

第5章 工場管理の現状と主要問題点

第5章 工場管理の現状と主要問題点

5.1 収益状況

(1) BRPPにおける収益状況はTable 5-1-1に示す。1981年までは収益はプラスであったが、1982年以降は赤字に転落し、かつその規模は拡大傾向にある。

これは市況の低迷が原因であるが製造コストの高騰がそれに拍車をかけているためである。

最近過去5～6年間の主要な経済変動は次の通りであった。

平価の切下げ	1978 11.	:	425 → 625 Rp/US\$
	1983 3.	:	625 → 970 Rp/US\$
重油の値上げ	1980 5.	:	45 → 75 Rp/lit
	1982 1.	:	75 → 125 Rp/lit
	1983 1.	:	125 → 200 Rp/lit
経済成長率	1981	:	7.09%
	1982	:	2.25%
	1983	:	3.00% (推定)
消費者物価	1981	:	7.09%
	1982	:	9.69%

Table 5-1-1 Income, Production, Selling Price and Major Costs

Item		1980	1981	1982	1983
1. Profit	1,000 Rp	721,160	53,105	-502,642	-1,574,936
2. Production	ADt/y	12,873	12,702	12,595	11,787
3. Selling price	Rp/kg	507	574	576	568
4. Production cost	Rp/kg	356	473	503	559
5. Material cost for self-made pulp	Rp/kg	—	293	219	207
6. Repairing cost	Rp/kg	41	42	59	47
7. Depreciation	Rp/kg	35	36	41	38
8. Personnel expenses	Rp/kg	—	91	103	102
9. Others	Rp/kg	86	88	121	167
10. Number of employees		—	776	775	751
11. Personnel expenses RP 1,000/year/person		—	1,494	1,675	1,596

5.2 工場管理

工場活動はある目標（収益性と経済性）を達成させるために全員が努力する活動である。本リノベーション計画を順調に推進させるためには設備の改善のみでなく、管理部門の見直しも同時に必要である。この設備の改善と強化された管理部門を良い関係で噛み合わせれば、BRPPの収益は大巾に向上出来るであろう。

5.2.1 物量管理＝生産管理

(1) 操業、財務用データは豊富にある。これらのデータを目的別に整理統合し操業の現場管理に使用するならば必ずや生産性の向上、収益の向上に有効となろう。

現状の問題点及び対策は次の通りである。

- i) 紙日産の管理は On-Recel 上の紙重量 (ADt/a) から最終仕上り製品高に変更すべきである。
- ii) 諸効率の意味を明確にする。
- iii) 諸標準の充実とその確実な実施
- iv) 仕掛り計算の整理統合 (含む切り捨て)
- v) 生産管理担当部門の強化
- vi) QC活動のより一層の推進化

5.2.2 品質管理

品質の低下は即販売力の低下に繋がるものであり、重要な管理項目である。現在トップ経営層の指導の下に TQC の第 1 段階として SQC (Statistic Quality Control) が導入されている。この QC 活動をより充実させ生産性向上に結びつける事が大切である。又具体的な活動として

(1) 常に営業部門と連携してユーザーの情報を品質に反映させる。

例えば他社競争製品の品質把握、ロット間の色ちがい多発、早過ぎる色戻り等の問題である。

- (2) 上記の問題点に基づき最も経済的なパルプの配合、薬品添加率の変更等の検討
- (3) 品質のパラツキ巾の縮小対策
- (4) 提案制度の導入

(5) サークル活動の導入

以上の事柄が必要となろう。

5.2.3 原価管理

収益性、経済性向上のために操業現場における原価管理の導入が効果的である。又具体的な対策は5.2.1項に記述した。

5.2.4 製品管理、販売管理

現状の製品管理は良好に実施されている。よって今後の対策としては

- (1) 本リノベーション計画の成功の可否は新規生産品目の販売に左右される。
- (2) 第3章に記述したごとくユーザーに対する現状の販売活動力は弱い。早急に組織の充実を図ると共に人材を投入して販売力の拡大を図る必要がある。

5.2.5 設備管理

- (1) 修繕費の実績はTable 8-1-1に示した通りであり、紙の売価に占める比率は約8%である。又施設部員1人当りの設備管理台数は約21台/人と少ない。
- (2) 施設部責任による抄紙機の停止時間数は1983年で約190Hrと異常に多い。最近3ヶ年の事故を検討した結果、周期性の事故や同一個所における再発事故等が散見される。
- (3) これらの事故の原因は下記の内容が考えられる。
 - a) 設備の定期修繕の不足
 - b) 事故原因の徹底的追求の不足
 - c) 修繕内容の不徹底
- (4) 上記の事柄は現在RBPPでの設備管理はBM(Break down Maintenance)であって決してPM(Preventive Maintenance)ではない事を意味している。又これらを助長している大きな要素は施設部において修繕費が管理されていない事である。この事は我々にとって全然理解する事が出来ない事柄でもある。

5.2.6 購売管理

自製パルプ用の原木及び購入チップの品質，価格は製造コストに大きく影響を与えている。

- 1) 原木の確保は長期計画に基づき実施されるべきであり，かつ要求される紙の品質に適する原木を選定すべきであろう。
- 2) 又，木材の含有水分量，木材に付着している樹皮の量の多少によって購入価格は調整されるべきである。
- 3) 購入Lパルプの購入価格も同様である。

5.3 自製パルプ用原木の現状

5.3.1 消費量

最近3ヶ年間の原木の消費量はTable 5-3-1に示す。

Table 5-3-1 Log Consumption

Year	Log		Purchasing chip		BKP. BDI Rate (Estimate)			
	SM	RP/SM	ADt	RP/kg	Log	P. chips	Total	
1981	N	71,821.5	8,082	—	—	4,205	—	9,358
	L	83,685.5	8,968	2,600	32.3	4,606	542	
1982	N	57,265.5	10,657	—	—	3,762	—	9,298
	L	47,658.5	8,978	9,388	33.6	3,309	2,227	
1983	N	52,411.5	7,893	—	—	4,006	—	8,862
	L	31,292.5	7,540	9,134	32.5	2,334	2,552	

Note: The bamboo material is divided into half between each N and L materials.

上記表の詳細はFig 6-2-1に示した。

又，N材及びL材のBKP換算比率は約45：55であった。L-BKP用としての購入チップは年々増加傾向にあり1983年においてはL-BKP換算比率で約52%となっている。

5.3.2 品質

調木室の操業の実状はパルプ品質安定の面から多くの問題を有している。問題点を下記に示す。

- (1) N材，L材チップの配合比率は不正確であり，又現状の設備では，この配合を正しくコントロールする事は不可能である。

(2) すべての木材及び購入チップは樹皮付きであり、この樹皮付着率はPinusでは2～5%、購入チップでは14～15%である。通常BKP用木材チップはすべて樹皮なしチップが使用されている。

(3) L-BKP用木材は品種が多くかつその消費量比率は不安定である。又一般的に小口径材が多く枝材までも使用されており、BKPの品質に悪影響を与えている。

(4) マングローブ材はL材用として数年前より使用され始めた。しかし、この木材の使用は下記の理由により早急に中止すべきである。

i) 蒸解が困難である。

ii) 含有塩分のためダイゼスター、ブロータック等の金属腐蝕の進行が著しい。

(5) 木材の購入及びその消費量の把握はSM単位が使用されている。この単位は木材を1m³容積内に層積みした場合の測定法である。よってこのSM単位からのパルプ生産量の計算をする場合、その数値のバラツキが大きく信頼性に欠ける。木材の量の確保は木材の実量(出来ればBDI)で実務の方が望ましい。

5.4 生産能力と実績

5.4.1 全 概

既設設備の能力(実績に対する設計能力又は公称能力)は大略次の通りである。

調 木 設 備 :	60%
蒸 解 設 備 :	50～55%
洗 浄 設 備 :	105～110%
ろ 過 設 備 :	95%
エバポレーター :	105～110%
リカバリーボイラー :	105～110%
メインボイラー :	95%
苛 性 化 設 備 :	90%
調 成 設 備 :	75%
抄 紙 機 :	80%
仕 上 設 備 :	95%

全般的に BRPP のパルプの生産能力は洗浄設備（ウォッシャー）エバポレーター及びリカバリ
ーボイラー等の薬品回収設備の能力によって規制される。又、薬品回収率は約 65±6% と通常の標
準値 90～95% に比べて非常に悪い。詳細は Table 10-3-1 に示した。

5.4.2 現状の自製パルプの生産

(1) 自製パルプの生産

自製パルプの生産実績は次の通りである。詳細は Table 5-4-3-1, 7-1-1 に示した。

項 目	単 位	1981	1982	1983
自製パルプ年産	BDt-BKP/y	9353	9298	8863
平均日産	BDt-BKP/y	28.9	29.0	28.9
最近の日産	BDt-BKP/y	-	-	32.8
自製パルプ生産比率	%	83.7	84.4	86.4
(全パルプに対しての)				
自製Nパルプの比率	%	45.0	41.5	45.2
自製Lパルプの比率	%	55.0	59.5	54.8

(2) 生産上の問題点

i) UKP の生産量（収率）の把握は標準化されていない。

（注記） パルプ生産量は箱部門でのみで計量されている。パルプの品質（原木を別にして）
は蒸解条件の Roc-NO と収率ではほぼ決定される。このうち後者は製造コストにも影響を与え
る重要な管理ポイントである。この収率はパルプ生産量（UKP）を決める唯一の要素であ
る。

ii) 現状は原木原単位とパルプ生産量はお互いに相関性がない。よって早急に改善すべきである。

（注記） 上記の相関は 1981 年では誤差は少ないが 1982 年では約 -5.7%、1983 年で
は約 -17.7% であった。

iii) 薬品回収率は約 65±6% と非常に悪い。

（注記） これはウォッシャーの構造的欠陥のためパルプシートの洗浄が充分出来ないから
である。このため薬品ロスの増大（薬品費コストアップ約 32～33 Rp/BD.tg）、排水の負荷
増大となっている。

iv) 紙中のダストが他社より約 4 倍多い。原因は樹皮付き原木の使用、セントリ、クリーナー

ポンプの保守不良である。

(3) パルプ収率の推定

現状のパルプ収率の推定値は次の通りである。

蒸解の収率	42.73%
晒の収率	87.55%
総収率	37.41%

1982年の総収率の実績は35.9%であった。通常上記総収率は42~45%位である。

BRPPでの実績値が低い理由は原木の樹皮付着率が高い事、木材ダスト混入率が高い事及び原木の含有水分が比較的多い(最近の入荷原木は生木が多い)ためと思われる。

(4) エバポレーターの処理能力

1984年2月のエバポレーターの処理能力はTable 6-6-1, 6-6-2に示した。主データは次の通りである。

蒸解での黒液発生量	: 約1.8 t/BDI-UKP
エバポレーター供給量	: 約1.2~1.3 t/BDI-UKP
洗浄設備での未回収分	: 約0.5~0.6 t/BDI-UKP

<エバポレーター処理, 1984年2月>

入口黒液濃度	: 20.15%
出口黒液濃度	: 46.6%
蒸気使用量	: 0.825 t. Steam/t. BL
蒸発比	: 3.57
黒液固形分	: 55 t. BL/24Hr

以上のデータによりエバポレーターの処理能力は55 t. BL/24hrが限度であろう。尚公称能力は入口濃度18.5%, 出口濃度52%において44.2 t. BL/24hrである。従ってエバポレーターの操業はかなり厳しいものであろう。このため出来るだけエバポレーターの操業の安定化を図るため弱黒液タンクの増設が必要となろう。

5.4.3 紙の生産

(1) 紙の生産実績

紙の生産実績は次の通りである。詳細はTable 5-4-3-1, 5-4-3-2に示した

		1981	1982	1983
年産	ADl/y	12702	12595	11787
平均日産	ADl/d	37.2	36.5	34.1
※操業日数	d/y	341.6	345.4	345.6
HVSの生産比率	%	73.7	77.6	61.7
HVOの生産比率	%	17.7	10.6	9.1
平板とロール巻の比率	%	-	98.1	88.6
2級品の発生率				
HVS	%	16.6	13.5	9.4
HVO	%	5.1	9.14	3.3

注記 ※マークの算出計算は次の通りである。

$$A = BOC$$

A : 操業可能日数

B : 総日数

C : 計画工事休転 + 計画工事に操入れる正当な理由のある休転 (例えば抄紙用具の取替等)

(2) 紙の種類

BRPPで抄造されている紙の種類は1981年で5種類11銘柄、1982年は5種類10銘柄であるが1983年は6種類18銘柄である。しかしながらいずれも主力製品はHVS、HVOであり全製品の80~90%を占めている。又HVS50、60、HVO60、CS70の4銘柄は全体の75~88%を占めている。

(3) パルプの配合比率

パルプの配合比率は次の通りである。

	1981	1982	1983
自製パルプ/購入パルプ	84/16	84/16	86/14
N-パルプ/L-パルプ	42/58	41/59	44/56

(4) 生産上の問題点

操業上の問題点は次の通りである。

- 1) On-Reel方式による生産量管理のため日常における操業状態の実情は、直ちにかつ実感として把握する事が困難である。この結果操業管理(労効率の維持及び向上、品質の向上及

び原単位の減少に対する努力)は停滞気味になりやすい。

- 2) 品質標準、作業標準書の不備及び不徹底による品質のバラツキが拡大しやすい。例えばフリーネス及び濃度の確認と処理量の修正、薬品添加量の調整方法等である。
- 3) 定期休転工事の実施徹底と時間致不足による各設備の清浄不良

(5) 設備上の問題点

- 1) 調整室の1次叩解機はスチール刃を有するスーパーレファイナーである。この叩解機は繊維を切断するには効果的であるが、紙力向上のための繊維のファイブリル化には不適當である。よって叩解機はダブルディスク型叩解機の採用を検討すべきであろう。
- 2) フローボックス及びアプローチ設備は旧型でかつその性能はかなり低下している。印刷、筆記用紙のみの抄造であるならば、一部の設備及び部品の更新で使用可能である。しかしながら将来の薄葉紙抄造のためにはこれらの設備の大部分は新設備に更新する必要があるであろう。
- 3) 既設抄紙機の設計速度及び実績は夫々300m/min、240m/minである。この抄紙機は基本的には350m/minまで抄造可能であろう。従って一部の設備を更新し段階的に増速する事を検討すべきである。
- 4) ワイヤパートにおける初期脱水率は50~55%と多い。このためクレイの歩留りは標準的な数値より低い。よってワイヤパートにおける脱水設備及びワイヤークロスの検討をすべきである。
- 5) ドライパート入口の湿紙水分は64%と高い。このため蒸気原単位はOn-Reelで3.1t/t紙、仕上り日産で3.62t/t紙と一般の値よりかなり高目である。これはプレスパートのニップ圧が低いためである。
- 6) 既設カッター及びワインダーは旧式かつ劣化が著しい。簡単な修理程度ではその性能及び精度は回復は困難である。この両設備は更新すべきであろう。

5.4.4 抄紙機の効率

(1) 現状の効率に関する項目は妥当である。しかしながらその分類の方法は、操業の問題点をより確実に把握するためには若干不適當と思われる。従って効率の数値は我々が採用している方法に組替えて算出した。その結果及び目標値はTable 5-4-4-1に示した。

又抄紙機の原因別停止時間の実績はTable 5-4-4-2に示した。

(2) 問題点

製造部責任による抄紙機の停止は施設部責任によるその約3.5倍(1983年)を示している。具体的には紙切れの多発(フリーネス、パルプ濃度のバラツキ及び紙力の不安定)及び抄紙用具に起因するトラブルである。これらはずべて適切な設備改善及び操業改善を実施する事により大巾に減少させる事が出来る。

5.5 原 単 位

5.5.1 既設の操業による原単位

現状における蒸気、電気及び清水の使用量及び原単位は次の通りである。

		1981	1982	1983
蒸 気	消費量 ton	123,482	127,096	106,661
	原単位 t/t paper	9.7	10.1	9.1
電 気	消費量 kWh	20,053,115	19,939,263	19,663,643
	原単位 kWh/t paper	1578.7	1583.1	1668.3
清 水	消費量 m ³	5,241,965	4,991,730	4,912,985
	原単位 m ³ /t paper	412.7	396.3	416.8

5.5.2 原単位の設備部門別原単位の推定

上記原単位(推定)は1983年12月及び最近のデータを参考にして算出した。その結果はTable 10-6-2に示した。

主要設備における大略の原単位(1983年)は次の通りである。

	蒸 気	電 気
蒸 解 設 備	2.74 t/BDt-BKP	51.46 kWh/BDt-BKP
パルププラント (-除く蒸解設備)	2.65 t/BDt-BKP	892.68 kWh/BDt-BKP
ボイラー設備	1.83 t/BDt-BKP	—
調 成 設 備	—	290.86 kWh/ADt paper
抄 紙 機	3.62 t/ADt-paper	529.20 kWh/ADt paper

5.5.3 問題点

抄紙機の蒸気原単位はかなり高い。この原因は次の通りと思われる。

- (1) ドライヤー入口の湿紙水分は64%と高い。
- (2) ドライヤー内蒸気ドレン排出機構設備はかなり劣悪でドレン排水効率が低い。

5.6 紙の品質

5.6.1 BRPPに滞在中、入手したHVS及びCS(含む他社製品)のサンプルを我々の中央研究所で測定した。その結果はTable 5-6-1, 5-6-2に示した。

5.6.2 HVSの問題点

- (1) 平滑性……他社製品に比して約25%低い。

引張り強度……他社製品に比して約7%低い。

- (2) 同上MD/CD比……他社製品 平均2.25/1

BRPP製品 平均2.60/1

- (3) チリの数……他社製品に比して4倍～6倍高い。

上記の(1)及び(2)は最終製品ユーザーである印刷会社における印刷適性の低下に影響を与えるものである。

又試験室での検査では測定出来ず、かつ重大な問題点として印刷会社での貯蔵中における

- (4) 色戻りが早い。
- (5) ロット間の色ちがいが大きい。

等の問題が発生している。

5.6.3 対策

- (1) 平滑性向上対策としてスーパーカレンダーの設置を検討する。平滑性の目標は70～100 sec位とする。
- (2) 引張り強度向上対策として次の項目を検討する。

