

サルファイトパルプ排液の濃縮並に燃焼

山陽パルプKK* 野村 順次**

1. 緒 言

パルプの製造法にはサルファイト法、クラフト法、セミケミカルパルプ法など種々の方法があるが、サルファイト法とクラフト法が最も広く採用されている。これらの化学的パルプ製造法においては木材を薬液にして高温高压で蒸煮するが、その際生成するパルプと概ね同量の固形分を含んだパルプ排液を生ずる。その排液の主成分はリグニン化合物である。サルファイトパルプ法では、このリグニン化合物の物理的および化学的性質を利用して、各種分散剤、粘結剤、鞣剤、道路撒布剤、用水処理剤、タンニン代用品、バナタン原料などにこれを使用しており、また排液中の糖分を利用してアルコール、イーストなどの製造に供しているが、その利用量は比較的少なく、大部分は放流し、徒らに漁業問題を惹起している。海外では、このサルファイトパルプ排液を濃縮し、ボイラーの燃料とする工場もある。特にスエーデンなどの北欧諸国では石炭を輸入しているため、大部分の工場が燃焼法をとっている。欧州大陸でも燃焼する傾向にあり、アメリカでも排液を濃縮し、その濃縮液を化学的および物理的に利用し、その残部を燃焼している。アメリカではCaより溶解度の高いMgO, Na, NH₃などのベースに代りつつある。これらの可溶性ベースの薬液を使用すれば、濃縮におけるスケール・トラブルを防止し得る利点と、高歩留にパルプを得られる利点がある。特にMgO, Naのベースを採用する場合、ボイラーの残滓よりこれらの薬品を回収し得るという特長もある。

クラフトパルプ法の場合は、パルプ排液を濃縮燃焼しその残滓より使用薬品の回収を行う。この場合ボイラーで発生する蒸気はパルプの製造工程に使用する蒸気の大部分を自給する。

このようにクラフトパルプ法では排液を燃焼するのが普通であるが、サルファイトパルプ法でも最近、クラフト法同様に燃焼する傾向となった。

2. サルファイトパルプ排液の組成 および採取方法

パルプ排液の組成は、使用する木材の種類（例えば針

葉樹と広葉樹）、蒸煮液のベースの相違例えばCa, MgO, Na, NH₃など、製造するパルプの種類例えば製紙用パルプと溶解用パルプなどにより異なるが、一般的な分析値を第1表に又元素分析値を第2表に示す。

第1表 SP 排液の組成 (赤松材 単位g/l)

分析事項	赤松材 No. 1	分析事項	赤松材 No. 1
比重	1.069	永久結合亜硫酸	18.51
粘度	1.320	有機物	160.00
pH	2.0	総揮発酸	6.18
全固形分	181.87	醋酸	5.04
灰分	22.45	蟻酸	1.14
鉄分	1.43	メタノール	0.20
石灰	7.60	エタノール	0.42
苦曹	0.21	アセトン	0.65
全硫黄分	11.84	フルフラール	0.56
硫酸塩	3.64	リグニン	84.32
遊離亜硫酸	0.27	全糖分	45.00
緩結合亜硫酸	1.98	ヘキソース	42.39
		ペントース	5.61

第2表 SP 排液の元素分析値

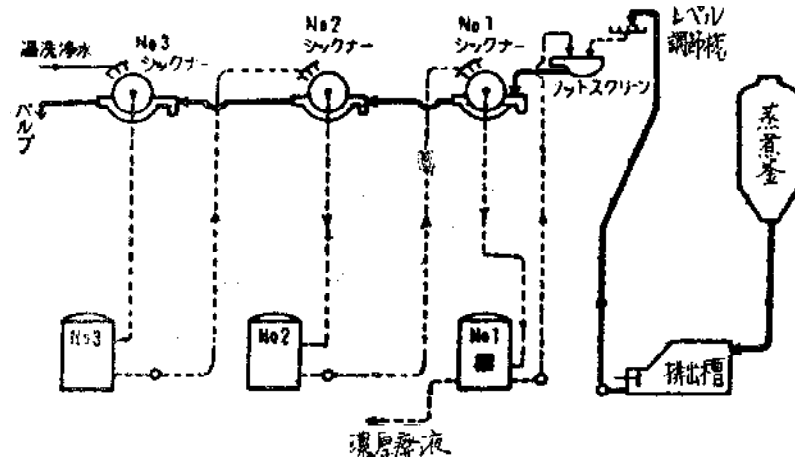
C	47.32%
H	5.58
N	1.03
O	23.41
SO ₄	5.82
灰分	16.84
計	100.00

パルプ排液を経済的に濃縮しようとする場合は、その採取するパルプ排液の濃度を可及的に高くし、且つ多量分離することが第一条件である。現今行われている採取方法としては、(1)直接抽出法、(2)置換法、(3)洗滌法、(4)向流式多段洗滌法などがある。(1)法は蒸煮罐より排液を直接抽出するもので、濃度は190~220g/lで高いが、その量が少ない。すなわち、パルプ1トン当り約2~2.6 m³である。(2)法は蒸煮罐に温水又は稀薄液を注入し、パルプに吸着している排液を置換抽出する方法で、その

