内に入る希釈水の温度、回収水の温度、さらにリファイナーの安定運転に必要なリファイナー動力負荷率およびプロセス内の圧力バランスなどを考慮して決定される。

標準的 TMP プロセスで発生する1次リファイニング後の廃蒸気(約 100°C)は、リファイナー動力を 42 kw-d/ADt 加えたとき、約 0.8 t/ADt (パルプ) 発生する。 35 kw-d/ADt かけた2次リファイニング後の廃蒸気($90\sim 100^\circ\text{C}$)は約 $0.8\sim 0.9 \text{ t/ADt}$ (パルプ) である。これらの値はリファイナーのプラグワイパー水やプロセス希釈水の大部分に常温の清水を使用した場合であ

る。清水の代わりに $70\sim 80^\circ\text{C}$ のクリア白水を使用すれば、同じリファイナー動力で廃蒸気量はさらに増え、1次リファイニング後で約 1 t/ADt (パルプ)、2次リファイニング後で約 1.1 t/ADt (パルプ) となる。

2段加圧リファイニングシステムで重要なことは、1次・2次リファイニングを安定化させるための圧力バランスである。図3に標準的圧力バランスを示した。この圧力バランスから2段加圧リファイニングシステム全体のエネルギーバランスをとると図4のようになる。本図をみると、2次リファイナーから発生する蒸気エネルギーは1次リファイナーからの蒸気エネルギーの約1.3倍あり、両者合わせると多大な高圧廃蒸気エネルギーとなる。これらの高圧廃蒸気からエネルギー回収を行うことに2段加圧リファイニングのメリットがあると言える。なお、バウア社では2段加圧リファイニングシステムにはスチーミング装置を設けず、このシステムから標準的 TMP プロセスと同等のパルプ品質を得ている。

TMP システムから発生する廃蒸気は木材中の揮発性有機物やエアを含んでいる。廃蒸気からの熱回収ではこれらの不純物の影響を考慮して計画する。1次リファイニングからの廃蒸気中にはチップに随伴して混入するエアが約 $0.1\sim 0.4$ 重量%、揮発性有機物(ターペンチン、テルペン、エタノール、蟻酸、酢酸など)が約 $0.3\sim 3$ 重量%含まれる。揮発性有機物は水蒸気の潜熱を奪っただけではほとんど凝縮せず、不凝縮ガスとしての挙動を示す。これらのうち特に蟻酸と酢酸は酸性が強く、廃蒸気凝縮液の pH は $2.5\sim 4$ 位となる。また、通常廃蒸気はサイクロンセパレーターでパルプと分離されるため微細なファイバーが含まれる。この量はサイクロンセパレーターでのファイバー捕集率および廃蒸気圧力の変動によって大きく vari、特に、プラントのスタートアップ時にファイバーが廃蒸気側に流れやすいため注意が必要である。2次リファイニングからの廃蒸気の性質は1次リファイニングに比べ不純物の含有量が相当少なく、廃蒸気凝縮液の pH もそれほど低くはならない。

2.3 廃熱回収方法

TMP 製造工場では何らかの形で熱回収設備を導入している。廃蒸気からの熱回収としては、一般に表1に示す方法がある。廃熱回収を行うときは、前記の廃蒸気に含まれる各種不純物による機器への影響およびその処理方法を十分考慮しておく必要がある。

ファイバー：

熱交換器の汚れ、廃蒸気ラインのつまり、排気ファンへの付着による振動の発生など起こす。

図3 2段加圧リファイニングシステム
圧力バランス

ベンチュリースクラバー、温水シャワー、サイクロンセパレーター、エリミネーターなどで除去する。

ア :