- a) パルプ配合の変更，フリーネス管理の強化
 - b) フローボックスの改造（MD/CD比の目標は2：1位）
- (3) ダスト対策としては原木の樹皮はぎの実施，セントリクリーナー及びアプローチ設備の強化
- (4) 色戻り，色ちがい対策としてろ設備のフィルターでの洗浄強化及び退色防止剤の検討

5.6.4 その他

CSについては品質は大きな問題はない。

Table 5-4-3-1 Actual Paper Production

Own Pulp - Self-made pulp						
Description	1 9 8 1	1 9 8 2	1 9 8 3	1 9 8 4	Feb	Remarks
1. Finished production	11,812.86	11,713.35	10,873.56	978.28	978.28	as 7% moisture
Starch				0.65	0.65	as 60% of remained in sheet
Clay	1,200.32	1,254.10	1,124.42	95.34	95.34	as 60% of remained in sheet
Own pulp	8,885.00	8,832.80	8,419.51	774.69	774.69	
Purchased pulp	1,727.54	1,626.45	1,329.63	107.60	107.60	
Total	11,812.86	11,713.35	10,873.56	978.28	978.28	
2. Operating days	341.6(308.2)	345.4(311.7)	345.6(309)			Figure in () are shown effective operation days
3. Average daily prod.	37.2(41.2)	36.5(40.4)	34.1(38.1)			
4. Required pulp						
Own pulp	9,352.63(83.7)	11,009.73 100%	10,262.25	941.01	941.01	as 98.76%
Purchased pulp	1,818.46	9,297.68(84.45)	8,862.64(86.36)	826.25	826.25	(87.8) 95% of fiber yield
Total	11,171.09(100)	1,712.05	1,399.61	114.76	114.76	95% of fiber yield
5. Own pulp at Bleaching	9,352.63	9,297.68	8,862.64	826.25	826.25	as 89.34% yield at Bleaching
Bleaching sect.	9,352.63	9,297.68	8,862.64	826.25	826.25	as 98.0% yield at Washer
Washing sect.	10,468.58	10,407.07	9,920.13	924.84	924.84	
Cooking sect.	10,682.23	10,619.46	10,122.58	943.71	943.71	
*operation Day	323.78	320.63	306.32			
AV Daily Product	28.89	29.0	28.93			
6. Purchased pulp	1,818.46	1,712.05	1,399.61	114.76	114.76	as 10% moisture
NSKP	509.78	788.10	486.54	86.22	86.22	as 10% moisture
LSKP	1,129.90	816.0	819.96	-	-	as 10% moisture
CTMP	178.78	107.95	93.11	28.54	28.54	as 10% moisture
Total	1,818.46	1,712.05	1,399.61	114.76	114.76	

Table S-4-3-2 Detail of Actual Paper Production

Paper	1981		1982		1983 (May - Dec)		Remarks
	Production ADt/y	Cost Rp/kg	Production ADt/y	Cost Rp/kg	Production ADt/y	Cost Rp	
RYS	Q1	7,809.73 (83.4)	500.39	8,458.55 (86.49)	550.67	4,168.70 (90.59)	534.66
	Q2	1,555.30 (16.67)	443.49	1,321.50 (13.51)	490.62	432.89 (9.41)	483.17
	Sub total	9,365.03 (100) (73.73%)	490.94	9,780.05 (100) (77.03%)	542.56	4,601.59 (100) (61.70%)	529.82
RVO	Q1	2,129.14 (94.90)	473.64	1,213.38 (90.86)	560.23	658.91 (96.74)	542.43
	Q2	114.31 (5.10)	447.88	122.07 (9.14)	445.51	22.21 (3.26)	471.77
	Sub total	2,243.45 (100) (17.66%)	472.53	1,335.45 (100) (10.60%)	549.74	681.12 (100) (9.13%)	
RYS	4.57	983.15	244.87	608.36	663.06	530.84	
RVO	-	-	-	-	183.16	557.98	
Sub total	4.57	983.15	244.87 (1.94%)	608.36	846.24 (11.35%)	536.71	
CS	714.66	502.94	903.21	568.95	616.23	497.6	
Kraft	146.38	394.69	122.41	460.87	120.95	427.06	
BC	228.20	474.24	209.46	530.80	127.15	511.88	
Grambar	-	-	-	-	464.30	532.53	
Av./total	12,702.29 (100%)	487.10	12,595.45 (100%)	545.44	7,437.58 (100%) (1,1786.94 c/y)	528.32	

Table 5-4-4-1 Total Efficiency and Actual Operation Days

1. Actual Operation Days

Description	1981	1982	1983	Recommendation	Remarks
1. Annual Operation Day/y	365.0	365.0	364.71	365.0	Long S.D Maintenance S.D 1.0 Day x 5 = 5 Day 1.5 Day x 6 = 9 Day 4 Day Total 23 Day
2. Schedule shut down Day/y	23.348	19.562	19.071	23.0	
3. Available operation Day/y	341.652	345.438	345.639	342.0	
4. Stoppage (unschedule) as operation Day/y	27.394	30.848	28.646	10.667	
as maintenance Day/y	6.078	2.888	7.989	3.333	
Sub total	33.472	33.736	36.635	14.00	
5. Effective operation Day/y	308.180	311.702	309.004	328.00	

2. Total efficiency

Description	1981	1982	1983	Recommendation			
				No-Super Cal.	G. Proof	NVS 45	NVS. NYO
1. Operating efficiency %	91.98	91.07	91.71	96.88	92.76	96.24	96.88
2. Reeling efficiency %	98.22	99.16	97.69	99.00	98.00	98.00	99.00
3. Finishing efficiency %	84.12	85.81	85.17	89.67	88.00	88.00	88.62
Width efficiency %	(97.00)	(97.00)	(97.00)	(97.0)	(97.0)	(97.00)	(97.00)
Finishing efficiency %	(86.72)	(88.46)	(87.80)	(92.44)	(90.72)	(90.72)	(91.36)
4. Total efficiency %	76.0	77.49	76.51	86.0	80	83	85

Table S-4-4-2 Detail Actual Down Time Analysis in Paper Machine Operation
Revised

Description	1981	1982	1983	Recommendation	Remarks
1. Annual operation	Days/y 365.0	365.0	364.71	365.0	
2. Schedule shut down	Days/y 23.348	19.362	19.072	23.0	A-2, A-7
Maint schedule	17.281	13.676	13.491		A-4
Paper grade changing	1.076	1.738	2.220		B-1
Calender roll resetting	3.991	1.417	2.659		C-2
Wire, canvas changing	1.000	0.731	0.693		
3. Available operation	Days/y 341.652	345.438	345.639	342	
4. Stoppage (unschedule)					
4-1) Cause of operation	Hr/y				
Cleaning	94147	92136	83143		A-2
Sheet break	408105	510103	464144	1) Sheet break 15 min. x 2.5 x 342 day = 213.75 Hr	A-6
Dandy roll changing	17110	17108	28153		A-3
Carrier-ropes changing	4118	9107	6108		C-3
Trouble on doctors	3103	4132	7123	2) Others	a part of B-1
Trouble on operation	18140	36138	53131	42.25 Hr	C-1
Trouble on stock quality	18100	21145	27103		A-5
Change or trouble of wire cloth, Canvas or felt	93124	48112	16105		C-4
Sub total	657127 (27,394)	740121 (30,848)	687130 (28,646)	236100 (10,667)	
4-2) Cause of Maintenance					
Maintenance section	Hr/y				
Electrical section	92114	27147	50106	40100	
Instrument section	23155	30127	128126	30100	
Trouble of diesel	1125	8147	4100	4100	
Trouble of steam	2156	2117	6123	4100	
Others	0	0	1145	2100	
Sub total	22122 145152 (6,078)	15165 100100 (2,888)	1104 191144 (7,989)	0 80100 (3,33)	
Total	Hr/y 803119 (33,472)	809139 (33,736)	879114 (36,633)	336100 (14,0)	
5. Effective operation	Days/y 308.18	311.702	309.004	328.0	

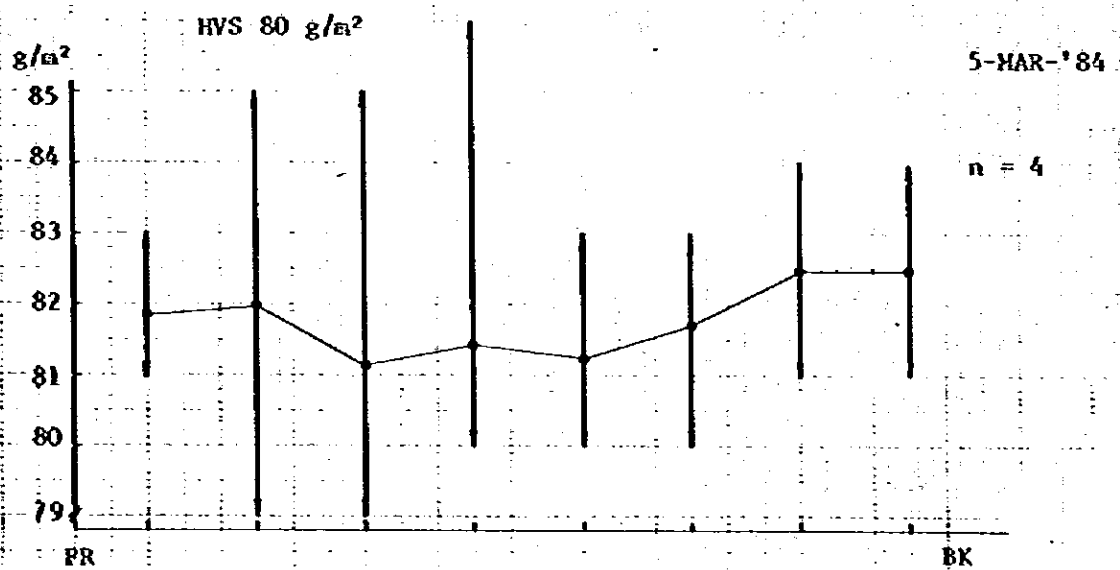
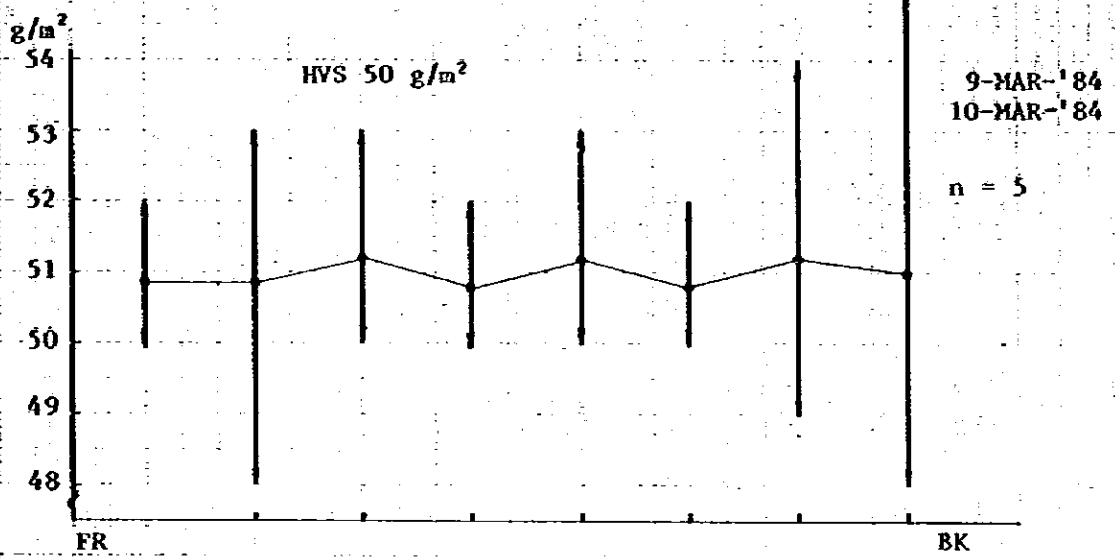
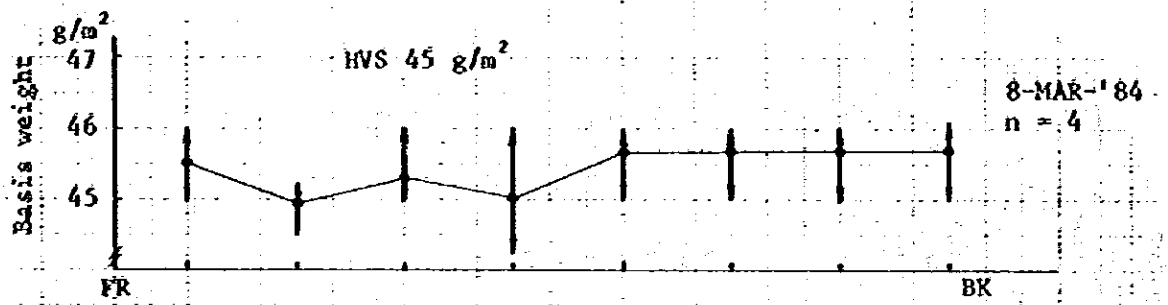


Fig. 5-6-1 Profile of Basis Weight (CD)

Table 5-6-1 Comparison of Printing/Writing Paper Quality

Description	BRPP						Suruya Kertas	Indah Klac	Leces			Civi Kimia		Remarks
	HVS 45	HVS 50	HVS 60	HVS 80	50 g/m ²	60 g/m ²			50 g/m ²	60 g/m ²	50 g/m ²	80 g/m ²		
Basis weight	46.5	50.1	83.6	80.7	44.1	60.7	60.0	50.7	60.0	52.0	83.4			
Thickness	mm	0.061	0.064	0.112	0.110	0.07	0.067	0.067	0.080	0.065	0.106			
Density	g/cm ³	0.76	0.70	0.75	0.73	0.72	0.76	0.76	0.75	0.80	0.79			
Brightness Face	%	81.5	82.5	81.0	80.0	81.0	81.5	78.0	83.2	84.1	85.0	Photovolt		
Back	%	81.5	83.0	82.0	80.6	81.0	82.0	78.9	84.0	84.5	86.0	Photovolt		
Opacity	%	72.0	77.5	91.0	92.0	74.5	87.0	76.5	82.7	79.2	87.1	Photovolt		
Smoothness Face	sec	34.0	34.0	25.0	39.0	44.0	37.0	40.0	40.0	95.0	46.0			
Back	sec	36.0	34.0	23.0	31.0	43.0	45.0	35.0	23.0	83.0	22.0			
Speck	mm ² /100g	-	-	-	102.0	29.6	16.6	8.93	9.09	26.9	12.8			
Tensile MD/CD	kg	3.66/1.33	3.41/1.21	5.13/2.15	5.03/2.24	3.44/1.24	4.10/1.39	3.82/1.85	3.92/1.93	3.75/2.65	6.60/3.95			
Elongation MD/CD	%	-	-	-	1.6/3.1	1.3/3.0	1.8/4.4	1.9/3.9	1.7/6.0	1.8/3.8	2.4/5.5			
Breaking L. MD/CD	km	-	-	-	4.16/1.85	5.2/1.87	4.50/1.53	5.02/2.43	4.36/2.14	4.81/3.40	5.28/3.16			
Stiffness MD/CD	cm/100	-	-	-	98.0/35.1	28.6/10.9	38.7/17.3	35.1/16.4	42.5/19.3	35.1/21.0	84.9/59.3	Clark		
Air permeability	sec	100.0	84.0	72.0	55.0	63.0	65.0	150.0	125.0	62.0	223.0	Clark		
Sizing	sec	15.0	10.0	-	32.0	8.0	4.0	6.0	15.0	11.0	31.0			
Picking Face	A	-	-	-	Less 2.0	2.0	2.0	3.0	2.0	3.0	3.0			
Back	A	-	-	-	Less 2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	3.0	2.0			
Ash	%	5.0	10.6	12.8	10.1	6.3	15.3	7.6	10.1	9.1	8.1			
Moisture	%	-	-	-	7.0	7.4	6.8	7.5	7.6	7.5	7.6			

Table 5-6-2 Comparison of Cyclo Paper Quality

Description	BRPP		Indah Kiat		Saraswati		LUCAS		Remarks
	70 g/m ²	70 g/m ²	70 g/m ²	70 g/m ²	70 g/m ²	70 g/m ²	70 g/m ²	70 g/m ²	
Basis weight	71.50	69.5	73.2	70.6	71.4	81.8			
Thickness	0.147	0.149	0.200	0.144	0.118	0.131			
Density	0.49	0.47	0.38	0.49	0.61	0.61			
Brightness Face	78.0	77.0	81.7	74.7	79.8	80.3			Photovolt method
Back	78.0	75.2	82.4	73.9	78.2	80.4			Photovolt method
Opacity	72.0	90.7	91.2	92.8	94.5	88.8			Photovolt method
Smoothness Face	-	6.0	8.5	5.3	11.0	8.5			Bekk method
Back	-	3.1	5.1	5.1	5.8	6.1			Bekk method
Speck	-	103.0	6.38	98.8	27.9	32.7			
Tensile M.D.	3.28	3.71	4.33	2.26	5.48	5.36			
Wlongation M.D.	-	1.4	1.2	1.2	1.6	2.2			
Breaking L. M.D.	-	3.56	3.86	2.46	4.09	4.38			
Air permeability	8.0	9.8	11.0	6.0	45.0	64.0			
Sizing	10.5	-	14.0	71.0	0	56.0			
Picking Face	-	Less 2.0	2.0	Less 2.0	Less 2.0	2.0			
Back	-	Less 2.0	2.0	Less 2.0	Less 2.0	Less 2.0			
Ash	10.7	9.2	15.3	7.6	14.9	5.7			
Moisture	-	7.1	6.5	7.3	7.8	7.9			