* 東京都千代田区丸の内1の2

** 研究部副部長

濃度は100~120g/l で比較的lowいが、パルプトン当り4~5m³ の排液を採取し得る。この法はパルプ排出槽にし高压洗滌水でパルプを洗滌すると同時に排液を採取する方法で、前二者より濃度はlowいが、高压洗滌水の代りに稀薄排液を使用すれば濃度も130~150g/l 程度に上げることができ、パルプ1トン当り5~8m³ の排液を採取し得る。(B)法は第1図に示す如く、向流式にパルプを洗滌し、排液を分離することができ、濃度も140~170g/l、



第1図 排液採取装置

パルプ1トン当り5~8m³ の排液を採取し得る。この方法はクラフト・パルプ法にも広く採用されており、現今最も優れた方法である。但しこの場合シクナーに亜硫酸石灰のスケール附着によりパルプの洗滌の不足と泡立ちの点多少問題がある。

3. サルファイトパルプ排液の濃縮

サルファイトパルプ排液を燃焼する場合、予めエバポレーターにて濃縮するのが一般に行われている方法である。濃縮する場合、供給する原パルプ排液の全固形分濃度は10~16%で、濃縮液は55%内外である。パルプ排液は従来より Ca ベースを採用しているため、濃縮に際して加熱部分にスケールを発生し、濃縮効率を低下せしめる原因となつている。近年海外ではMgO, Na, NH₃ 等の可溶性ベースを採用するようになり、スケール発生を防止する傾向にある。Ca ベースのパルプ排液の場合、スケールトラブルを防止するため種々の型のエバポレーターが考案され、実際操業に採用されている。

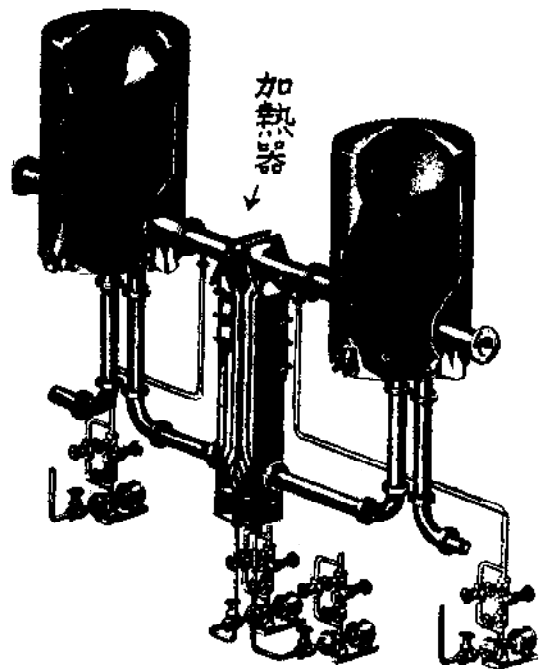
すなわち、スエーデンの ROSENBLAD PATENTER 社型、スイスの ESCHER WYSS 社型などである。ROSENBLAD 型は多段真空式エバポレーターで、加熱器がプレート式切替スイッチ法という特殊な構造、すなわちプレート式加熱器で排液と蒸気側が交互になつており、操業間気液切替バルブにより一定時間毎に切替えスケールを除去する仕組である。ROSENBLAD 型を第

2図に示す。

RAMEN 型は液の加熱面上のスケール生成を防止するように設計された5~6段の真空式エバポレーターである。この型は、加熱部分にスケールが附着した場合簡単に取りはずせるようになっており、一般に8時間操業で15分間洗滌する。また、中間に加熱処理器があり、この中で CaSO₄の一部がスライム状に沈降せしめられる。

LURGI 社型は6~8段の真空式エバポレーターで、特にスケール防止を考慮した構造ではないが一段の予備エバポレーターを設置し、スケール発生のため蒸発効率が低下した場合、同型特有の切替バルブによつて予備のものに切替えるものである。ESCHER WYSS型は多段真空式エバポレーターで、排液中のCaSO₄を石膏結晶の表面に析出せしめこれによつてスケールを防止する新しい方法である。この場合は前記の型式より更に強制循環を行う必要がある。そのエバポレーターの構造を第3図に示す。

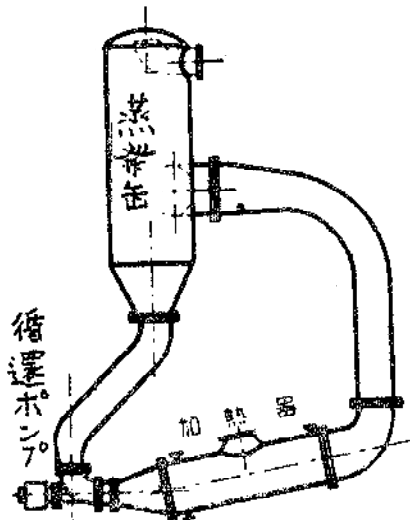
上記のものは多段真空式エバポレーターで、海外で実際使用されており、中でも Rosenblad 型、Lurgi 型が広く使われて