熱交換が阻害される。

2段加圧リファイニングシステムの採用, 適切

なエア抜きなどにより影響を除く。

有機酸：

金属材料の腐食を起こす。

廃蒸気と接する部分の材質は SUS 304、また廃蒸気凝縮液と接する熱交換器や配管の材質は SUS 316 あるいは SUS 316 L 相当を使用する。

表 1 TMP 廃蒸気よりの熱回収一回収方法とその特徴の比較一

回 収 方 法	ク リ ー ン 蒸 気 生 成		空 気 昇 温	清 水 昇 温	清 水 / 白 水 昇 温
熱 交 換 形 式	間 接 式 (ヒ ー ト ポ ン プ)	間 接 式 (チ ュ ー ブ プ レ ー ト / エ バ ポ レ ー タ)	間 接 式 (フ ィ ン チ ュ ー プ 式)	間 接 式 (チ ュ ー ブ or プ レ ー ト)	直 接 接 触 式
廃 蒸 気 条 件	100℃ 以 上 の 蒸 気	2 ～ 4 kg/cm ² 程 度 の 蒸 気	100℃ 前 後 の 蒸 気		100℃ 以 下 の 蒸 気
回 収 用 途	・ 抄 紙 機 ド ラ イ ヤ ー 熱 源 ・ プ ロ セ ス 蒸 気 ・ 暖 房 ・ 熱 交 の 熱 源	(同 左)	・ ボ イ ラ ー 燃 焼 空 気 予 熱 ・ 抄 紙 機 ベ ン チ レ ー シ ョ ン エ ア ・ 暖 房	・ 抄 紙 機 用 稀 釈 水 ・ リ フ ァ イ ナ ー 用 稀 釈 水 ・ ボ イ ラ ー 補 給 水 ・ プ ロ セ ス 用 水	・ チ ッ プ 洗 淨 水 ・ プ ロ セ ス 稀 釈 水 ・ リ フ ァ イ ナ ー 稀 釈 水
	・ 発 生 蒸 気 の 温 度 は 最 高 約 (175℃ 冷 却 水 温 度) まで 可 ・ 広 い 用 途 の ク リ ー ン 蒸 気 が 得 ら れ る	・ 広 い 用 途 の ク リ ー ン 蒸 気 が 得 ら れ る	・ フ ィ ン に 熱 伝 導 度 の よ い ア ル ミ が 使 え る	・ 清 水 側 は 普 通 鋼 製 で よ く 安 価	・ 簡 単 な 装 置 ・ メ ン テ ナ ン ス は ほ と ん ど 不 要 ・ 設 備 費 が 安 い
特 徴	利 点	TMP プロセスを加圧クローズド化する必要あり ヒートポンプ式より熱回収率がよい	・ ダクトが長い ・ 掃除に時間がかかる	・ 掃除に時間がかかる	・ 全接液部に耐酸材が必要 ・ 用途に限られる
	欠 点	・ 保 温 施 工 範 囲 が 広 い ・ 設 備 費 が 高 い ・ 多 量 の 冷 却 水 が 必 要 ・ 約 半 分 の 熱 量 を 蒸 気 と し て 回 収			
熱 収 支	一 ケ ー ス ス タ ッ デ ィ ー

ここでは廃熱回収方法として、最近操業実績が増加してきた廃蒸気を利用したクリーン蒸気生成の方法、すなわち、ヒートポンプ方式とエバポレーター方式について、その特徴を述べる。

1) 吸収ヒートポンプ方式

吸収ヒートポンプは臭化リチウム (LiBr) 水溶液と冷媒 (水) の飽和蒸気圧の違いを利用して、廃蒸気以上の圧力を持つ蒸気を取り出すことができるものである。装置の基本構成は廃蒸気を持つ熱で冷媒を蒸発させる「蒸発器」、この冷媒蒸気を LiBr 水溶液へ吸収させ、廃蒸気以上の圧力を持つ蒸気を取り出す「吸収器」、濃度の薄くなった LiBr 水溶液を廃蒸気で濃縮させる「再生器」およびこの再生器で発生した冷媒蒸気を冷却水で凝縮させる「凝縮器」の4種類の主要熱交換器から成る。基本フローを図5に記載した。