第6章 ハルブ部門の現状と問題点

第6章 パルプ部門の現状と問題点

6.1 全 般

既設パルプ製造設備は日産30ADtで計画され1969年より操業を開始した。その後42ADt/dを達成すべく設備の部分的補強工事が実施され現在に至っている。当初パルプ用原料として工場周辺の竹材が消費されていたが竹の枯渇に伴い徐々に木材と混用し、現在竹の消費量は少なくなりほとんどのパルプ用原料は木材に切替ってきている。竹材の入手は1988年には皆無になると云われている。

木材は樹皮付き針葉樹(N-材)及び樹皮付き広葉樹(L-材)をチップ化しダイゼスターで混煮しパルプ化している。パルプ品質安定化の基本はN-材とL-材の適性な混合比率を定めかつ常にその割合を維持する事である。しかしながら設備上の制約から定められた適性な割合を維持し、かつその量を把握する事は物理的に困難な状態である。この弱点がパルピング、漂白化等に影響し蒸解条件の不均一化、パルプ品質の不安定の主要原因となっている。

6.2 調木設備

6.2.1 処理能力

(1) チッパーの能力

ウッドチッパーは4台設置されており、その原木処理能力は合計で60m³/hの能力がある。

(Table 6-2-2 参照)

最近の3ヶ月間(12-1983~2-1984)にチップングした実績はN材、L材の合計で16,972.5SM(3,008.74BDt)となっている。その内訳はPinus10,824.63SM(1,991.72BDt)、L材5,744.14SM(971.81BDt)、Bamboo403.73SM(45.21BDt)である。

(Table 6-3 参照)

L材の内使用量の多いのはAlbasia2,856.61SM(414.19BDt)についてTuri2,117.15SM(321.79BDt)であり、Mangroveは576.26SM(203.41BDt)でL材中容積比(SM)で10.03%、重量比(BDt)で20.93%となっている。Bambooは1-1984、

2-1984は使用していない。

Table 6-2-1 Log Consumption (by Chippers)

Log name	Dec. '83		Jan. '84		Feb. '84	
	SM	BDt	SM	BDt	SM	BDt
1. Pinus	2,942.17	541.35	3,376.09	621.20	4,506.37	829.17
2. Bamboo (1/2N) (1/2L)	403.73	45.21	0	0	0	0
3. Turi (L)	494.85	75.21	508.72	77.32	1,113.58	169.26
4. Mangrove (L)	199.93	70.57	62.11	21.92	314.22	110.92
5. Albasia (L)	558.41	80.96	892.65	129.43	1,405.55	203.80
6. Lantoro (L)			0	0	194.12	32.42
Total	4,599.09 SM	813.3 BDt	4,839.57 SM	849.87 BDt	7,533.84 SM	1,345.57 BDt

SM: Stere Measure

Table 6-2-2 Chipper Performance

	No. 1 chipper	No. 2 chipper	No. 3 chipper	No. 4 chipper
Disc diameter	62" (1,575 mm)	1,020 mm	1,020 mm	1,020 mm
No. of knives	6	6	6	6
Motor power	190 kW	75 kW	75 kW	75 kW
Knife speed	735 rpm	480 rpm	480 rpm	480 rpm
Capacity	30 m ³ /hr	10 m ³ /hr	10 m ³ /hr	10 m ³ /hr
Cutting logs	N-wood Large size diameter logs	L-wood Small size diameter logs	L-wood Small size diameter logs	L-wood Small size diameter logs
Chipper manu- facturing maker	Carthage Co. USA	Chugoku Machinery Co., Japan		

Note: 12 disc knives can be mounted to No. 1 chipper.

	No. 1 chipper	No. 2 chipper	No. 3 chipper	No. 4 chipper
Available con- tinuous oper- ating time	10 hr	8 hr.	8 hr.	8 hr.
Disk knife Interval times of chipper for knife chang- ing	Once/1-2 days	Every 8 hours	Every 8 hours	Every 8 hours
Hours for change	2 hours	1 hour	1 hour	1 hour
Bed knife Interval time for bed knife changing	Once/2-3 hours	Once/week	Once/week	Once/week
Hours for change	2 hours	1 hour	1 hour	1 hour
Timing for change the chipper knife	After finish- ed of chip- ping	Stopped and changed as needed.		

Note: Available continuous operating time means the operating time from after changing a knife to next change.

Table 6-2-3 Actual Chipper Operating Time

No. of Chipper	Dec. 1983		Jan. 1983		Feb. 1984	
	Operating time	Non-operating time	Operating time	Non-operating time	Operating time	Non-operating time
	hr-min	hr-min	hr-min	hr-min	hr-min	hr-min
No. 1	118:15	404:00	124:00	365:00	103:30	476:45
No. 2	17:30	700:45	0:00	744:00	11:00	662:00
No. 3	42:15	612:30	16:30	706:00	108:30	467:15
No. 4	137:15	376:50	149:00	308:00	199:30	232:00
Total	315:15	2,094:05	289:30	2,123:00	422:30	1,838:00

- Note:
1. The time for chipper knife change is not included in this table.
 2. The operating rate of No. 1 chipper is about 22%.
 3. The average operating rate of No. 2, No. 3 and No. 4 chippers is about 20%.

(2) 原木ヤード及び貯材能力

ヤードの広さは約 4.2 ha, 有効貯材面積は 2.6 ha を有している。原木の工場への搬入はすべてトラックで行われている。

13-3-1984 に於ける貯材量は 6,307 SM で貯材能力の約 15% にすぎず N 材は約 10 日間, L 材は約 1 ヶ月間の貯材量となっている。

又 L 材用購入チップは近くの木材チップ工場よりトラックで搬入され直ちにチップサイロに供給されており, チップヤードでの貯蔵は皆無に近い。

従って我々はパルプの品質安定化のため, 原木の工場内での適正な貯蔵期間を維持する事をリコメンドしたい。

その期間は N 材, L 材共少くとも 3 ヶ月以上必要である。

その理由は次の通りである。

- 1) シーズニングする事によりピッチトラブルの減少, 黒液の発泡トラブルの減少化を計る。
- 2) 木材の水分を平均化し蒸解作業の安定化を計る。
(品質の安定, 黒液濃度のバラツキの減少等)
- 3) 工場外の責任による短期的な木材搬入のトラブル等の影響を受けずに均一な混合チップ配合率を常に維持し品質の安定に寄与する。

6.2.2 チップの配合比率と物量管理

(1) チップの混合比率

適正な木材チップの混合比率は紙の銘柄によってほぼ標準化されている。

(Table 6-2-4 参照)

しかしながら2～3台のチッパーにてチップングされたN材、およびL材チップ並びにL用の購入チップはベルトコンベヤー(1台)によってチップサイロ(1基)に貯蔵されている。従って一定の割合でN材、L材のチップをベルトコンベヤー前で混合させることは事実上困難な状態である。又チップサイロからダイゼスターに供給されるチップの総量はダイゼスター送りコンベヤーに設けてあるコンベヤースケールで計量されている。

(2) チップの混合改善対策

本リノベーション計画ではパルプ品質安定のために、N材、L材チップを正しく混合させる必要がある。従ってチップサイロ(150㎡×2)とベルトコンベヤーを増設し、N材、L材及び購入チップを夫々単独に貯蔵して、適正な配合比率にしたチップをダイゼスターに送る様に改善した方がよい。

Table 6-2-4 Standard of Compounding Ratio of Chip (%)

		Pinus	Turi	Mangrove	Procured chips
Printing paper	HVS	50	15	—	35
Writing paper	HVO	50	15	—	35
Litho paper	CS	50	—	15	35
Packaging kraft paper	KRAFT	70	30	—	—
Drawing paper	GAMBAL	70	—	—	30

6.2.3 パルプ用木材の内容

(1) 現在上記パルプ材は自製パルプ換算(BKP)でN材は45%、L材(木材)は約27～28%、L用購入チップは約27～28%消費されている。

(2) N材は安定して使用されているがL材(木材)は品種が多くかつ消費量の順位はその都度変っている。(Fig 6-2-1参照)

しかも殆んど材の径は10cm以下である。

(3) L用購入チップ(多くはLamtoro)の径は(2)項と同様であり、さらに小枝材までチップングされている。

(4) パルプの品質の安定化は木材品種の安定化と同一である。

よってL材の品質購入計画等は常に留意すべきであろう。

6.2.4 Mangrove材の使用について

Mangrove材は下記の理由によってパルプ用材としてのメリットが殆んどないので、この木材の使用は中止すべきであろう。

- (1) 難蒸解性の木材であるため蒸解薬液の浸透が遅く、ノットの発生率が高い。
- (2) 木質が硬くチップナイフの寿命は約50%位他の木材に較べ短い。
- (3) 塩分を含んでいるため、軟弱板製のダイゼスター及びブロータンの缶体を腐蝕させ易い。

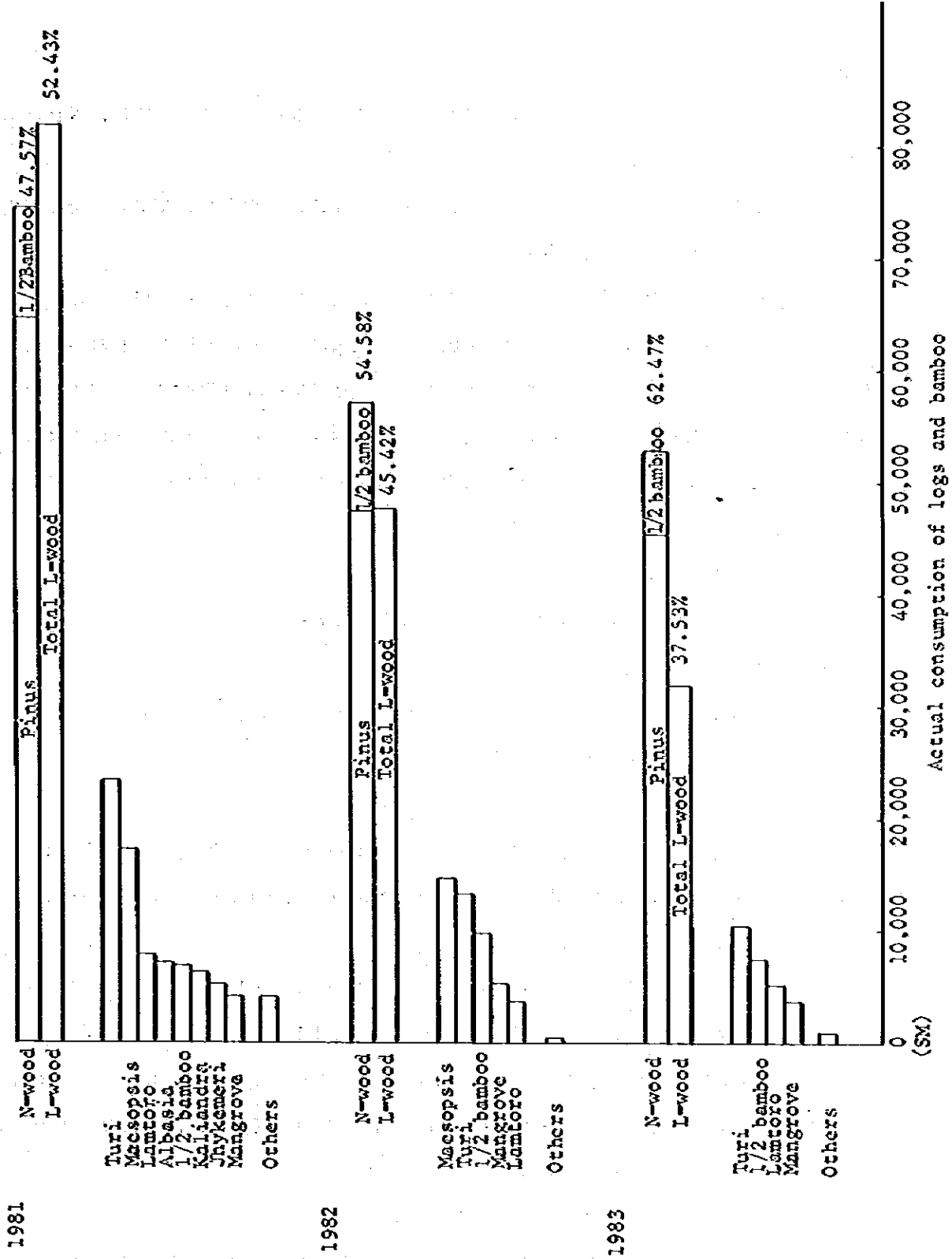


Fig. 6-2-1 Consumption of Logs and Bamboo

6.2.5 原木及び購入チップの品質

(1) 原木の樹皮付着率

- a) 通常晒パルプ用の木材チップはパルプの性質上、その品質を維持するために、N材、L材共樹皮剥ぎしたものを使用している。

現在工場に搬入されて来る原木並びに購入チップの殆んどは樹皮付きであり、その樹皮の量はかなり多くTable 6-2-5にその量を示した。

パルプ品質向上のため、樹皮剥ぎした原木をパルプ用として使用するのが望ましい。

しかしながら小径林のL材に対しては樹皮剥ぎの実施は現実的に困難と思われる。よってチップスクリーンの強化によって少なくとも木材ダストだけでも取り除き品質の向上を期待すべきであろう。又N材(Pinus)は樹皮剥ぎを行うべきである。その理由としては木材の径が比較的大きく、かつ原木の貯蔵運搬中に剝離するために付着量が少なく、樹皮剥ぎの作業がL材に較べ容易であるからである。

- b) 樹皮付きチップのパルプ収率に及ぼす影響

原木に占める樹皮の割合は通常10~25%の範囲にある。

又樹皮は材径の小さいもの程その比率は大きい。

参考資料として混合チップの樹皮率を8%と仮定したものと、樹皮率0%の場合の蒸解コンデンションの比較をTable 6-2-7に示す。

(2) 木材のチップサイズ

チップスクリーン通過後のチップ中の樹皮混入率はTable 6-2-6に示した通りPinus 2~5%、Turi 6~7%、及び購入チップ(Lamtoro)14.5%であり、特に購入チップ中に含まれている樹皮は他に比して多い。

チップスクリーン通過後のチップは20 μ pass, 6.73 μ onで81.8%以上となっている。6.73 μ をpassするものはPinusで4.4%、購入チップで11.4%あり、購入チップはサイズの小さいものが多く含まれている。これらのダストは通常のサイズのチップと同一条件で蒸煮される。このためダストの多くは過蒸解となり紙力の低下、黒液中の固形物の増加、又ダイゼスター内のストレーナーの日詰り等を発生させる原因となっている。

従ってダストの混入率は低い値に押さえるべきである。

通常チップスクリーンの下綱の孔径は5~6 μ のものを使用するが、BRPPのチップスクリーンの下綱の孔径は3 μ である。このためチップスクリーン通過後のチップ中に含まれて

いるダスト量は多い。

チップスクリーンの下網の孔径を5mm径に変えた場合ダスト率はPinusで3%、購入チップ(Lamloro)で8~9%程度増加すると推定される。

晒パルプ用チップの場合チップスクリーン通過後のチップ中のダスト量に対する限度は日本の場合2%である。

Table 6-2-5 Ratio of Bark in Log Chips and Procured Chips (%)

	Pinus	Procured chips (Lamtoro)	Turi	Albasia	Co. H
Before screen	—	15.4	—	—	—
After screen	2.0 – 5.0	14.5	6.6	0.1	1.0

Table 6-2-6 Influence of Chips with Bark to Yield

	Yield (BD)	Organic substances	Digesting chemical (AA 17%)	Total	Total solid (UKPt (BD))	Total solid (UKPt (AD))
Without bark	45.61%	54.39%	26.55%	80.94%	1.77	1.60
With 8% bark	41.96%	58.04%	26.55%	84.59%	2.02	1.82

Table 6-2-7 Chip Size Distribution after Screen (%)

	Pinus	Procured chips (Lamtoro)	Turi	Albasia	Co. H
20	0	6.8	0	5.5	—
6.73 mm ON	95.6	81.8	99.6	94.1	—
2.83 mm ON	4.1	9.8	0.1	0.2	—
2.83 mm PASS	0.3	1.6	0.3	0.2	—
Total	100	100	100	100	—

Note: One log each of pinus, turi and albasia was chipped for sampling.

6.2.6. 購入チップ

(1) チップ入荷量

L材購入チップは7-1981より使用を始めて以来、その使用量は次第に増加し、1983年度は自製Lパルプ中に占める比率は51.93% BKP換算で2,521.9BDIに達している。その詳細は次の通りである。

この様に購入チップの占める割合が高く、パルプの品質に及ぼす影響も大きいので、その使用に際して購入量、価格、並びに品質は常に監視しておく必要がある。

Table 6-2-8 Consumption of Purchasing Chips

		1981	1982	1983
Procured quantity	ADI	2,599.96	9,388.50	9,133.81
BKP conversion	BDI	541.91	2,262.34	2,521.90
Ratio to self-made mixed pulp	%	5.8	24.33	28.45
Ratio to self-made L-pulp	%	10.53	40.87	51.93

- Note: 1. Since the use was started in July, the quantity for 1981 is for a 6-month portion.
 2. The reason for difference on the ratio between the procured quantity and BKP converted BDI value is that we revised the data based on annual reports.