第2図 ROSENBLAD PATENTER 型
エバポレーター

いるが、1953年頃より Escherwyss 型を採用する工場も若干ある。パルプ工場に採用されている Rosenblad 式多段真空エバポレーターの系統図を第4図に示す。

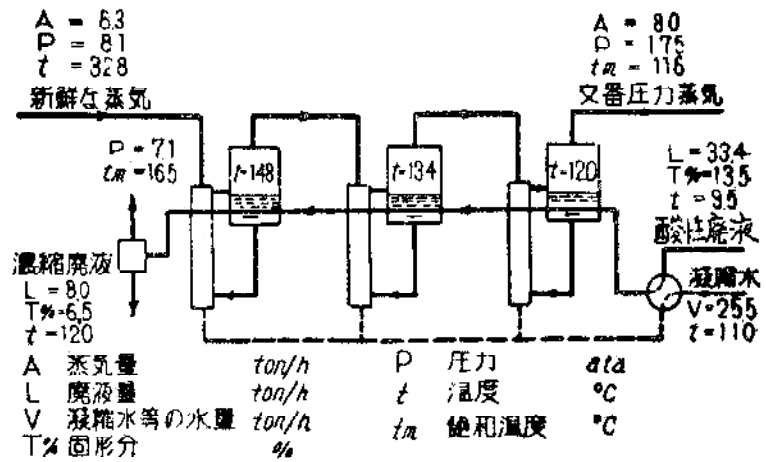
交番圧力式エバポレーターは真空式と反対に各段について切替可能ではなく、全装置を同時に切り替えねばな



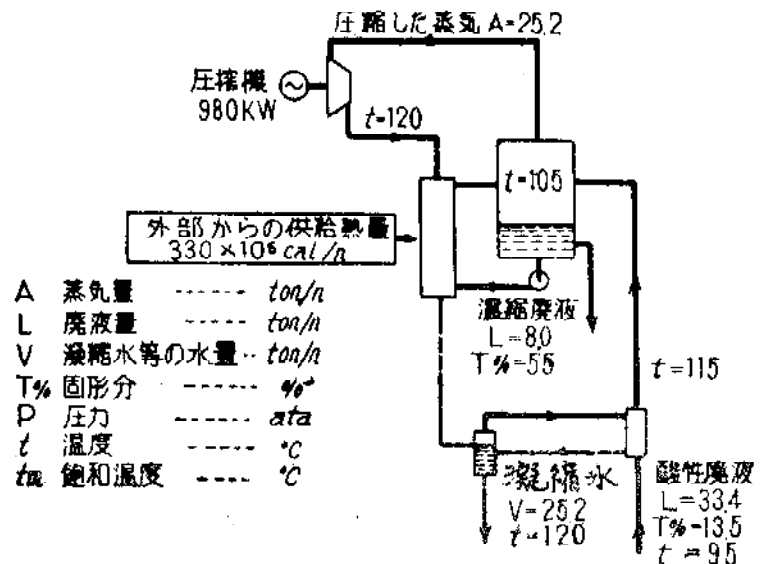
第3図 Escher Wyss 式エバポレーター

らない、或時間最高蒸気圧力下で作働した離は次に最低圧力下で作働する。この方法は真空式より処理温度が高いため、スケール生成を防止することが困難である。この場合のスケールはCaSO₄による無機物と加熱面に堆積する有機物スケールである。これらのスケールは塩酸洗滌により短時間に除去できる。このようにスケール洗滌のために作業を停止せねばならないが、真空式より熱経済的である。第5図にスエーデンで行われている交番圧力式エバポレーターの系統を示す。

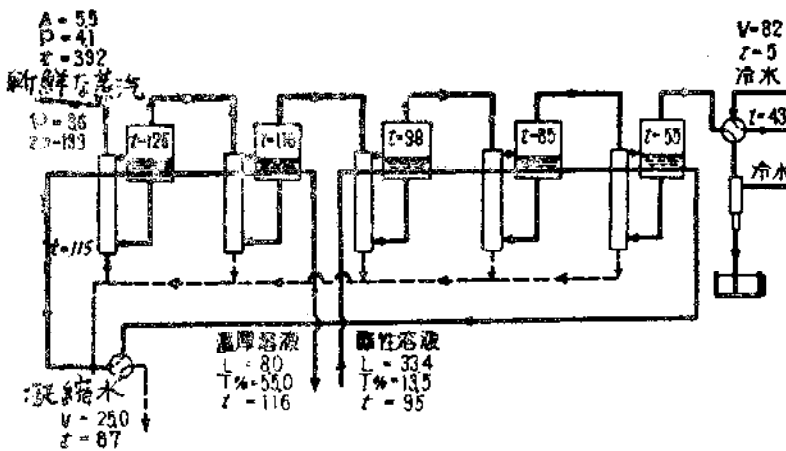
これらの他熱圧縮式エバポレーターがある。これは熱コンプレッサーを使用する方法で、第6図にスエーデンで行われているものの系統を示す。この型式は電力の安価な場所では非常に