TMP プラントの廃蒸気に適用されるのは第2種ヒートポンプであり、取出せるクリーン蒸気の温度は150°C 位まで可能である。一般にクリーン蒸気温度の概略値は次式で与えられる。

$$T_o = T_i + (T_i - T_c - 25)$$

T_o : クリーン蒸気温度 °C

T_i : 廃蒸気温度 °C

T_c : 冷却水温度 °C

$T_o - T_i$ を通常、昇温幅と称し上式からわかるように廃蒸気温度と冷却水温度により一義的に決る。廃蒸気を高温で取出せれば、それに応じた高温クリーン蒸気を発生させることができる。一定温度のクリーン蒸気を発生させる場合には、廃蒸気温度が高いほど、すなわち、昇温幅が小さいほど吸収ヒートポンプの設備費は割安となる。

熱回収量はおよそ廃蒸気保有熱量の50%であり、残りの熱量は冷却水側へ流れる。したがって、30~35°C の多量の冷却水が有効に利用できる場合は100%の熱回収が可能となる。海水が冷却水として使え

ころでも吸収ヒートポンプが有効な熱回収装置となる。

2) エバポレーター方式

エバポレーター式クリーン蒸気発生装置の特徴は高い廃蒸気圧力から、一定の温度差でクリーン蒸気を取り出す、水蒸気凝縮-水蒸気蒸発の熱交換を行う点にある。リファイニングプロセスから、このような圧力を持つ廃蒸気を安定して取出せれば単純な熱交換器でよい。

当社の標準的熱回収フローを図6に示した。

当社は多管式およびプレート式エバポレーターを製作でき、垂直多管式エバポレーターの第1号機は1984年大王製紙のTMPラインに組込まれ、現在順調に稼働中である。

図6 エバポレーター式クリーン蒸気発生装置

図5 吸収ヒートポンプ式クリーン蒸気発生装置

エバポレーターは管内あるいはエレメント外が廃蒸気の凝縮側で、廃蒸気を下部より上部へ垂直に流す立形とすることにより、廃蒸気中のファイバーやピッチなどを廃蒸気凝縮液にて自己洗浄する効果を持たせている。また、このタイプは機械洗浄がしやすい。管外あるいはエレメント内は蒸発側で、薄い流下液膜を形成し蒸発効果を高めている。管外の流下液膜形成は当社の立形吸収ヒートポンプの技術を応用し、上部に設けた2段の特殊分配板から各管に均一流させ、さら

に数段の下部分配板で薄膜を確実に形成させることを特徴としている。

エバポレーターの伝熱面積や平均温度差は廃蒸気の量と性状および発生クリーン蒸気量から決まる。

廃蒸気とクリーン蒸気との温度差は、クリーン蒸気圧力と伝熱面積とのバランスから、当社は 5°C 前後(圧力差で約 0.5 kg/cm^2)を設計ベースとしている。

水蒸気の凝縮と蒸発との熱交換における総括伝熱係数は、水質管理が良ければ汚れ係数が小さくとれるため、ほぼ各境膜伝熱係数で決まる。水蒸気中に不凝縮ガスが混入されると水蒸気の分圧が下がって、混合ガスの温度が低下するとともに、凝縮側の境膜伝熱係数は減少する。図7に不凝縮ガスを含む水蒸気凝縮における境膜伝熱係数の傾向を示した。したがって、不凝縮ガスによる伝熱係数の低下を防止するためにエバポレーターから廃蒸気の一部(通常、入口廃蒸気の2~10%)を逃がしている。