(2) 購入チップ価格の検討

1983年度の資料を基にして購入チップと工場にてチップを製造した場合の価格を計算し比較する。

a) 購入チップ

1983年度中に購入したチップ(Lamtoro)の価格は次の様になっている。

購入チップ価格 35.51Rp/ADkg

水分を平均30%とすれば : 46.44Rp/BDkg

b) 自製チップ

i) 原木価格 4,439.28Rp/SM 1SM=167BDkg

26.58Rp/BDkg

ii) 諸経費 電気代並びにチップング経費 5kg/BDkg

iii) 自製チップ価格 26.58+5=31.58Rp/BDkg

c) チップ価格の比較

購入チップ 46.44Rp/BDkg

自製チップ 31.58Rp/BDkg

購入チップ価格は自製チップの1.47倍になる。この数値から見てかなり割高である事が理解出来るであろう。

6.2.7. 勤務形態

(1) 従業員数

現在の調木セクションの従業員数は次の通りである。

係長		1名
工場従業員	12名/直×2直/日	24名
一般労務者		15名
計		40名

(2) 勤務形態の見直し

現状のチップターの稼働時間はTable 6-2-3で示した通り稼働率は約20~22%であるため常駐勤務で木材処理が可能と思われる。

又本リノベーション計画ではチップサイロ2基(L材チップ用, L材用購入チップ用各1基)の増設を計画しているため、調木セクションの勤務は現状より余裕があると思われる。

従って調木セクションの余剰人員は配電転換を行うべきと考え。配置転換による経費の減少はPinus材の樹皮剥ぎ作業の経費に充当されるべきである。

(参考資料) Pinus材の樹皮剥ぎに要する労務者の検討

Pinus材の所要バルブ量は13.21BDt-UKP/d

Pinus材2.2m³/BDt 1BDt-UKPの生産に要するPinus2.63BDt

樹皮の付着率を30%と仮定する。

樹皮剥ぎを労務者によって行う場合は1人1.8~2.5m³/d(8h)

とされているので、これを1.8m³/dとして計算した場合に、樹皮剥ぎに要する労務者数は次の通りとなる。

$$13.21 \times 2.2 \times 2.63 = 76.43 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$76.43 \text{ m}^3/\text{d} \times 0.3 = 22.93 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$22.93 \div 1.8 = 12.74$$

1週間に1日休日を与えるので

$$12.74 \times \frac{7}{6} = 14.86 \approx 15$$

余裕を3名見込み $15 + 3 = 18$ 名とする

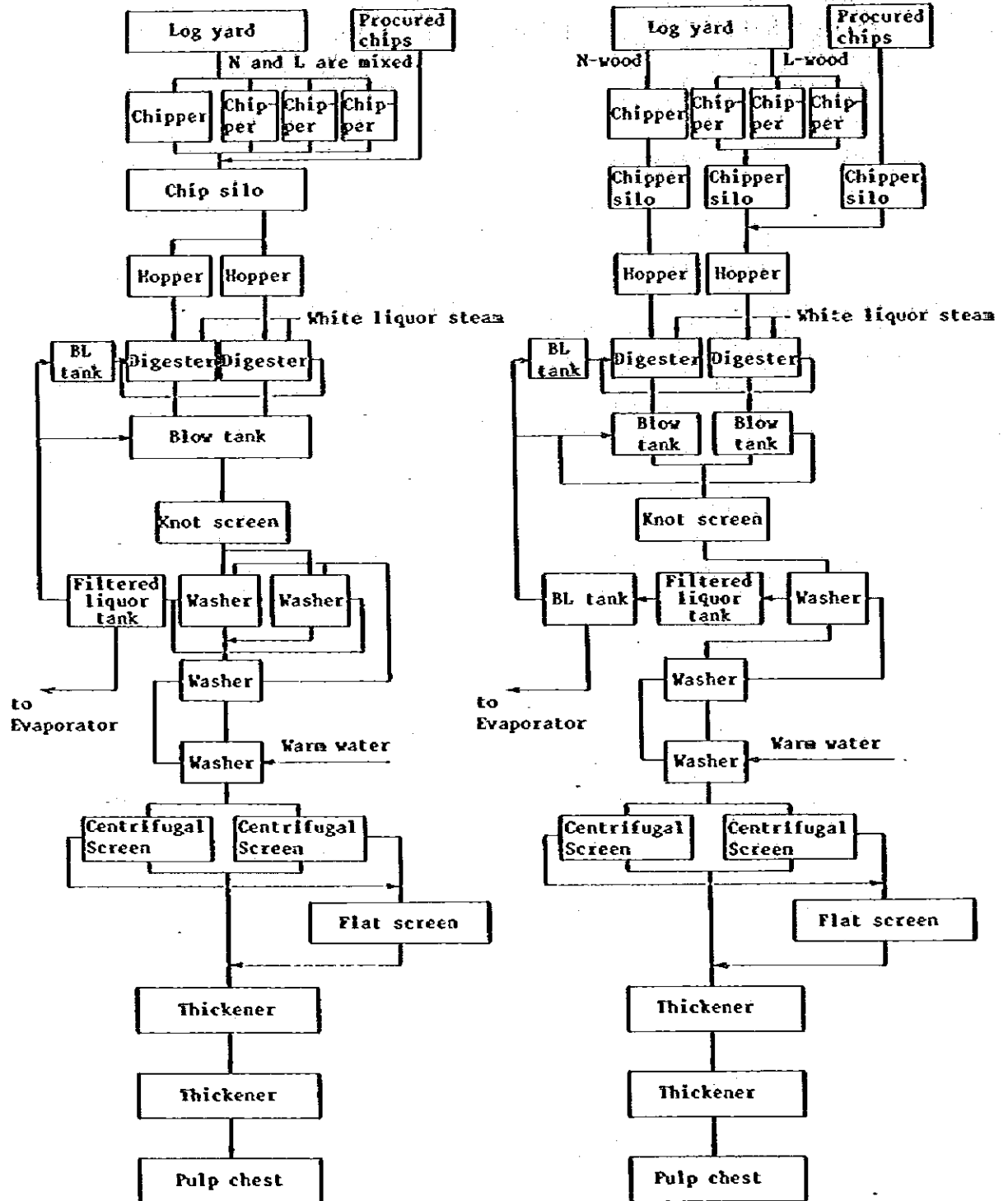


Fig. 6-2-2 Pulp Flow Sheet

6.3 蒸解設備

6.3.1 生産実績

(1) 年間の生産実績

既設ダイゼスターは50^m(容積)が2基あり、N材、L材の混合チップをバッチ式で蒸解している。

1983年の生産実績は約9,000BDI-BKP/yで、その操業日数は349日、平均日産量は約29BDI-BKP/dである。

下記に1981~1983の3ケ年のN、L別生産量並びに全生産量の実績を示す。

Table 6-3-1 Actual Annual Production of Pulp

	1981		1982		1983	
	BDI/y	%	BDI/y	%	BDI/y	%
N BKP	4,205.23	45	3,761.96	40.46	4,006.31	45.2
L BKP	5,147.65	55	5,535.72	59.54	4,856.33	54.8
N+L BKP	9,352.88	100	9,297.68	100	8,862.64	100
N UKP	4,805.21	45	4,298.70	40.46	4,577.91	45.2
L UKP	5,881.80	55	6,325.53	59.54	5,549.20	54.8
N+L UKP	10,687.01	100	10,624.23	100	10,127.11	100
Working days	346.8		347.9		349.3	

(2) 最近の生産実績(12-1983~2-1984)の現状と収率

a) 12-1983~2-1984の3ヶ月間における生産実績は次の通りである。

Table 6-3-2 Recent Actual Production

	Chip consumption BDt	Pulp production BDt-UKP	Yield %	Cycles of digestion Batch
Dec. '83	1,473,010	634,350	43.06	139
Jan. '84	1,730,430	789,500	45.52	165
Feb. '84	2,148,040	948,200	44.18	210
Total	5,351,480	2,372,050	132.82	514
Average	1,783,830	790,680	* 44.38	171.3

* The yield value calculated by Honshu is 42.73%.

b) パルプ収率の実績

12-1983~2-1984の3ヶ月間における推定パルプ収率の平均値はTable 6-3-2に示した。

c) 蒸解時間

12-1983~2-1984の3ヶ月間における平均蒸解時間はTable 6-3-3に示した。通常操業時の蒸解回数の平均値はダイゼスター2基で7.1バッチ/dであった。

(Fig. 6-3-1 参照)

パルプ生産量は1バッチ当り平均4.615BDt-UKP/バッチであったから1日のパルプ生産量は $4.615 \times 7.1 = 32.76$ BDt-UKP/dとなる。

Table 6-3-3 Actual Cooking Time

	Filling	Steaming	Retention	Blowing	Total
Average	30 min.	184 min.	92 min.	20 min.	5 h 26 min.
Maximum	30	190	190	20	6 h 50 min.
Minimum	30	140	80	20	4 h 30 min.

<最大生産能力の推定>

蒸気の供給が充分であり、黒液ヒーター及び黒液循環ポンプの能力アップと蒸解薬品の使用量の増加(活性アルカリ添加率アップ)を行えば、蒸解時間は1バッチ min, 200 min に短縮出来るだろう。この場合のパルプ生産量は次の通りとなるであろう。

$$1,440 / 200 \times 2 \text{ Dig} \times 0.9 \times 4.615 \approx 60 \text{ BDt-UKP/d}$$

よって最大生産能力は50~60BDt-UKP/dとなるであろう。

6.3.2 現状の蒸解条件

現状(12-1983~2-1984)の3ヶ月間の蒸解条件はTable 6-3-4に示す通りである。

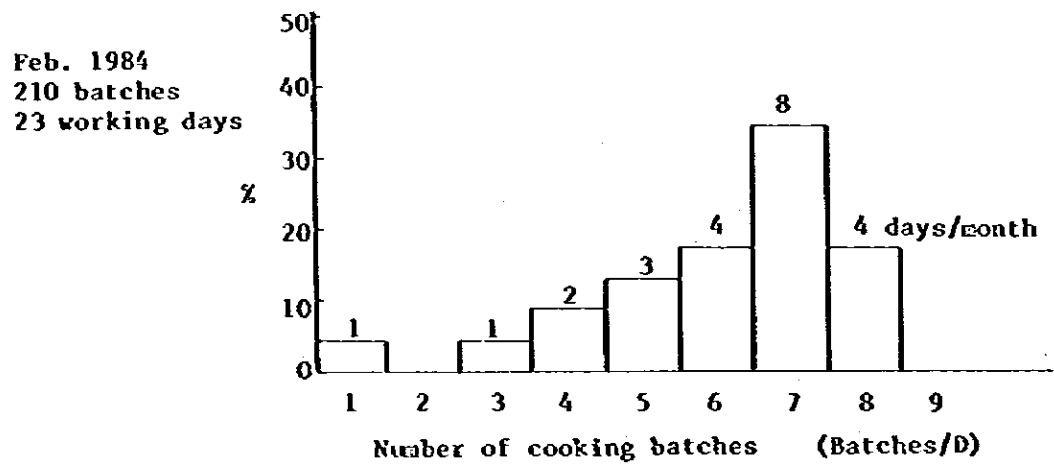
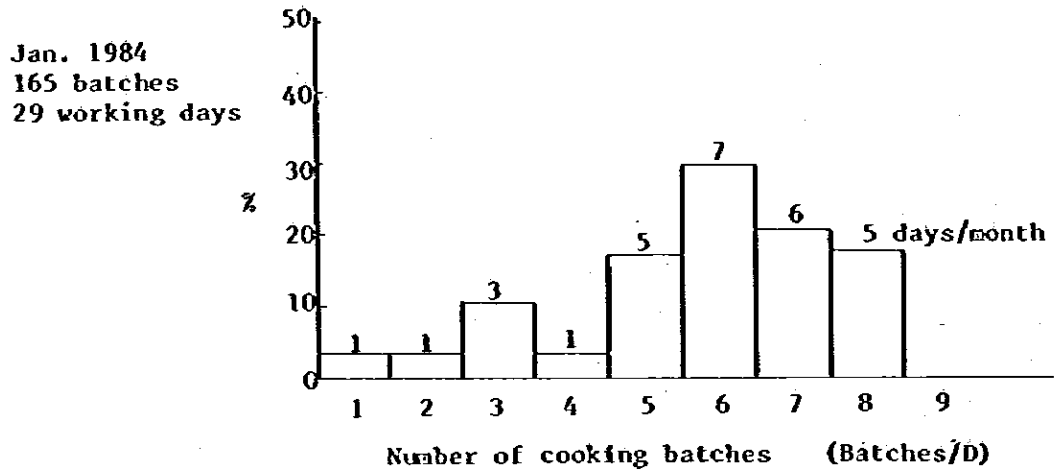
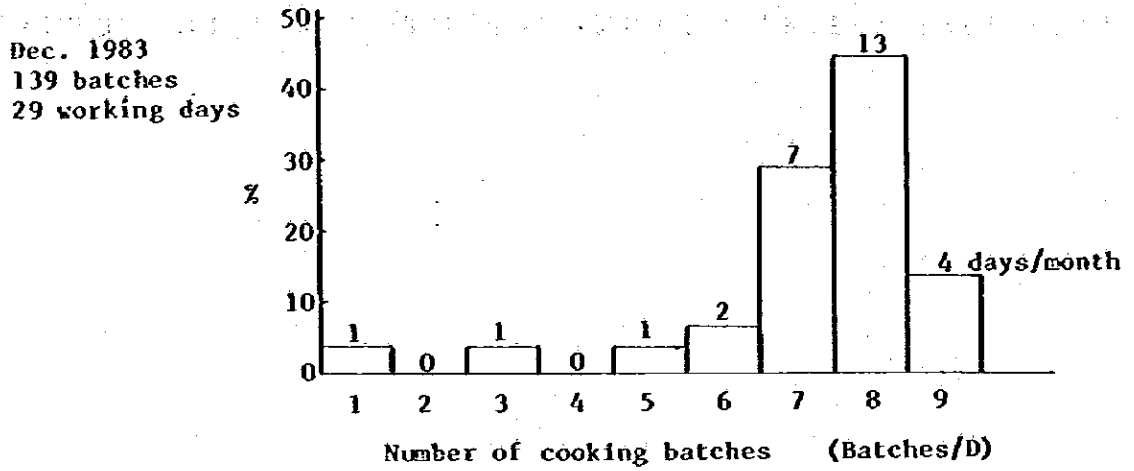


Fig. 6-3-1 Numbers of Cooking Batches

Table 6-3-4 Current Cooking Conditions (Dec. '83 - Feb. '84)

A-1 (Existing-1)

	Item	Current actual
1)	Cooking method	Mixed chip with kraft process
2)	Role No.	Standard 4.0 ± 0.3
3)	Active alkali addition (Na ₂ O)	Standard 17%/BD chip
4)	Sulfidity	Actual 23.7%
5)	Liquid ratio	Actual 3.2
6)	Cooking yield	44.38% (* 42.73%) N/L = 45/55
7)	Washing yield	Standard 98%
8)	Bleaching yield	Actual 89.34%
9)	Total yield	(1982 average: 38.86% (* 37.41%) 35.9%)
10)	Cooking conditions of unbleached pulp	Recent data 29.76 BDT/d (1983 average: 29.83 BDT/d)
	Quantity of chips filled	10.4 BDT-chip/batch
	Pulp production/batch	10.4 x 0.4438 = 4.615 BDT-UKP/batch
	Cooking cycles/day	Average 7.1 batches/D
	Quantity of cooking liquid required	Liquid ratio: 3.2 10.4 x 3.2 = 33,280 kgs/batch
	Quantity of WL required	10.4 x 0.171 x 1000/91.44 = 19.472 m ³ /batch
		WL 19.472 x 1.1 = 21,419 kg Moisture content in chip 5,600 kg Black liquor 6,261 kg Total 33,280 kg

Table 6-3-4 (Continuing)

A-2 (Existing-2)

	Item	Current actual
11)	Solid materials (BD) in black liquor	from chips 10,400 - 4,615 = 5,785 kg from cooking $\frac{0.27}{0.17} \times 91.44 \times 19.472$ chemicals = 2,828 kg Total 8,613 kg
12)	Filling content of digester	Chips 10,400 kg Moisture content in chips 5,600 kg White liquor 21,418 kg Black liquor 6,260 kg Vapor exhausting Δ 5,000 kg
13)	Stock consistency in blow tank	$\frac{4,615}{38,680} \times 100 = 11.93\%$
14)	Solid content of BL in blow tank (excl. solids in BL for liquid ratio adjustment) Solid content of BL in blow tank (incl. solids in BL for liquid ratio adjustment)	$\frac{9,132}{38,680 - 4,615} \times 100 = 25.29\%$ $6,260 \times 0.2 = 1,252 \text{ kg}$ $\frac{1,252 + 8,613}{38,680 - 4,615} \times 100 = 28.96\%$
15)	Generated solids in black liquor (excl. solids in BL for liquid ratio adjustment)	$\frac{8,613}{4,615} = 1.866 \text{ kg/BDt-UKP}$

6.3.3 パルプ品質

(1) 品質

1983年に生産された自製パルプ量は全パルプ量の約85%(約9,200BDt/y)であった。従って紙の品質は自製パルプの品質に大きく左右されるために、このパルプの品質の安定は特に重要である。

自製パルプの品質の安定は、木材チップ配合の安定、及び安定した蒸解条件の維持によって得られる。

しかしながら現在の設備では安定した配合のチップによる蒸解は困難で、このためパルプの蒸解度を判定するためのRoe No.の変動も大きく品質は安定していない。

(2) Roe No.