第5図 交番圧力式エバポレーター系統図



第6図 熱圧縮式エバポレーター系統図



A 蒸気量... ton/h T% 固形分... %
 L 廃液量... ton/h P 圧力... ata
 V 凝縮水等の水量 ton/h t 温度... °C
 tn 飽和温度... °C

第4図 真空式エバポレーターの系統図

有利なもので、欧州でもかなり採用されるようになった。

上記の3型式について、その濃縮に要する熱量を第3表に示す。

第3表 各種方法の所要熱量の比較

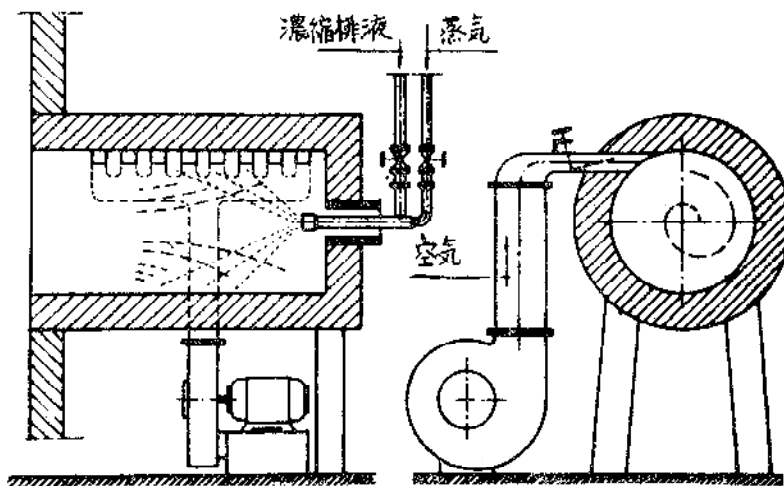
エバポレーターの種別	熱所要量 kcal/kg. パルプ 廃液
5段真空式	150
交番圧力式	40
熱圧縮式	45

4. サルファトパルプ排液の燃焼

パルプ排液中の純有機物、すなわち灰分および水分を除去せる乾燥物質の発熱量は 4,600kcal/kg であり、また灰分を含み (15%) 水分を含まざる乾燥物質のそれは 3,910kcal/kg である。前記の濃縮装置で全固形分量55%の場合(水分45%)に濃縮せるパルプ排液は 1880kcal/kg 程度である。

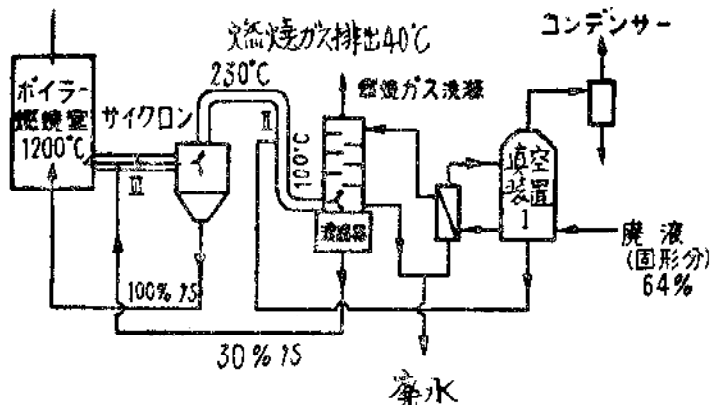
前記の如く、Ca ベースのパルプ 排液濃縮装置の発達に従い、パルプ排液の燃焼も 実施されるようになった。1950年スウェーデンで Loddbby 型サイクロンバーナーで普通のボイラーに水管壁を取りつけ燃焼し得るようになった。Loddbby 型サイクロンバーナーはシリンダー状の専焼室 (2~3m³) を炉に併置し、その内部でサイクロン式バーナーよりの濃縮排液を燃焼するもので、第7図にその概略図を示す。