図7 不凝縮ガス量と境膜伝熱係数

伝熱面の汚れはクリーン蒸気発生量を減少させるので、当社は廃蒸気側の汚れ防止として、(1)ファイバーはエバポレーター下部に設けたサイクロン効果による分離と伝熱面での自己洗浄で除去されるが、必要ならベンチュリースクラバーをエバポレーター入口に設ける、(2)タールやピッチ分は定期的に NaOH 水溶液により洗浄する、という方法をとっている。蒸発水としてはボイラー給水やプロセス蒸気ドレンなどを用いるため、クリーン蒸気側の汚れは廃蒸気側ほど短期間でひどくはならない。蒸発側伝熱面の汚れは化学洗浄する以外にないが、薬品に強酸を使うことが多く、腐食の点で好ましくない。このため、ブローダウンが汚れ防止に有効な手段となるが絶対的なものではなく、清浄剤の使用と合わせて実施する方法が確実である。

2.4 低圧蒸気の昇圧

ヒートポンプやエバポレーターで発生した蒸気は通常 $2\sim 3\text{ kg/cm}^2\text{G}$ である。このため、プロセス蒸気や抄紙機ドライヤー熱源として単純に置き換えられないことがある。このような場合に、サーモコンプレッサーやメカニカルコンプレッサーで所要圧力まで昇圧してから供給する方法がある。サーモコンプレッサーは高圧の駆動蒸気で低圧蒸気を吸込み、混合後、中圧蒸気とするスチームエジェクターである。駆動蒸気は $5\sim 15\text{ kg/cm}^2\text{G}$ 程度のものが使用される。図8に駆動蒸気圧力 $10\text{ kg/cm}^2\text{G}$ における吸入比(駆動蒸気量/吸入蒸気量)と吐出圧力の関係を示した。

図8 サーモコンプレッサー吸入比曲線
(駆動蒸気圧 $10\text{ kg/cm}^2\text{G}$)

3. 経済性検討

ここではエバポレーター方式で発生させたクリーン蒸気が単純にプロセス蒸気に置き換わるとして経済性を検討する。150 ADt/dのTMPプロセスより廃熱回収装置へ $3.5\text{ kg/cm}^2\text{G}$ の廃蒸気を供給し、約 $3\text{ kg/cm}^2\text{G}$ のクリーン蒸気を得るため、(1)1次リファイニング後までを加圧システムとした場合、(2)2段加圧リファイニングシステムとした場合について考える。図9に蒸気単価に対するエバポレーター設備の設備費償却年数の関係を示した。なお、設備費償却年数は次式で算出している。

$$\text{設備費償却年数} = \frac{\text{設備費}}{\left(\frac{\text{クリーン}}{\text{蒸気量}}\right) \times \left(\frac{\text{蒸気}}{\text{単価}}\right) - (\text{運転維持費})}$$

図 9 エバポレーター式熱回収装置の蒸気単価と設備費償却年数

ここで、設備費には大気圧リファイニングシステムから加圧リファイニングシステムへの変換に必要な改造費にクリーン蒸気発生用機器・配管・電気・計装設備一式および据付工事を含んでいる。運転維持費は電力代およびメンテナンス費などを含んでいる。

図 9 より、1 段加圧リファイニングシステムの場合 2 年で、2 段加圧リファイニングシステムの場合 1.5

年以下で設備費が償却できることになり、設備投資するだけの価値が十分あると言える。

廃熱回収装置の経済性は、一般にクリーン蒸気量で置き換わるプロセス蒸気量などに対して、製紙会社独自の電力単価と蒸気単価とから設備費償却期間を算出し評価する例が多い。しかし、電力単価と蒸気単価は自家発電と買電との比率、昼間と夜間の買電単価の違いを考慮した操業比率などにより大きく変わるので、実情に合わせて評価していく必要がある。

4. あとがき

ここに TMP プラントの省エネ対策の一つとして、廃蒸気からクリーン蒸気を発生させる方法を述べてきた。この方法

によるエネルギー回収の効果は大きく、TMP プロセスの省エネを考える上での参考になれば幸いである。しかし、クリーン蒸気は工場内での用途によりその価値が判断され、すべてのケースで有効とは言えない。TMP プラントはリファイナー動力が生命であり、パルプ品質を損なわずに低減されて初めて真の省エネ対策となることを付記しておく。