木材チップのRoe No.の標準値は 4.0 ± 0.3 である。Roe No.の変動を12-1983~2-1984の3ヶ月間の実績で見ると、各月の月間平均値はそれぞれ4.14, 4.10及び4.0となっており、何れも標準値内に納まっている。

しかし各バッチ毎のRoe No.を調べると、標準値内に納まっている割合は、各月の蒸解総数の31.4%, 26.2%, 及び40.2%とRoe No.に安定性がないことがわかる。

(Fig. 6-3-2参照)

このRoe No.が大きく変動せざるを得ない原因は下記の通りである。

- a) N, L材の混合が正しく行われていない。
- b) 木材の含有水分が一定でない。BRPPでの原木の貯蔵期間が短くかつ入荷して来る原木は乾材、湿材が混合し木材の水分を予測出来ない。
- c) 蒸解完了の確認は蒸解担当者によって判定されてパルプはブローされる。

蒸解担当者の経験の差及び個人差によって、このバラツキは縮小又は拡大される。

(Fig. 6-3-3参照)

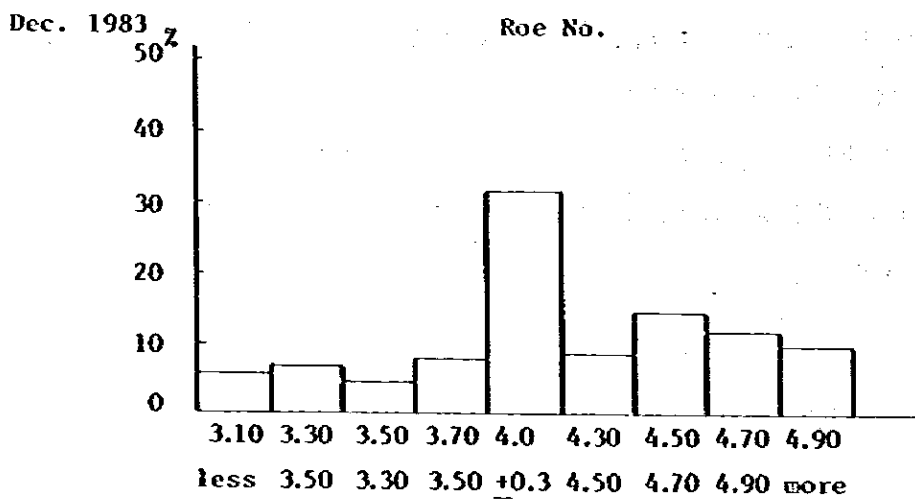
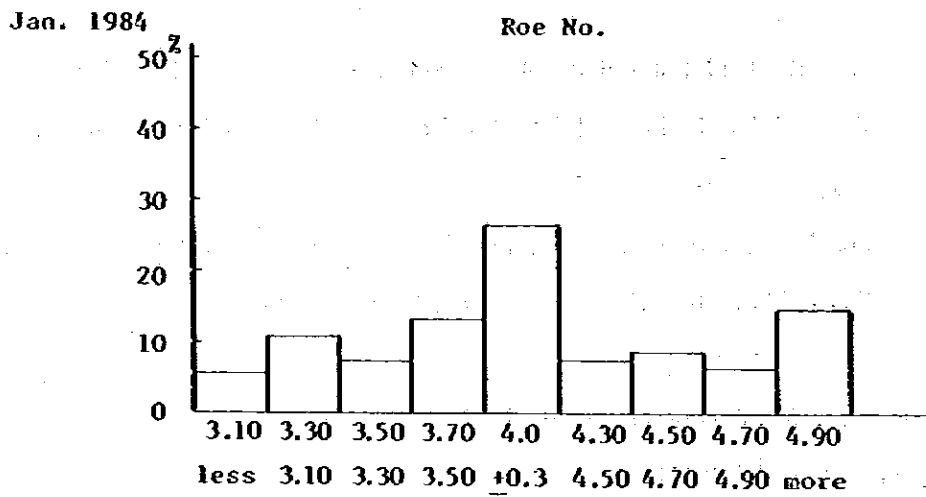
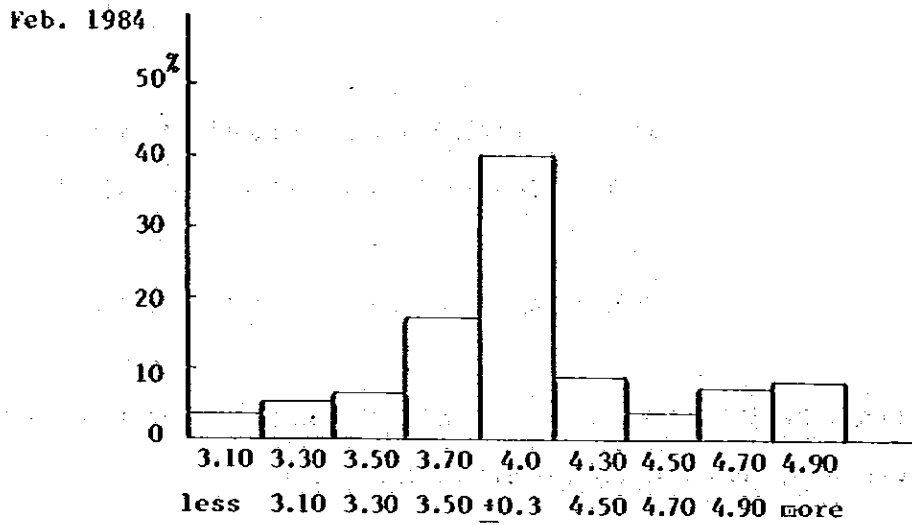


Fig. 6-3-2 Fluctuation of Roe No. of Unbleached Pulp

Feb. 1984

Target: 4.0 \pm 0.3

-4	Up to 3.10
-3	3.10 ~ 3.30
-2	3.30 ~ 3.50
-1	3.50 ~ 3.70
0	4.0 \pm 0.3
+1	4.30 ~ 4.50
+2	4.50 ~ 4.70
+3	4.70 ~ 4.90
+4	4.90 or more

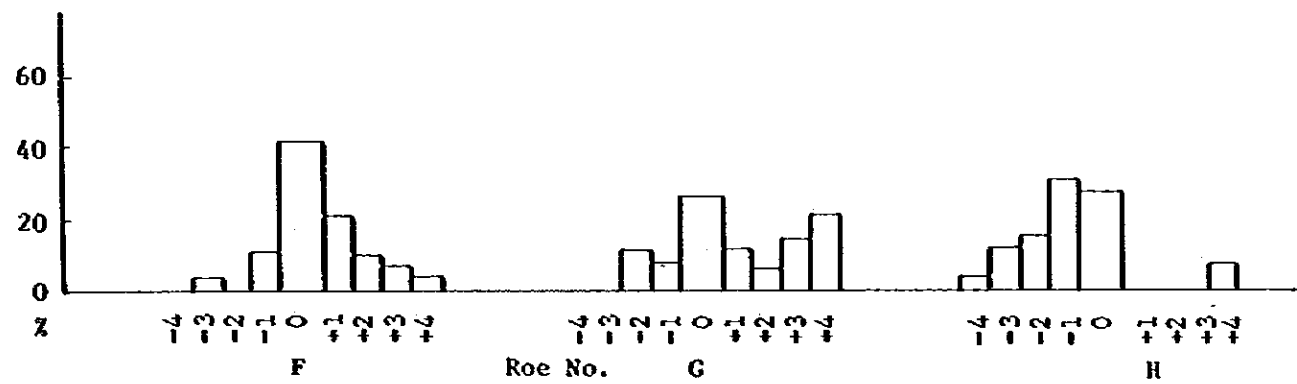
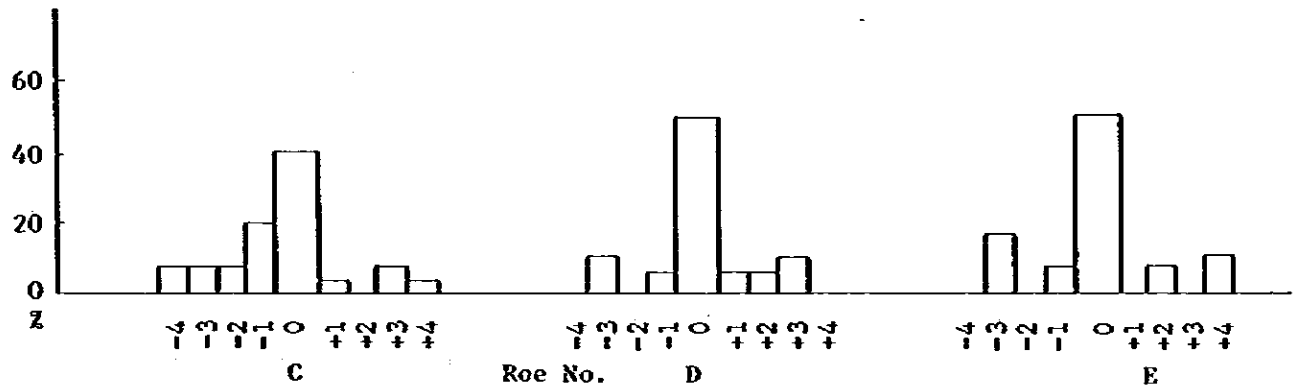
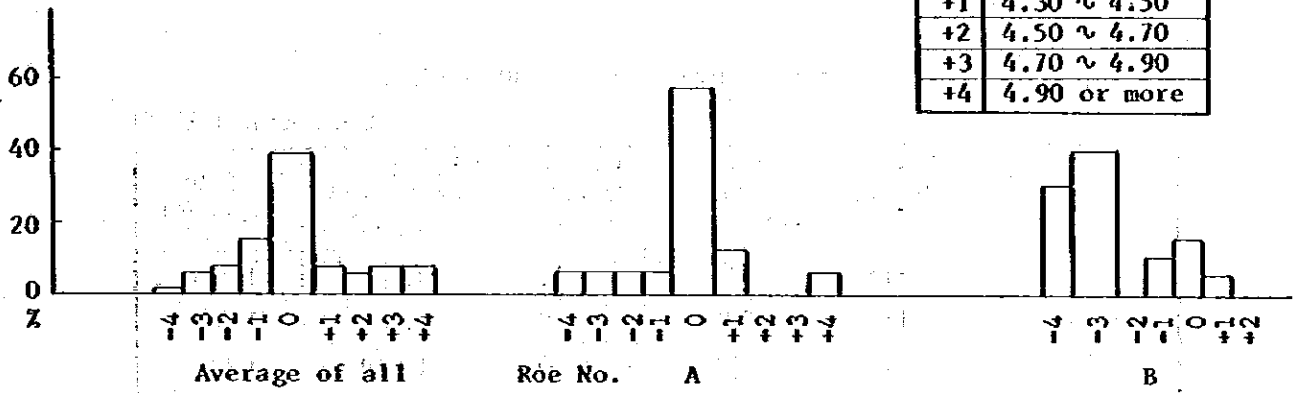


Fig. 6-3-3 Average Roe No. and Individual Difference

6.3.4 黒液発生量

(1) 黒液発生量の現状

12-1983~2-1984の3ヶ月間における黒液発生量は次の通りである。

(Table 6-3-5, 6-3-6参照)

Table 6-3-5 Quantity of Generated Black Liquor

(Unit: kg/BDt. UKP)

	Solids eluted from chips	Inorganic solid in BL	Estimated loss of solids	Solids to unbleached pulp washer	Solids to evaporator
Dec. '83	1,315	644	Δ 11	1,948	1,205
Jan. '84	1,185	586	Δ 9	1,762	1,265
Feb. '84	1,258	611	Δ 10	1,859	1,343
Total	3,758	1,841	Δ 30	5,569	3,813
Average	1,253	613	Δ 10	1,856	1,271

Table 6-3-6 Actual Quantities of Generated and Received Black Liquor

	Unit	Designed capacity	Dec. '83	Jan. '84	Feb. '84	Average	Estimation of renovation
1) Pulp production		(31.5 BDe)	644,350 BDe	785,300 BDe	956,200 BDe		(29.35 BDe/d)
2) Generated black liquor	m ³ /BDe-UKP		9,947	9,264	9,260	9,49	9,66
	kg/BDe-UKP		10,733	9,949	10,000	10,226	10,406
	%		18.15	17.71	18.59	18.15	18.0
Weight of solid portion	kg/BDe-UKP		1,948	1,762	1,859	1,856	1,873
3) Received weak black liquor	m ³ /BDe-UKP	6.92	6.15	6.65	6.69	6.50	9.37
	kg/BDe-UKP	7,568	6,640	7,143	7,224	7,005	10,094
	%	18.50	18.15	17.7	18.59	18.15	18.0
Weight of solid portion	kg/BDe-UKP	1,400	1,205	1,265	1,343	1,271	1,817
4) Loss of other than black liquor	kg/BDe-UKP		743	497	516	585	56
5) Processed weak black liquor	m ³ /BDe-UKP	6.92	6.13	6.56	6.69	6.46	9.37
	kg/BDe-UKP	7,568	6,618	7,041	7,226	6,592	10,094
	%	18.50	18.15	17.71	18.57	18.15	18.0
Weight of solid portion	kg/BDe-UKP	1,400	1,201	1,247	1,343	1,264	1,817
6) Produced thick black liquor	m ³ /BDe-UKP	2.08	2,118	2,119	2,225	2,20	3,120
	kg/BDe-UKP	2,692	2,696	2,762	2,864	2,774	3,950
	%	52.0	44.65	45.14	46.91	45.33	46.0
Weight of solid portion	kg/BDe-UKP	1,400	1,201	1,247	1,343	1,264	1,817
7) Evaporated water	kg/BDe-UKP	4,876	3,922	4,279	4,362	4,188	6,144
8) Steam consumption	kg/BDe-UKP	1,327	1,29	1,27	1,14	1,23	1,76
9) Ratio of evaporation	kg/kg	3.675	3.04	3.38	3.83	3.41	3.50
10) Operating hours	h		43 h 25 min	58 h 10 min	735 h 45 min	553 h 26 min	24 h
11) Pulp material (Digestion)		Bamboo (Bamboo chips only)	Bamboo, N and L-wood (Mixed chips)	N and L-wood (Mixed chips)	N and L-wood (Mixed chips)		N and L-wood (Separated cooking)

6.3.5 蒸解薬品

(1) 薬品補給量

クラフトパルプ工場の蒸解用補給薬品は芒硝(Na_2SO_4)を使用し、他の薬品は使用しないのが一般的である。

芒硝補給量は多くの工場では55～60kg/BDI-BKPであるが、排水々質の厳しい地域の工場では22kg/BDI-BKP程度となっている。

BRPPの芒硝補給量は12-1983～2-1984の3ヶ月間の平均値で398kg/BDI-BKP程度となっていて非常に高い値となっている。

当リノベーション計画では洗浄設備の更新、不良計装設備の取換え及び適正負荷での操業等を行って、蒸解薬品の補給量を大巾に減少させるべきであろう。

12-1983～2-1984の3ヶ月間の実績補給量並にリノベーション計画の計画補給量は次の通りである。

表の薬品量はすべて Na_2SO_4 純度100%に換算した値で示している。

(Table 6-3-8参照)

Table 6-3-7 Actual Consumption (Dec. '83 - Feb. '84) and Planning of Chemicals Consumption

	Dec. '83	Jan. '84	Feb. '84	Total	Quantity added kg/BDt-BKP	Planned quantity to add kg/BDt-BKP

Salt cake (Na ₂ SO ₄) kg 93%	51,700	84,300	88,000	224,000	107,862	76.1
Sodium sulfide (Na ₂ S) kg 60%	47,720	17,032	25,850	90,602	43,627	0
Caustic soda (NaOH) kg 100%	101,227	93,485.8	91,675.8	289,389	137,904	18.5
Pulp production BDt-BKP	555,373	691,207	830,149	2,076,729	289,395	946

Table 6-3-8 Actual and Planning of Chemicals Consumption as 100% Sold and Rate of Na₂SO₄

	Dec. '83	Jan. '84	Feb. '84	Total	Quantity added kg/BDt-BKP	Planned quantity to add kg/BDt-BKP

Salt cake (Na ₂ SO ₄) kg	50,666	82,614	86,240	219,520	105.71	78.4
Sodium sulfide (Na ₂ S) kg	52,125	18,604	28,236	98,965	47.65	0
Caustic soda (NaOH) kg	179,679	165,937	162,725	508,341	244.78	35.5
Total	282,470	267,155	277,201	826,826	398.14	113.9
BKP production BDt	555,373	691,207	830,149	2,076,729		
Total salt cake BDt-BKP	508.61	386.505	333.917	398.14		

(2) 硫化度

12-1983~2-1984の3ヶ月間における平均硫化度は24.77%、24.96%及び24.88%であった。

有効アルカリ度を一定とすれば、硫化度15~20%が脱リグニン効果に対する臨界量となり、硫化度が25%以上になると強度はあるが脱リグニン効果は小さくなり、漂白性も落ちると言われている。

よって硫化度は20~23%程度を保持し、補給薬品は芒硝(Na_2SO_4)を用い、価格の高い硫化ソーダー(Na_2S)の使用は異常時以外の使用は止めるべきである。

通常クラフトパルプ工場での蒸解の補給薬品は、芒硝のみを使用し、硫化度20~25%の範囲で略、一定な値を保持して操業を行っている。

12-1983~2-1984の3ヶ月間で硫化ソーダー(Na_2S)の使用を止めて、苛性ソーダー(NaOH)を使用したと仮定した場合の硫化度を計算すると次の様になり、12-1983を除いては硫化ソーダーの使用を止めても硫化度は20~23%の範囲に納まる事を示している。

(Table 6-3-10 参照)

Table 6-3-9 Sulfidity and Adding Chemicals

		Dec. '83	Jan. '84	Feb. '84
Salt cake to add (Na_2SO_4)	kg	22,122	36,071	37,654
Sodium sulfide to add (Na_2S)	kg	22,759	8,123	12,328
Total	kg	44,881	44,194	49,982
Consumption rate of Na_2S	%	50.71	18.38	24.66
NaOH in digestion solution	kg	193,987	219,344	274,839
Na_2S in digestion solution	kg	63,899	72,943	91,047
Total	kg	257,886	292,287	365,886
Sulfidity	%	24.78	24.96	24.88
Calculated value of sulfidity when NaOH is added instead of Na_2S		15.95	22.18	21.55
Chemical recovery rate	%	56.96	63.81	70.51

Note: The quantities of chemicals used are the total quantities used in one month. The values are shown after conversion into sodium oxide (Na_2O) basis.