欧州では RAMÈN 式燃焼装置も採用され、実際作業



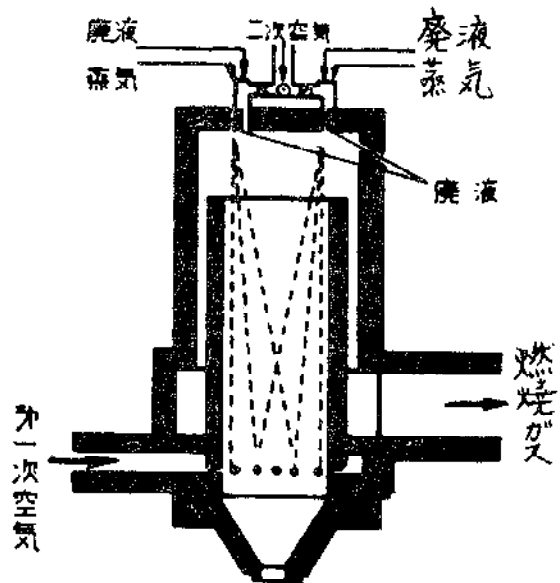
第7図 Loddbby サイクロンバーナー

されている。これは第8図のごとく、全固形分約30%に濃縮されたパルプ排液が、ボイラーから約 1000°C の高温燃焼ガス中に注入され、水分が蒸発し、サイクロンで



第8図 Ramèn 型燃焼装置

乾燥粉末状で分離され、ボイラーで燃焼される。更にガスは燃焼ガス洗滌器で加熱し、パルプ排液の濃縮に使用



第9図 Ramèn 式燃焼装置

する。この RAMÈN 式燃焼装置に使用する原パルプ排液は全固形分12%以上でないとい経済的でないとい報告されている。

オーストリアの Lenzing 社では Lurgi 社製の6段真空エバポレーターで固形分35%程度に濃縮し、第9図の如き RAMÈN 式燃焼装置で燃焼している。

Roddbby サイクロンバーナーによりパルプ排液を燃焼した場合、発生せる蒸気量より濃縮に要した蒸気量を差引いて計算すれば、溶解用パルプ1トン当り 340kg、またストロングパルプ 1トン当り 250kg の熱量を得ると報告されている。

スウェーデンにて Loddbby サイクロンバーナーでパルプ排液を燃焼した場合の熱バランスを第4表に示す。この場合濃縮は5重効用罐で行い、蒸発水量 1kg に対し約150kcal の熱量を要する。全固形分 55% のパルプ排液の発熱量は 2,000 kcal である。この場合パルプ蒸煎罐中の全固形分はストロングパルプ 1トン当り 475kg、溶解用パルプ1トン当り 635kg である。

スウェーデンにおけるサルファイトパルプ工場の工程別熱消費量を第5表に、またパルプ排液濃縮燃焼の一例を第6表に示す。

第4表 スエーデンにおける濃縮液燃焼時の熱バランス一例

	ストロングパルプ	溶解用パルプ		ストロングパルプ	溶解用パルプ
廃液中の全固形分 kg/パルプ t	1,050	1,400	発 熱 量 kcal/kg	2,000	2,000
“ (含有率) %	13.5	13.5	ボイラー効率(η) (%)	80	80
U %	80	80	熱 発 生 量* (1)	2,347	3,200
回収された固形分 kg/パルプ t	840	1,120			

* (1) 単位：100万 cal/パルプ t U：回収された固形分量と蒸発完了後の固形分量の比 (%)

第5表 各パルプ工程における熱消費量 単位：100万cal/パルプ t

各工程名称	ストロングパルプ			溶解用パルプ		
	最 高	中 位	最 低	最 高	中 位	最 低
蒸 解	719	961	961	1,011	1,330	1,600
パルプ乾燥	680	861	861	680	680	680
濃 縮	950	950	950	1,300	1,300	1,300
計	2,349	2,772	2,772	2,991	3,310	3,580

第6表 スエーデンにおけるSP廃液の濃縮燃焼例

(G. Edlign: Pulp and Paper Prospects in Latin America, F. A. O. 1955.)

	製紙用ストロングパルプ	溶解用パルプ
パルプ生産量 t/日	100	100
“ t/時	4.17	4.17
SP廃液全固形分 %	13.50	13.5
“ kg/パルプ t	1,050	1,400
濃 縮 比	80	80
収 率	80	80
SP廃液量 t/時	37.4	43.3
“ 固形分 %	10.8	10.8
濃 縮 液 量 t/時	6.3	8.3
“ 濃度 %	55	55
蒸 発 水 量 t/時	26	34.8
濃縮液正味熱量 kcal/kg	2,000	2,000
ボイラー効率	80	80
操 業 時 間 時/年	7,000	7,000
総 設 備 費 (a) ドル	550,000	650,000
年 間 資 本 費 (b) ドル/年	110,000	130,000
燃 料 節 約 量 (c) t/年	8,150	10,900
“ 金額 ドル/石炭 t	13.6	11.9

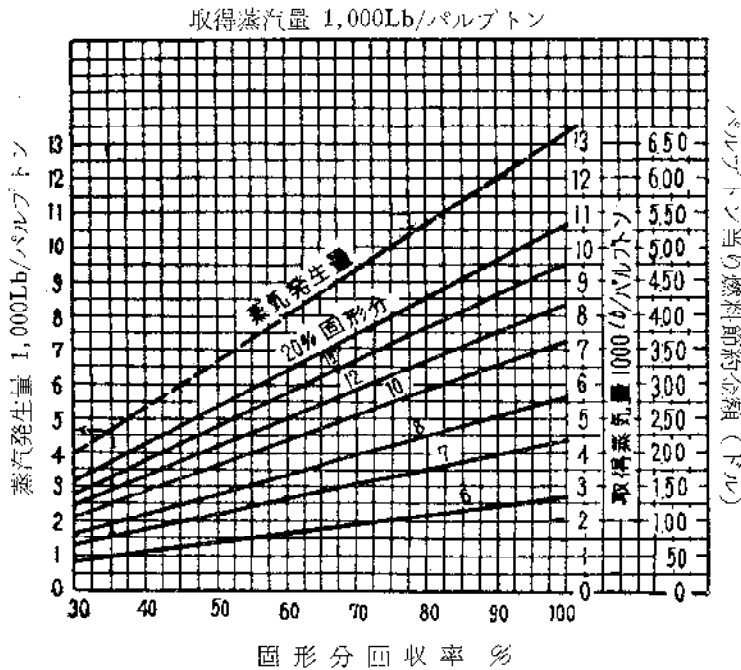
(a) エバポレーター、建物、現在ボイラーのSP廃液燃焼設備費等の総計、エバポレーターは5重効用罐

(b) 償却10% (10年間) + 金利3% (年利率6%) + 7% (修繕、電力、雑材料費) = 20%

(c) 石炭 1 kg 6,500 cal.