6.3.6 蒸気消費量

(1) 蒸気消費量の実績

12-1983~2-1984の3ヶ月間における蒸気消費量の実績平均値は次の通りである。

又N材、L材を夫々単独にて蒸解した場合の推定値を下表に示す。

Table 6-3-10 Actual Consumption of Steam

	Steam pressure kg/cm ²	Consumed steam t	Produced pulp BDt-UKP	Consumed steam/t pulp t/BDt-UKP	Operating hours hr-min	Average steam consumption t/hr
Dec. '83	9.1	1,571.53	644.35	2.44	469-00	3.35
Jan. '84	9.2	1,944.26	789.50	2.48	570-00	3.41
Feb. '84	9.5	2,179.62	956.20	2.28	593-20	3.67
Total	27.8	5,695.41	2,384.05	7.20	1,632-45	10.43
Average	9.3	1,898.47	794.68	2.39	544-15	3.49
Per batch	-	11.08	4.615	-	-	-

Table 6-3-11. Steam Consumption when Separately Cooking N and L-Wood

		Actual consumption for mixed wood	Consumption for N-wood only	Consumption for L-wood only
Steam pressure	kg/cm ²	9.3	9.5	9.5
Steam quantity	Average t/h	3.49	3.67	3.67
	Peak t/h	5.5	5.5	5.5
Consumption	t/BDt-UKP	2.39	2.30	2.30
Consumption	t/batch	11.08	10.6	10.6

(2) ダイゼスターの缶内温度について

ダイゼスター缶体の上部は蒸解中蒸気が充填しておりその温度は通常その圧力に相当する飽和蒸気温度と同一である。

3-1984の記録によると次に示す様にかかなりの差が見られるので計器をチェックし、必要な対策を講ずる必要がある。

温度計と共に圧力計もチェックする。

Table 6-3-12 Digester Temperature

	Pressure kg/cm ²	Steam temperature °C	Indicated upper part temperature °C	Indicated lower part temperature °C
No. 1 digester	7.8	173.6	168	160
No. 2 digester	8.0	174.5	168	146

下記の事項を調査する。

1. 圧力計を標準圧力計と比較する。
2. 温度計を水銀温度計と比較する。
3. 圧力計に誤差がない場合ガス抜きが充分かどうか。
4. 下部温度計に誤差がない場合、黒液の循環に問題がないか調べる。

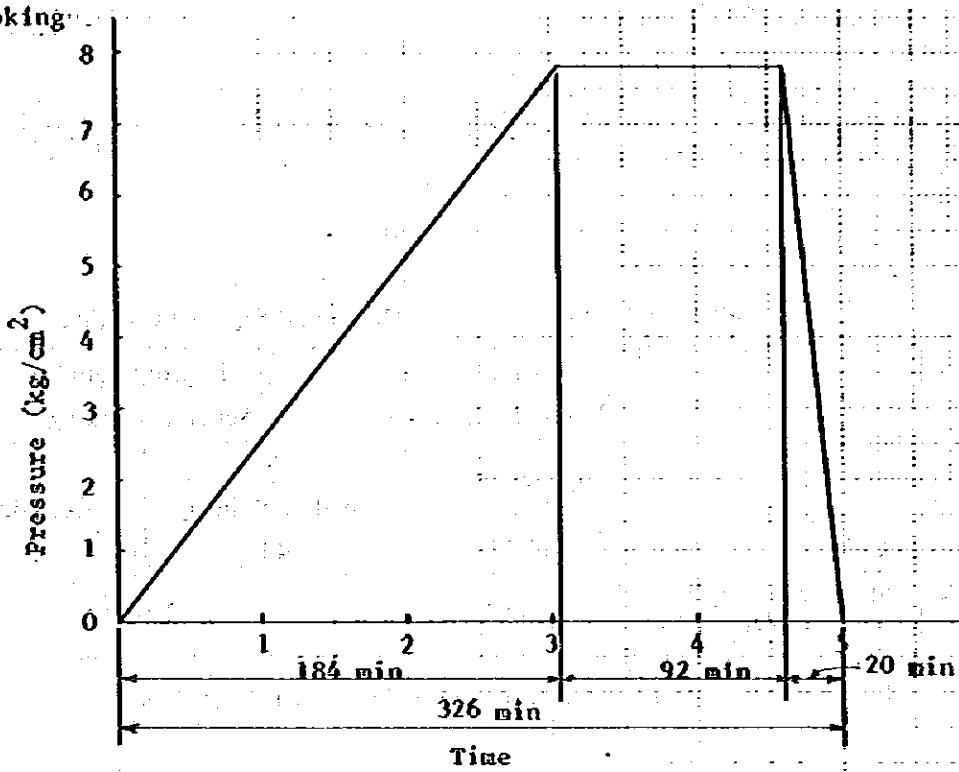
(3) 蒸解曲線

12-1983~2-1984の3ヶ月間における蒸解曲線の平均値と本リノベーション計画実施後の予想蒸解曲線をFig 6-3-4に示す。実績の曲線は蒸解開始時と最高圧力到達時の間を直線で結んで示しているが、実際は変形した曲線となっている。この変形した曲線を出来る限り直線に近づけて蒸解する事が品質安定のために重要な条件である。

釜詰めチップ量に対し、アルカリ添加率、液比（チップの含水率）等の条件が一定の時に、蒸解曲線にそった蒸解が実施出来ればRoe No. は常に一定の範囲に納まり経験者による蒸解中のサンプルテストは不要になるであろう。

蒸解条件を変更する場合は常に一要因のみ変更し、その結果により必要ならば他の要因を変更し、同時に2要因以上を変更すべきでない。

Actual cooking curve
Average of
Dec. 1983
through
Feb. 1984



Cooking curve after
improvement
Estimated curve for
independently
cooking N-
wood and L-wood

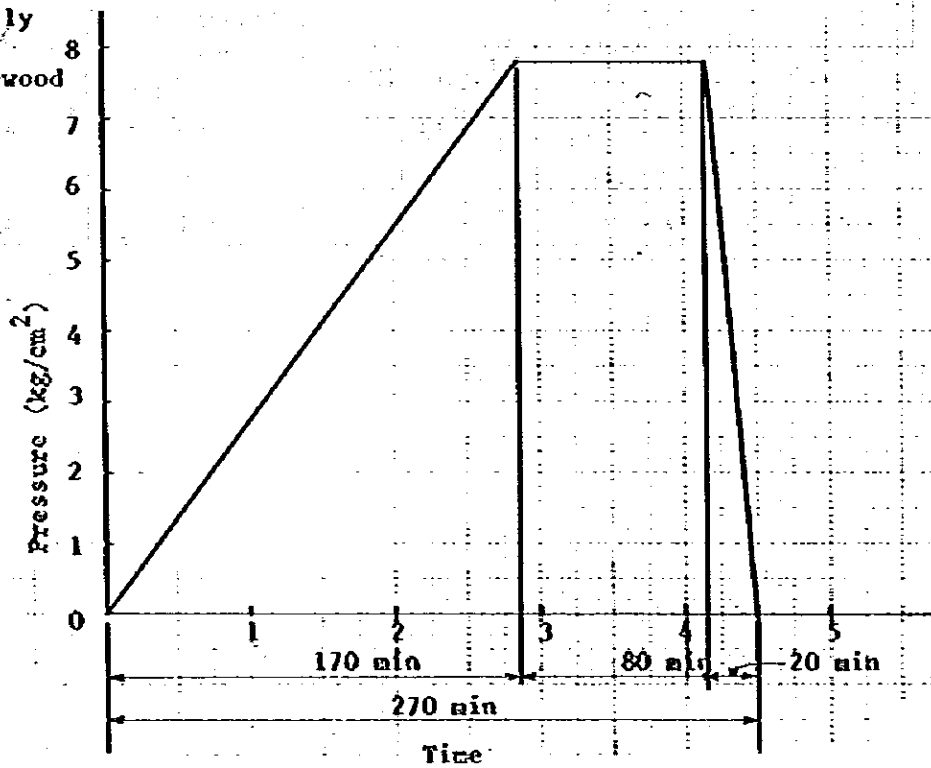


Fig. 6-3-4 Cooking Curve

6.3.7 操業上の改善提案

- (1) 現状の混合チップ蒸解法をN, L材チップ, 夫々単独に蒸解する。蒸解条件をTable 6-3-15に示す。
- (2) この結果得られる効果(推定)は次の通りである。

Table 6-3-13 Comparison of Mixed and Separate Cooking

	Current	Improvement	
	Mixed cooking	Separate cooking	
Barks	Contained	N	L
		Not contained	Contained
Yield %	42.73	45	43
Steam consumption t/BDt-UKP	2.39	2.30	

Estimated data after the improvement is shown in Table 6-3-14.

Table 6-3-14 Estimated Yield of Pulp after Improvement

	Chip consumption BDI/d	Pulp production BDI-UKP/d	Number of digestion Batch/d	Yield %
N-pulp	29.356	13.21	2.9	45.0
L-Pulp	37.535	16.14	3.5	43.0
Total	66.891	29.35	6.4	43.88

Table 6-3-15 Estimated Cooking Conditions after Improvement

Item		Independent cooking plan by N and L-wood	
1)	Cooking method	Independent cooking kraft method	
		N-wood	L-wood
2)	Roe No.	5.5 ± 0.5	2.1 ± 0.4
3)	Activated alkali adding rate (as Na ₂ O)	17% BD chip	16% BD chip
4)	Sulfidity	20 - 29%	20 - 23%
5)	Liquid ratio	3.5	3.5
6)	Cooking yield	45%	43%
7)	Washing yield	92%	92%
8)	Bleaching yield		
9)	Total yield	41.4%	39.6%
10)	Cooking conditions of unbleached pulp		
	Unbleached pulp production	13.21 BDT/d	16.14 BDT/d
	Quantity of filling chips	10.2 BDT chip/batch	10.6 BDT chip/batch
	Pulp prod./batch	10.2 x 0.45 = 4.59 BDT-UKP/batch	10.6 x 0.43 = 4.56 BDT-UKP/batch
	Number of digestion/day	2.9 times	3.5 times
	Quantity of liquid necessary for cooking	10.2 x 3.5 = 35.700 t/batch	10.6 x 3.5 = 37.650 t/batch
	Quantity of WL required for cooking	10.2 x 0.17 x x $\frac{1,000}{91.44}$ = 18.965 m ³ /batch	10.6 x 0.16 x $\frac{1,000}{91.44}$ = 18.543 m ³ /batch
	Weights of WL and water	WL 18,963 x 1.1 = 20,859 kg	WL 18,548 x 1.1 = 20,403 kg
	Black liquor	Water in chips 5,492 kg Black liquor 9,349 kg Total 35,700 kg	Water in chips 5,708 kg Black liquor 10,789 kg Total 37,100 kg

Table 6-3-15 (Continuing)

B-2

	Item	N-wood	L-wood
11)	Solids in cooking solution (100% solid) (excl. solids in BL for liquid ratio adjustment)	From chips: $10.2t - 4.59t = 5,610 \text{ kg}$ From digestion solution: $\frac{0.27}{0.17} \times 91.44$ $\times \frac{18,963}{1,000} = 2,754 \text{ kg}$ Total 8,364 kg	From chips: $10.6t - 4.56t = 6,040 \text{ kg}$ From digestion solution: $\frac{0.27}{0.17} \times 91.44$ $\times \frac{18,548}{1,000} = 2,694 \text{ kg}$ Total 8,734 kg
12)	Filling content of digester	Chip 10,200 Moisture content in chips 5,492 White liquor 20,859 Black liquor 9,349 Vapor exhausting 45,000 Total 40,900 kg	Chip 10,600 Water in chips 5,708 White liquor 20,403 Black liquor 10,989 Vapor exhausting 45,000 Total 42,700 kg
13)	Stock consistency	$\frac{4,590}{40,900} \times 100 = 11.93\%$	$\frac{4,560}{42,700} \times 100 = 10.68\%$
14)	Solid content of BL in blow tank (excl. solids in BL for liquid ratio adjustment) Solid content of BL in blow tank (incl. solids in BL for liquid ratio adjustment)	$\frac{8,364}{(40,900 - 4,590)} \times 100 = 23.03\%$ $9,349 \times 0.2 = 1,870 \text{ kg}$ $\frac{1,870 + 8,364}{(40,900 - 4,590)} \times 100 = 28.18\%$	$\frac{8,734}{(42,700 - 4,560)} \times 100 = 22.90\%$ $10,989 \times 0.2 = 2,198 \text{ kg}$ $\frac{2,198 + 8,934}{(42,000 - 4,560)} \times 100 = 28.66\%$
15)	Generation of solids in BL (excl. solids in BL for liquid ratio adjustment)	$\frac{8,364}{4,590} = 1,869 \text{ kg/BDt-UKP}$	$\frac{8,374}{4,560} = 1,915 \text{ kg/BDt-UKP}$

6.3.8 設備改善

(1) ダイゼスター腐蝕対策

ダイゼスター缶体の板厚は22mmである。しかしながら、ここ数年間において局部的に急激に腐蝕している箇所(15.9mm)がある。

かつこの腐蝕は時間の経過と共に進行すると思われる。

腐蝕の主原因はマングローブ材の塩分によるものと思われる。

蒸解時のダイゼスター内圧は約8kg/cm²であり、非常に危険な状態にあると言える。

よって早急にSUSライニングをすべきである。

(2) ダイゼスター上下温度計の指示差

1号及び2号ダイゼスター共上部と下部の指示温度に差がある。この温度の差は、1号ダイゼスターで8℃、2号ダイゼスターで22℃となっている。

温度は操業管理上の重要項目であるので、原因を追求し対策をとる事が望まれる。

(3) 黒液加熱用ヒーター

a) 黒液加熱用ヒーターチューブ

黒液加熱用ヒーター(2基)のチューブは材質STBで34mm(外径)×3.2mm(厚さ)×3,990mm(長さ)、148本/1台ある。

STBチューブはステンレスチューブに比較し、スケールの付着が早く、熱伝導の低下速度が早い。

又このチューブは長期使用のため劣化が大きく取り換える時期にきている。よってステンレスチューブに取り換える方が良い。

b) 黒液循環ポンプの能力

上記ポンプの設計能力は3.2m³/min×15minである。

通常蒸解中の黒液の置換率は4.8~5.7回/時とされているが、現状は3.84回/時であり、少なすぎる。よって5m³/min×25minの容量を持つポンプに取り換えた方が良い。

このポンプを設置した場合経年劣化による、容量低下を見込んでも置換率は5.4回/時を維持出来るだろう。

$$\text{置換率} = \frac{\text{ポンプ容量 (m}^3/\text{h)}}{\text{本釜容積 (m}^3)}$$

(4) ブロータンク

本リベネーション計画では、ダイゼスターでN材、L材を夫々単独で蒸解する事を計画している
ので、既設ブロータンクと同容積(150 m^3)のブロータンク1基を新設して、2基のブロータ
ンクでN材、L材の未晒パルプを夫々単独に貯蔵出来る様に改善する。

2基のブロータンクに貯蔵された未晒パルプは、計器によって、適正なNパルプ、Lパルプの
配分比で調合され1台の原料ポンプによって、未晒パルプ洗浄設備に送る様に改善する。

我々の提案はN材、L材の単独蒸解をする事である。

このためには調木室からブロータンクの間までを2系統にする必要がある。

ブロータンク以降は計器F.R.C.Q及びCRGによって流量制御を行う。

よってブロータンク1基を増設する。

6.4 未晒パルプ洗浄設備

6.4.1 既設洗浄設備

(1) ウォッシャーの状態

既設洗浄設備はレグ型3段式洗浄ウォッシャーで、寸法は2.25 m 径 \times 1 m 巾、濾過面積は
7.1 m^2 である。

既設ウォッシャーの洗浄用の真空は理論値9 mAq 、経験値3 m 以下であろう。

しかし真空を維持するためのエアール部が構造的に不良で期待している真空値を維持出来
ない。

又真空ポンプを設置したが効果的でなく、下記の通り低い値となっている。

1段目ウォッシャー : 0.85 mAq

2段目ウォッシャー : 1.7 mAq

3段目ウォッシャー : 2.0 mAq

(2) 未晒パルプ(N及びL混合パルプ)洗浄ウォッシャーの能力

1981~1983の3ケ年間、並びに12-1983~2-1984の最近の3ケ月間における未晒
パルプの処理量の実績は次の様になっている。

Table 6-4-1 Annual Processing Quantity of Unbleached Pulp

		1981	1982	1983
Processed unbleached pulp	BDt/y	10,682.23	10,619.46	10,122.58
Number of operating days	d/y	327.78	320.63	306.32
Processed unbleached pulp	BDt/y	32.99	33.12	33.05
Processing per filtration area	BDt/m ² d	4.65	4.66	4.65

Table 6-4-2 Monthly Processing Quantity of Unbleached Pulp

		Dec. 1983	Jan. 1984	Feb. 1984
Processed unbleached pulp	BDt	634.35	789.50	948.20
Operating hours	hr-min	414-25	491-20	577-45
Processed unbleached pulp	BDt/d	28.83	27.22	32.70
Processing per filtration area	BDt/d/m ²	4.06	3.83	4.61

上表より最大の処理実績は4.6 BDt/m²dである。通常的能力はNパルプで2.7~3.6 BDt/m²d, Lパルプで3.5~4.5 BDt/m²dである。

混合パルプの場合は3~4 BDt/m²dが妥当と思われる。よって実績値は約27%能力超過している。

6.4.2 稀釈係数とケミカルロスの実績

(1) 稀釈係数の意義

ケミカルロスが多いと云う事は蒸解用補充薬品が多い(コストアップ)事を意味している。ウォッシャーでの作業の主目的は薬品を含んだパルプを洗浄しかつこの薬品を出来るだけ効率よく回収する事である。

薬品回収率の程度は稀釈係数(温水使用)の大小ではほぼ決まってくる。通常は2~3である。

この数値はエバポレーターの能力によって左右される。

稀釈係数は次の式によって計算される。

$$\text{稀釈係数} = \frac{\text{洗浄用湯水量 l/h}}{\text{風乾未晒パルプ処理量 l/h}} \times \frac{\text{パルプシート中の水分\%}}{\text{パルプシート中のパルプ濃度}} \times 0.9$$

参考資料として洗浄係数と薬品ロス量のグラフを下記に示す。

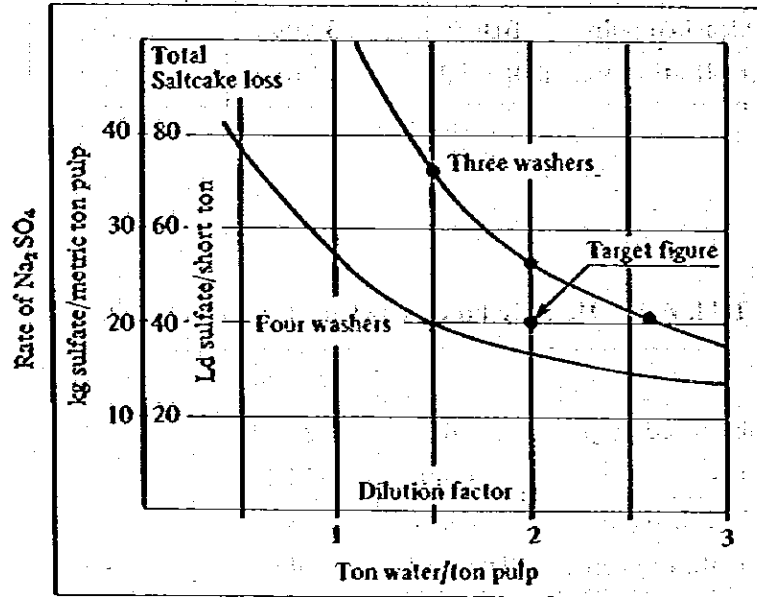


Fig. 6-4-1 Saltcake Loss and Dilution Factor Relationship

(2) 稀釈係数の実績

最近3ヶ月間の稀釈係数の実績値は下記に示す様に負の値となり未晒パルプの洗浄作業が異常であることを表わしている。この事は蒸解薬品の損失の大半が未晒パルプ洗浄設備より生じている事を示している。

Table 6-4-3 Actual Values of Dilution Factor

		Dec. 1983		Jan. 1984		Feb. 1984	
		Total	hr	Total	hr	Total	hr
Amount of processed pulp	BDI	644.35	1.555	783.50	1.593	956.20	1.655
	ADI	715.94	1.728	870.56	1.771	1,062.44	1.839
Warm water consumption	t	3,386	8.17	3,884	7.90	4,536	7.85
Pulp concentration in pulp sheet	%	12		12		12	
Water content in pulp sheet	%	88		88		88	
Dilution factor		-1.87		-2.14		-2.33	
Working hour	h	414 h 25 min		491 h 40 min		577 h 45 min	

Note: The pulp content in pulp sheet is an estimated value.

稀釈係数が異常である原因

1) ウォッシャーの真空が悪くパルプシート中の黒液が多い。

2) 洗浄シャワーパイプ以外より水が系内に入っている。

(3) 未晒パルプ洗浄温水量とエバポレーター送り弱黒液の関係について

洗浄セクションよりエバポレーターセクションに送る弱黒液の量は通常未晒パルプの洗浄に使用した温水量の 1.15～1.20 倍程度である。

これらの関係を実績値と比較した表を Table 6-4-4 に示す。

このデータから判断するとウォッシャーでの操業は異常であり洗浄用温水以外に系内に入った水がかなりあった事を示している。

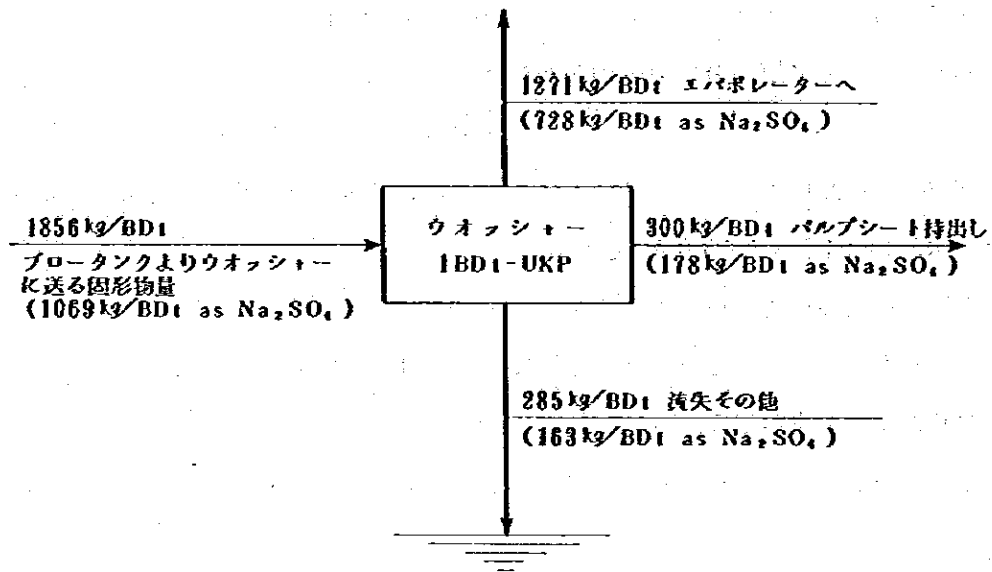
このことは洗浄水(温水)以外の清水が洗浄水として使用されずにウォッシャーに注入された事を意味している。

未晒パルプウォッシャーに使用する水はすべて洗浄水として使用し洗浄効果を高めなければならない。

Table 6-4-4 Weak Black Liquor Sent from Washing Section to Evaporator Section

	Weak black liquor (m ³)	Solids in black liquor (kg)	Unbleached pulp production (BDt)	Solids/ton unbleached pulp (kg/BDt)	Warm water consumption (m ³)	Weak black liquor/warm water consumed
Dec. '83	3,919	776,442	644.35	1,205	3,386	1.16
Jan. '84	5,252	991,128	783.5	1,265	3,884	1.35
Feb. '84	6,344	1,284,177	962.5	1,343	4,536	1.40
Total	15,515	3,051,747	2,384.05	3,813	11,806	3.91
Average	5,171.7	1,017,249	794.7	1,271	3,935.3	1.30

又ウオッシャーの黒液固形物バランスは大略下图の様になる。(最近の3ヶ月平均)



6.4.3 ケミカルロスの実績値と薬品回収率

(1) ケミカルロスの実績値

最近のケミカルロスの実績は次の通りである。

これによるとケミカルロスは28~40%であり、一般的な工場の標準値約5.4%と比較し非常に高い数値となっている。

従って、この数値を一般水準迄下げるのが特に必要である。

Table 6-4-5 Total Alkali Quantity (as Na₂O) in Digesting Solution

Chemical	Dec. 1983	Jan. 1984	Feb. 1984
Caustic soda (NaOH)	193,987 kg	219,344 kg	274,839 kg
Sodium sulfide (Na ₂ S)	63,899	72,943	91,047
Sodium carbonate (Na ₂ CO ₃)	28,654	30,007	44,451
Salt cake (Na ₂ SO ₄)	13,789	16,081	20,224
Total	300,329 kg	338,375 kg	430,561 kg

Table 6-4-6 Total Alkali Quantity (as Na₂O) in Adding Chemicals

Chemical	Dec. 1983	Jan. 1984	Feb. 1984
Salt cake (Na ₂ SO ₄)	22,122 kg	36,071 kg	37,654 kg
Sodium sulfide (Na ₂ S)	22,759	8,123	71,049
Caustic soda (NaOH)	78,451	72,451	12,020
Total	123,332 kg	116,645 kg	120,723 kg

<ケミカルロス率>

Table 6-4-5及びTable 6-4-6の値より最近の3ヶ月間におけるケミカルロスは次の通りになる。

Table 6-4-7 Rate of Chemical Loss

	(1) Total alkali quantity (as Na ₂ O) in digest- ing solution, kg	(2) Total alkali quantity (as Na ₂ O) in make-up chemicals, kg	Rate of chemical loss $\frac{(2)}{(1)} \times 100$
Dec. 1983	300,329	123,332	41.07
Jan. 1984	338,375	116,645	34.47
Feb. 1984	430,561	120,723	28.04

<パルプシート中の酸化ソーダー (Na₂O) の測定>

運転中のウォッシャーより未晒パルプシートのサンプルを取り密封の上持ち帰り、本州製紙株式会社中央研究所で分析したところ、次の様な分析結果を得た。

Table 6-4-8 Sodium Oxide (Na₂O) in Pulp Sheet

Sample No.	Na ₂ O content (kg)/BDt UKP
13-3-1984 1.2 t/h	47
15-3-1984 1.0 t/h	82
15-3-1984 1.0 t/h	71
Average 77 x 4 = 308 kg (Equivalent to solid)	

(2) 薬品回収率

薬品回収率の実績は Table 6-4-9 に示す通り 65 ± 6% となる。

薬品回収サイクルの表は Table 6-4-11 に示した。

Table 6-4-9 Rate of Actual Chemical Recovery

	Dec. 1983	Jan. 1984	Feb. 1984
Quantity of cooking solution used	2,757.85 m ³	3,216.19 m ³	4,044.72 m ³
Chemicals in cooking solution (as Na ₂ O)			
Caustic soda (NaOH)	193,987 kg	219,344 kg	274,839 kg
Sodium sulfide (Na ₂ S)	63,899	72,943	91,047
Sodium carbonate (Na ₂ CO ₃)	28,654	30,007	44,452
Salt cake (Na ₂ SO ₄)	13,789	16,081	20,224
Subtotal	300,329 kg	332,375 kg	430,562 kg
Added chemicals (as Na ₂ O)			
Salt cake (Na ₂ SO ₄)	22,122 kg	36,071 kg	37,654 kg
Caustic soda (NaOH)	78,451	72,451	71,049
Sodium sulfide (Na ₂ S)	22,759	8,123	12,329
Subtotal	123,332 kg	116,645 kg	121,032 kg
Recovered quantity	176,997 kg	221,790 kg	309,530 kg
Rate of recovery	58.93%	65.53%	71.89%

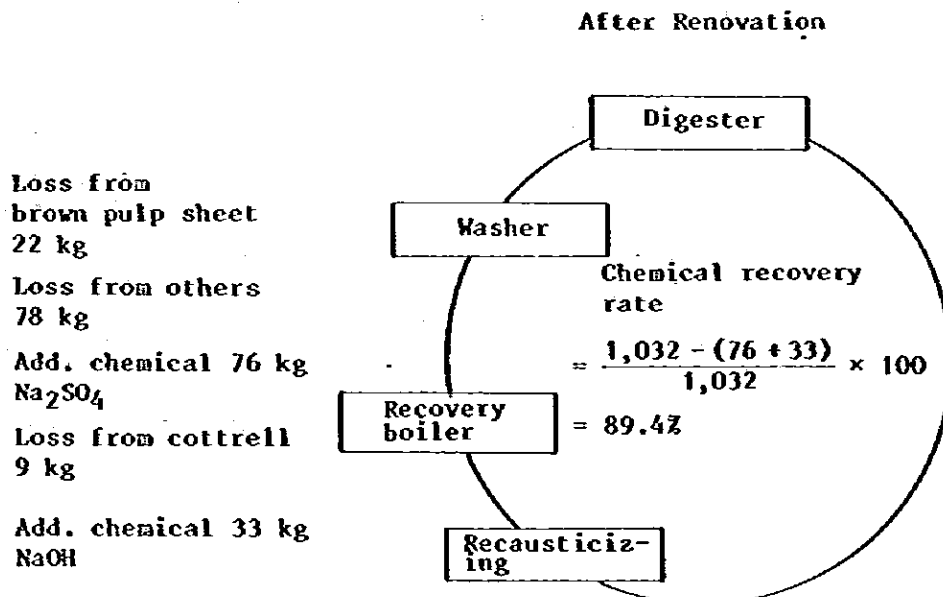
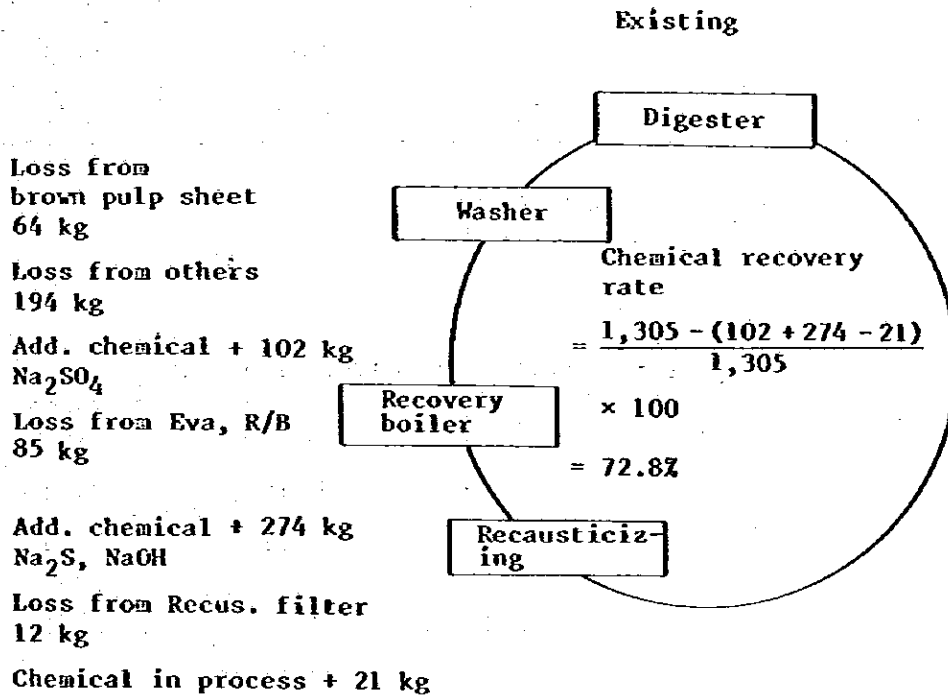
Table 6-4-10 Estimation of Rate of Chemical Recovery after Renovation

Per Bdt-UKP	NaOH (kg)	Na ₂ S (kg)	Na ₂ CO ₃ (kg)	Na ₂ SO ₄ (kg)	Total (kg)	Recovery rate
Na ₂ O in cooking solution	307.20	81.92	40.96	20.48	450.56	90.29%
Added chemicals (as Na ₂ O)	13.18	—	—	30.56	43.74	

Calculation formula of rate of chemical recovery:

$$\text{Rate of chemical recovery} = \frac{\text{Total Na}_2\text{O in cooking liquor} + \text{Total Na}_2\text{O in added chemicals}}{\text{Total sodium oxide (Na}_2\text{O) in cooking solution}} \times 100$$

Table 6-4-11 Chemical Recovery Cycle
(as kg-Na₂SO₄/1 Bdt-BKP)



Comparison of Chemical Loss (as Na₂SO₄)

	Loss from brown pulp sheet	Loss from coltrell	Loss from re-causticizing blow tank and others	Total
Existing	1,728 kg/d	567 kg/d	7,290 kg/d	9,585 kg/d
After renovation	594	243	2,106	2,943
Difference	1,134	324	5,184	6,642

Note: Case of production as 27 BDT-BKP/d.

Comparison Quantity of Chemical Added (as Na₂SO₄)

	Na ₂ SO ₄	Na ₂ S	NaOH	Total
Existing	2,600 kg	1,300 kg	5,685 kg	9,585 kg
After renovation	2,055	0	888	2,943
Difference	545	1,300	4,797	6,642

Note: Case of production as 27 BDT-BKP/d.