第10図に固形分回収率、回収パルプ排液の固形分濃度およびその濃縮液を燃焼して得られる蒸気量の関係を示す。

以上の燃焼装置は何れもパルプ排液の専焼の場合であるが西ドイツの WALSUM 工場では褐炭の粉末とパルプ排液の固形分粉末を混焼しておる。この際パルプ排液



第10図 固形分回収率，濃度と取得蒸気量との関係
(W. J. Darmstadt : TAPPI. 36, No. 6, 1953)

に固形分約 55% 迄濃縮し更に揮発ガスにより粉末化する。

MgO ベースのパルプ 排液の濃縮燃焼はアメリカにて 実際行われておりその一例として，BROWN 社の例を第 11 図に示す。この場合パルプ排液 (MgO ベース) は 3

段式向流洗滌法により 固形分 13% で採し取 Ramen 型 6 重効用罐で約 60% 固形分に濃縮しこれを Babcock and Wilcox 炉で燃焼し 71T/H の蒸気を得ており又同時に MgO の回収も行っている。この工場の主要な諸数値は次の如くである。

原液固形分濃度 13% 炉内温度 1,371°C
燃焼用濃縮液の濃度 60%

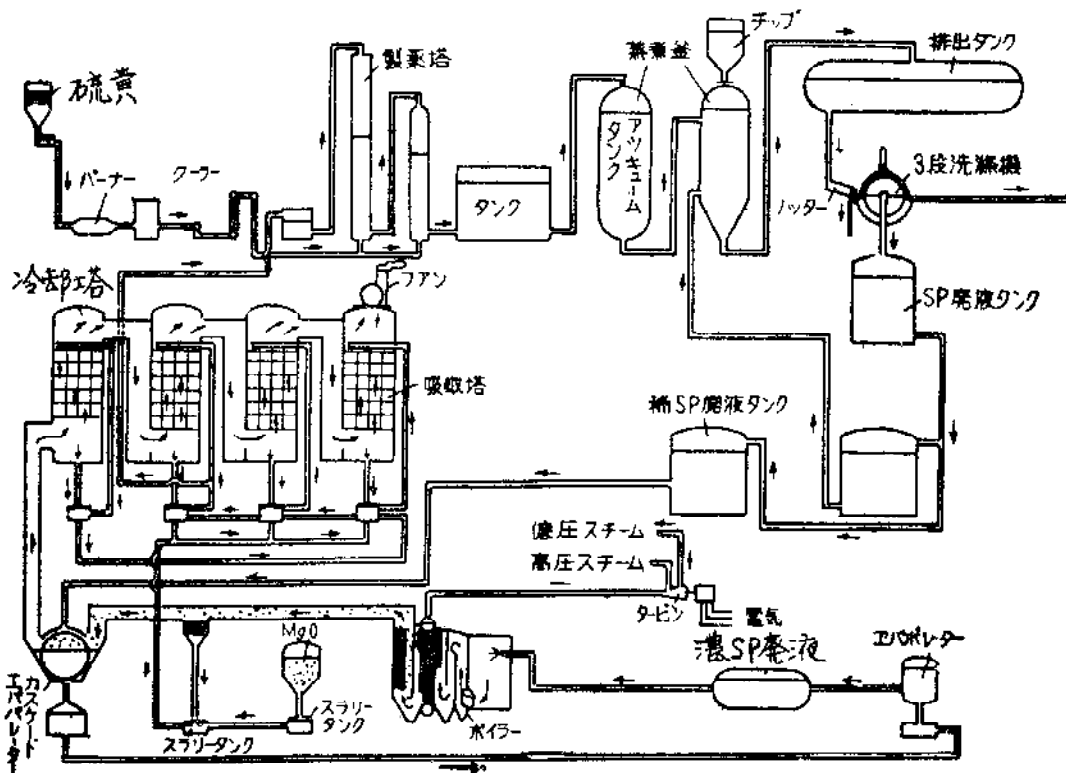
第 1 蒸発罐温度 121°C
" 温度 110°C 第 6 " 50°C
燃焼量(絶乾固形分) 334.8t/H

Babcock and Wilcox 炉は 1 基でパルプ排液の固形分 334.8T/H を燃焼する。これはパルプ生産量として 250/t 日に相当する固形分でパルプ/t 当り 1.34t の固形分に相当する。この場合のフローシートを第 11 図に示す。

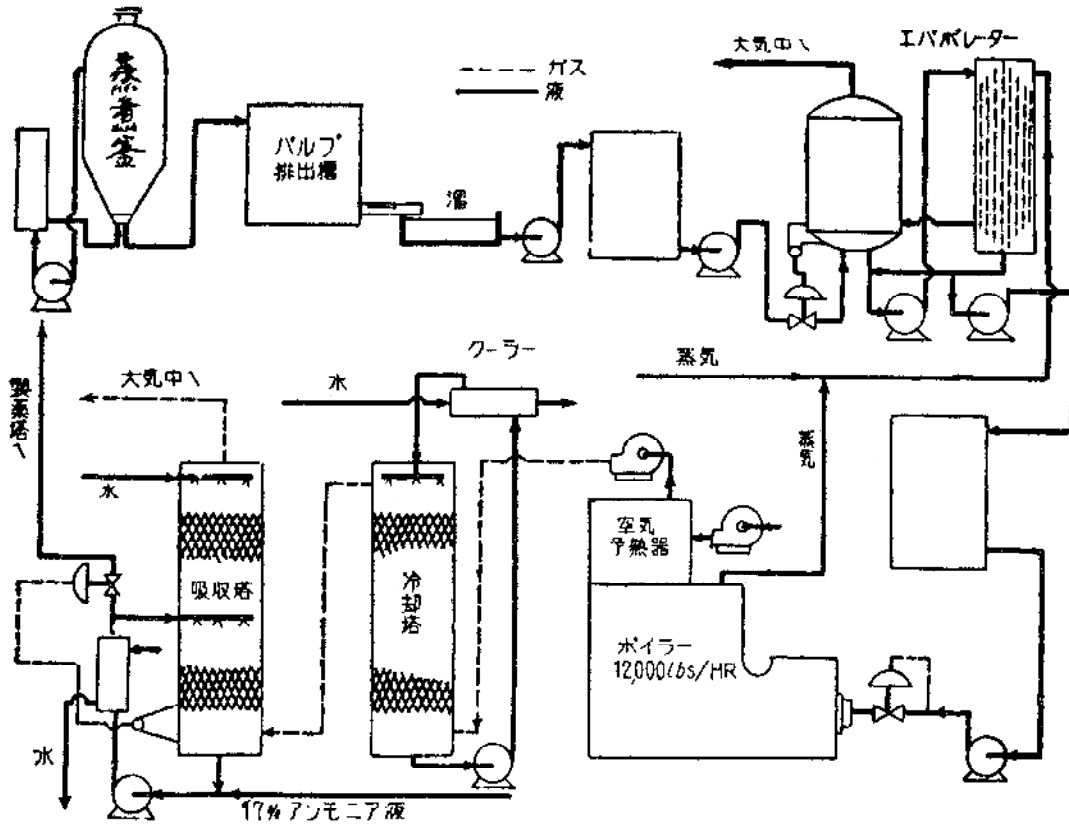
アメリカの Crown Zellerbach 社のオレゴン工場は 1951 年 NH₃ ベースのパルプ排液を濃縮燃焼している。この場合のフローシートを第 12 図に示す。

Na ベースのパルプ 排液の濃縮燃焼についても種々検討し工業的に行われているが比較的实施工場数も少ないため省略する。

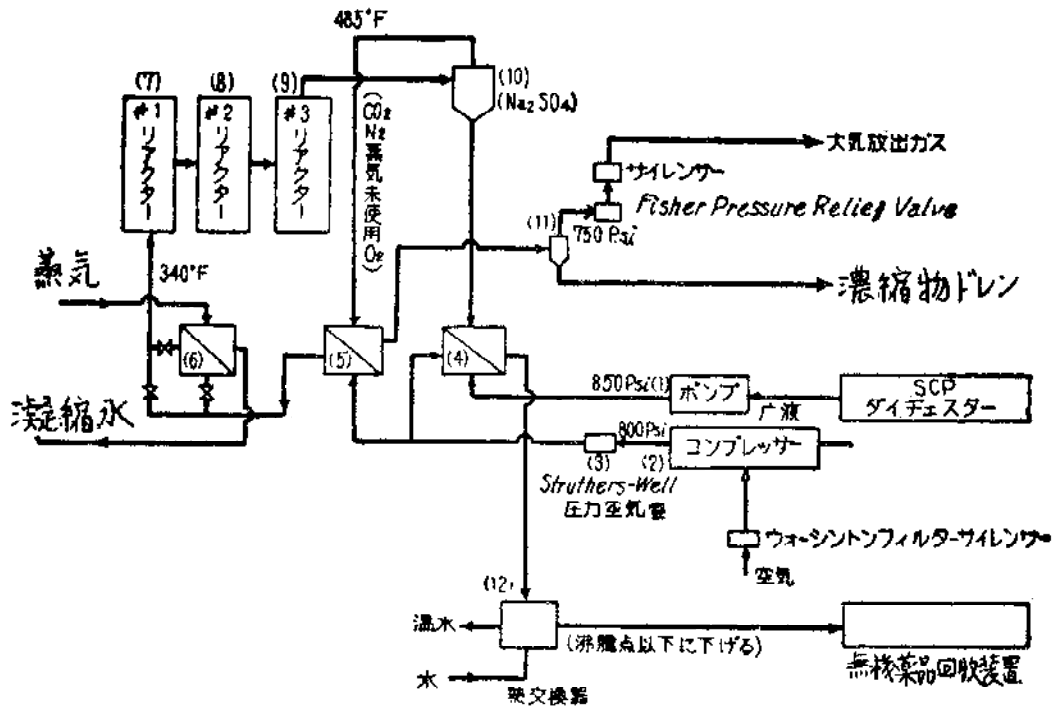
之等はパルプ排液を濃縮し燃焼するものであるが最近



第 11 図 MgO ベースの S P 廃液燃焼処理工程図



第 12 図 NH₃ ベースの S P 廃液燃焼処理工程図



第 13 図 Hammer Mill Paper 社の S P 廃液の湿式燃焼式*

燃焼を行わないで高温高圧下で分解する所謂湿式燃焼法が Zimmerman 等により研究され工業化されんとして

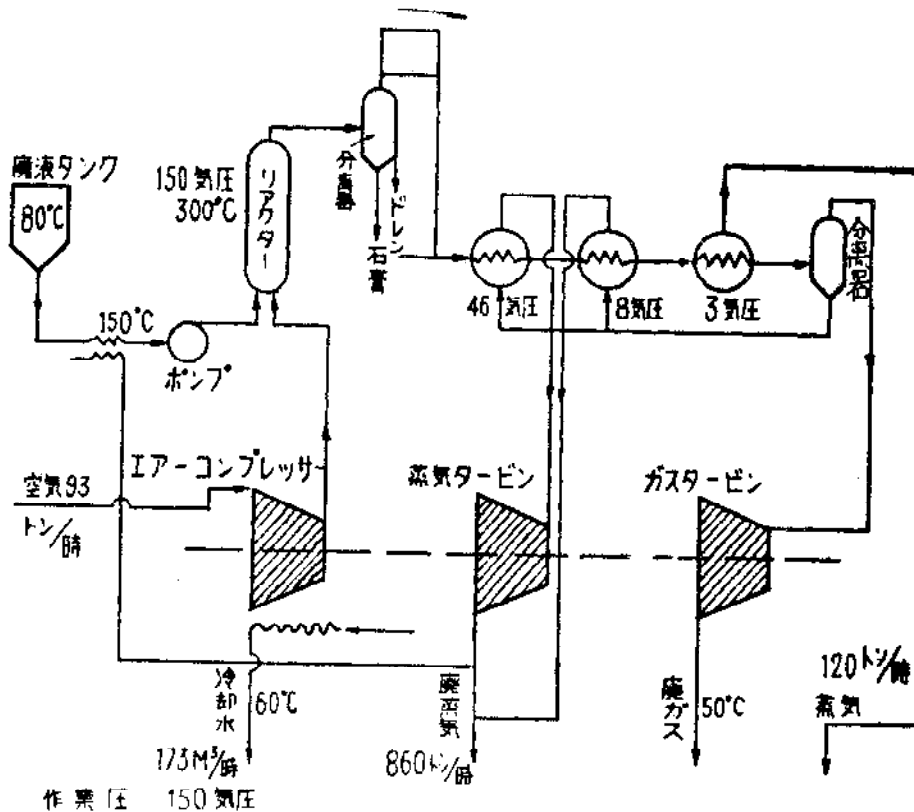
いる。アメリカの Hammer Mill Paper 社が1954年中間試験プラントを建設しある程度の量を処理している。又

ノルウェーの Borregard 社は 1959年運転開始を目標として現今建設されている、Hammer Mill 社のフローシートを第13図に示す。

*第13図の説明：(1) Washington pump (2) Compressor (3) Compressor 用圧力空気室 (4) (5) (6) 熱交換器 (7) (8) (9) 反応器（高さ 30ft. 径 34in. ステンレスのクラッドスチール、常用温度204~370°C）(10) (11) 分離機(12)熱交

換器。この中間試験装置では薬品の回収を計り動力の回収も行っているものと考えられるがその詳細は不明である。

Borregard 社はサルファイトパルプ 500T/日 の排液を対称とし蒸気120t/H を発生し燃料の節約と汚水問題解決を目的として建設しておりそのフローシートを第14図に示す。



第 14 図 Borregard 工場の設備

5. 結 び

上記の如く濃縮法にも種々の型があり夫々の特徴を有するもので簡単に比較は出来ないが、本邦の如き電力の比較的高価な処では濃縮および燃焼に電気エネルギーを多量必要とする方法は適当ではない。例へば濃縮における熱圧縮法 (Thermocompression) と湿式燃焼法の如き方法、本邦としては 5~6 段真空式エバポレーターを設置しサイクロンバーナーにより燃焼することが適当と考

える。パルプ排液量の少い工場では石炭との混焼も考えられるがパルプ日産200 トン以上の工場では混焼よりもサイクロンバーナーによる燃焼の方が適当である。本邦におけるパルプ工業はパルプ排液の燃焼を行っていないが合理化の点を汚水処理の点より考えれば燃焼することも意義のあることと考える。パルプ日産100 トンのパルプ工場で排液の濃縮燃焼を行う場合建設資金として3~4 億円を要する。