6.4.4 蒸解用薬液組成の現状

蒸解用薬液の標準組成と最近の3ヶ月間における平均組成は次の通りである。

蒸解液の濃度は液比を高めるとダイゼスター内で低くなるので、活性アルカリ度で100g/l程度の濃度を保つ様にする。

Table 6-4-12 Composition of Cooking Chemical Consumption (as Na₂O)

	Standard	Dec. 1983	Jan. 1983	Feb. 1983	Average
Caustic soda (NaOH)	68 - 75 g/l	70.34 g/l	68.20 g/l	67.95 g/l	68.69 g/l
Sodium sulfide (Na ₂ S)	20 - 25	23.17	22.68	22.51	22.75
Sodium carbonate (Na ₂ CO ₃)	8 - 12	-	-	-	-
Salt cake (Na ₂ SO ₄)	4 - 6	-	-	-	-
Active alkaline concentration	88 - 100 g/l	93.51	90.88	90.46	91.44
Temperature	78 °C	-	-	-	-
Specific weight	1.1	-	-	-	-

6.4.5 洗浄効率の向上対策

- (1) 既設ウォッシャーは洗浄効率が非常に悪く、このため既述した通り薬品ロスは28~41%と異常に多い。よって洗浄効率向上のために新ウォッシャーに取り換えるべきである。
- (2) ウォッシャー新設の場合エバポレーターの能力に見合った洗浄を実施する。このために洗浄係数は2位になるだろう。この効果の推定をTable 6-4-13に示す。

Table 6-4-13 Comparison of Washer Efficiencies

	Existing washer	New washer
Dilution factor	(-)	+2.0
Chemical loss (as Na ₂ SO ₄)	360 kg/BDt-UKP	100 kg/BDt-UKP
Rate of chemical recovery	65 ±6%	About 90%

6.5 晒設備

6.5.1 設備の概要

晒設備は塩素 - アルカリ抽出 - ハイポ - アルカリ抽出 - ハイポ (O-B-H-B-H) の5段連続漂白設備を有しており、その公称能力は30 ADI/dである。その主要設備の仕様は次の通りである。

Table 6-5-1 Major Bleaching Facilities

Name	Size	Capacity	Material
Chlorine filter	2.5 mφ x 1.0 m (width)	7.85 m ³	Cylinder, Screen plate: made of stainless steel Vat: made of iron plates with hard rubber lining for liquor contacting part
Hypo filter	2.5 mφ x 1.0 m (width)	7.85 m ³	Same as above
Alkali filter	2.5 mφ x 1.0 m (width)	7.85 m ³	Cylinder: made of iron plates Screen plate: made of stainless steel Vat: made of iron plates
Chlorine tower	2.25 mφ x 14 m (height)	50 m ³	Made of iron plates with hard rubber lining
Alkali tower	2.35 mφ x 10.5 m (height)	40 m ³	Made of iron plates
Hypo tower	2.7 mφ x 10.5 m (height)	55 m ³	Made of iron plates with hard rubber lining

晒バルブの操業条件を Table 6-5-2 に示す。

Table 6-5-2 Bleaching Conditions

		C	E	H	E	H
		Cl ₂	Alkali	Ca-Hypo	Alkali	Ca-Hypo
Consistency	%	3	10	10	10	10
Retention time	min	60	120	180	120	180
Stock temp.	°C	35	50 – 70	40	50 – 70	40
Flow system	%	Up – How	Down – F	Down – F	Down – F	Down – How
Tower level	%	100	80	80	80	80
Chemical	kg/BDI	52 – 56	15	26	5	12 (NaOH ₂)
Initial pH			11.0	10.5	11.0	10.5

6.5.2 処理能力

(1) 処理能力の実績は次の通りである。

Table 6-5-3 Actual Processing
(December 1983 - February 1984)

	UKP processing			BKP production			Yield %
	BDI	BDI/d	BDI/24 h	BDI	BDI/d	BDI/24 h	
Dec. 1983	602.28	27.38	33.70	540.59	24.57	30.25	89.76
Jan. 1984	744.675	24.82	32.97	658.179	21.94	29.14	88.38
Feb. 1984	898.50	30.98	33.87	807.524	27.85	30.44	89.87
Total	2,245.455	83.18	100.54	2,006.293	74.36	89.83	268.01
Average	748.485	27.72	33.52	668.764	24.80	29.95	89.35

Table 6-5-4 Actual Processing (Average of 1983)

BKP processing		BKP production		Yield %
BDI	BDI/d	BDI	BDI/d	
9,920.13	32.38	8,862.64	28.933	89.34

Note: The number of working days used for this calculation is 306.32 days which is the number of days that the digester was operated.

(2) 主要設備の最大処理能力は次の通りである。

Table 6-5-5 Maximum Processing Capacities of Major Facilities

		Pulp consistency %	Tower effective capacity m ³	Retention time h	Processing capacity ADt/d	Mixer capacity ADt/d	Filter capacity ADt/d
Chlorine tower	NOR	3	50	1	40		
	MAX	5	50	1	67	40	43
No. 1 alkali tower	NOR	10	32	2	43		
	MAX	12	32	2	51	40	43
No. 1 Ca-hypo tower	NOR	10	44	3	39		
	MAX	12	44	3	47	40	43
No. 2 alkali tower	NOR	10	32	2	43		
	MAX	12	32	2	51	40	43
No. 2 Ca-hypo tower	NOR	10	44	3	39		
	MAX	12	44	3	47	—	—

Note: The capacities of mixer and others become short when the pulp consistency becomes 12%.

(3) 洗浄水の使用量の実績は次の様になっている。

Table 6-5-6 Consumption of Bleached Pulp Washing Water

	Consumption m ³	BKP production BDT	Operating time hr-min	Consumption per t. pulp m ³ /BDt-BKP	Consumption per hour m ³ /h
Dec. 1983	13,305	602.28	428-55	22.09	31.02
Jan. 1984	16,635	744.675	542-00	22.33	30.09
Feb. 1984	19,330	898.500	654-45	21.51	29.52
Total	49,270	2,245.455	1,625-40	65.93	90.63
Average	16,423	748.485	541-53	21.98	30.21

設計の計画使用量

1~4段目 12 m³/h, 5段目 18 m³/h

$$12 \times 4 + 18 = 66 \text{ m}^3/\text{h} = 1,584 \text{ m}^3/\text{h}$$

6.5.3 品質

(1) 白色度, 引裂度

2-1984における晒パルプの白色度並びに引き裂き強さの月間平均値は次の通りである。

Table 6-5-7 Brightness and Tearing Strength

		Max.	Min.	Average
Brightness	%Ht	81.70	79.23	80.50
Tearing strength	gr	106.60	76.80	89.60

上記の白色度及び引き裂き強さのバラツキの程度をFig 6-5-12に示す。また受け入れパルプのRoe No.の変動の一例をFig 6-5-1に示す。

晒パルプの品質は未晒パルプからの影響が大きいため、未晒パルプの品質の安定を計る事が先決である。

引き裂き強度のバラツキはチップ配合の不均一が主原因と考えられるが、適正な茶液の注入と滞留時間の規準を守って操業するように出来るだけ努力しなければならない。

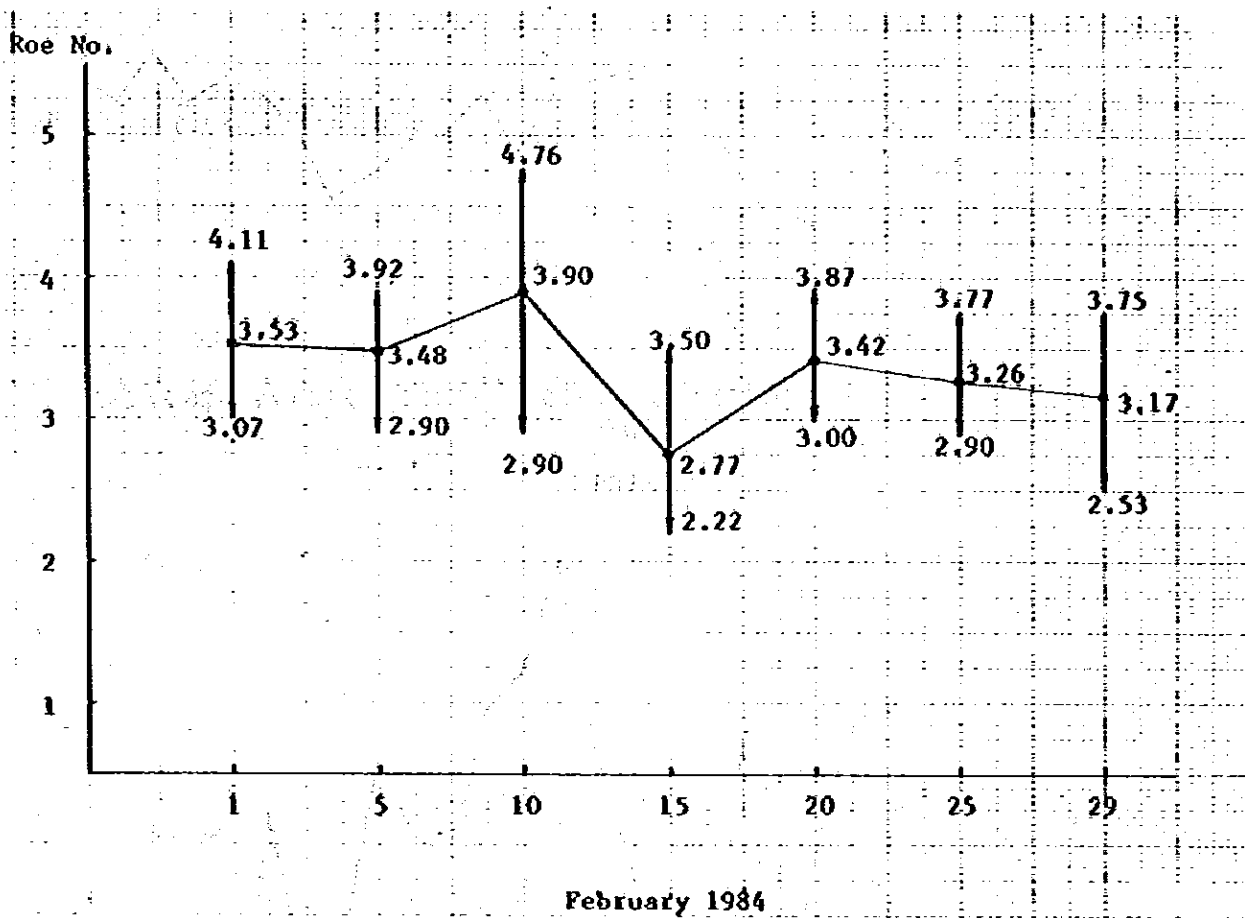


Fig. 6-5-1 Fluctuation of Roe No. of Received Pulp

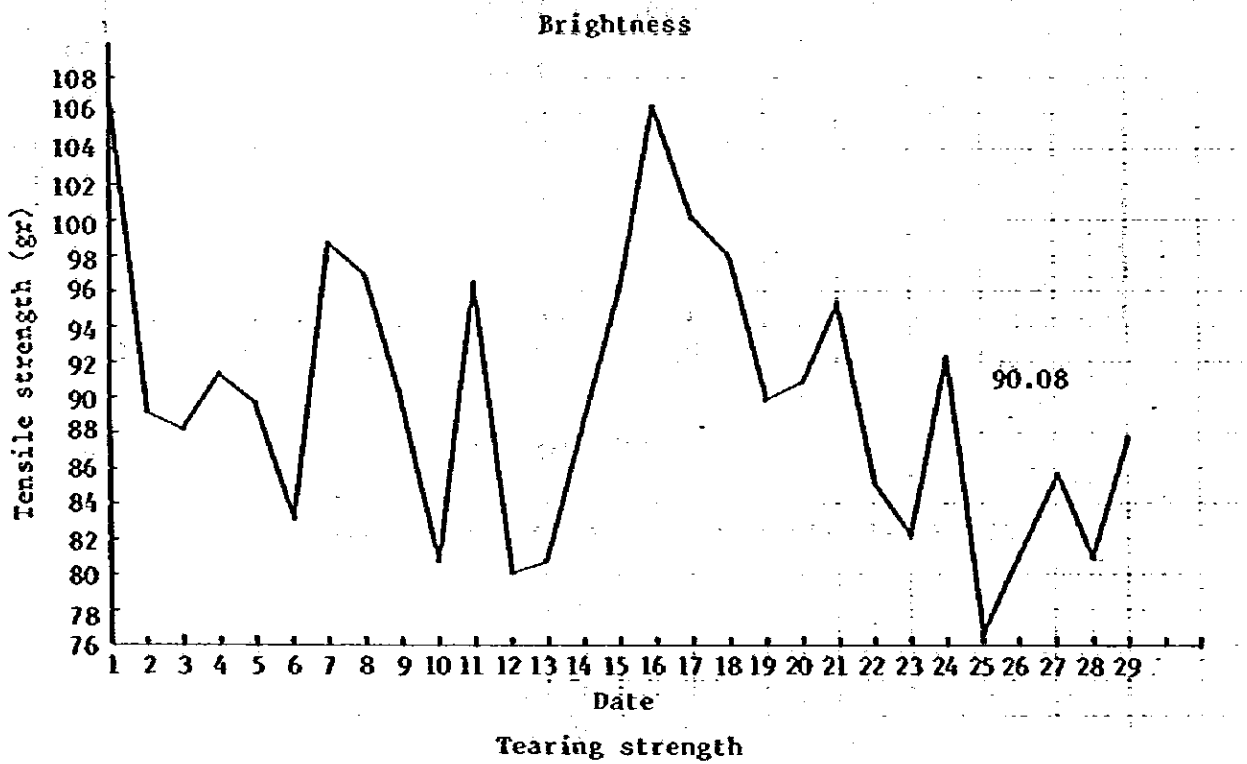
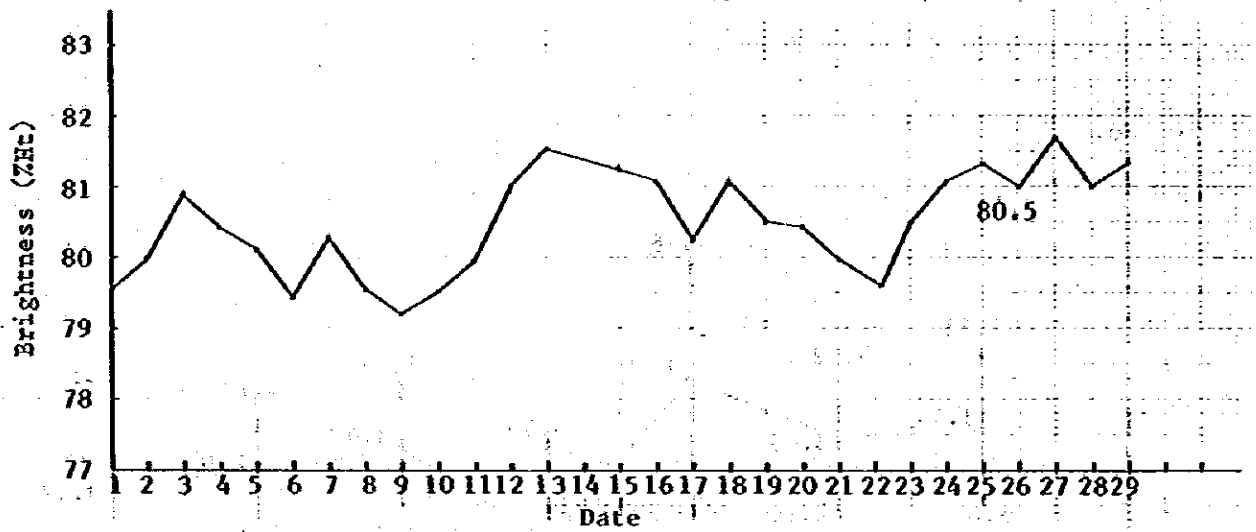


Fig. 6-5-2 Brightness and Tearing Strength at No. 5 Tower Outlet in February 1984

(2) フリーネス

現在の所、仕上り晒パルプのフリーネスは現場にて直接管理されていない。

しかしフリーネスは紙力のバラツキの程度を判定するために必要なデーターであるので、今後は現場サイドにてフリーネスを測定させて、そのデーターを速やかに抄紙セクションに連絡し、紙料の調整、配合及び薬品の添加量等のために、データーを有効に利用させ、抄紙の品質向上に努力させるべきである。

6.5.4 薬品

(1) 漂白用薬品

漂白用薬品使用量の実績は次の通りである。

Table 6-5-8 Consumption of Bleaching Chemicals (kg/BDt)
(December 1983 - February 1984)

	Roe No.	Chlorine gas	Hypo solution	Caustic soda	Sulfamic acid	Brightness %Ht
Dec. 1983	3.52	53.99	33.06	24.90	865.05	80.3
Jan. 1984	3.45	52.32	35.50	21.73	819.15	80.6
Feb. 1984	3.38	56.31	40.58	19.60	953.81	80.5
Total	10.35	162.62	109.41	66.23	2,638.01	241.5
Average	3.45	54.21	36.38	22.08	879.34	80.5

Note: The consumption of sulfamic acid is expressed in the unit of g/BDt-UKP and others are expressed in the unit of kg/BDt-UKP. The hypo solution is converted to the effective chlorine value.

塩素ガスの対パルプ使用率は受入れ未晒パルプのRoe No. の1.3～1.5倍が適当とされているが、最近の3ヶ月の実績値は平均値で1.57倍と高い。しかしながら標準値に近づけさせるのは、現状の受入れ未晒のRoe No.のバラツキが大きいため困難である。

今回N材、L材チップの単独蒸解及び未晒パルプ用ウォッシャーの更新を計画しており、この結果Roe No.のバラツキはかなり安定すると思われる。

従って漂白用薬品の添加量は減少する事が期待される。

6.5.5 スクリーン設備

(1) 現状設備

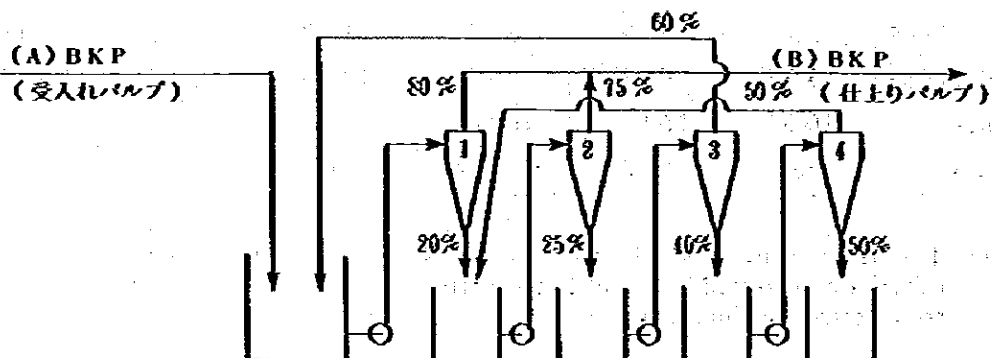
パウワー#600渦流式クリーナーを用い4段式で除塵している。その詳細は次の通りである。

Table 6-5-9 Centri-cleaner

	Number of centri-cleaner	Inlet flow rate per cleaner l/m	Processing capacity BDI/d Consistency at inlet	
			0.5%	0.6%
1st stage	80	76	43,776	52,531
2nd stage	20	76	10,944	13,133
3rd stage	6	76	3,283	3,940
4th stage	2	76	1,094	1,313

<フローシート>

セントリクリーナーのフローシートは次の通りである。



(マテリアルバランス)

(1) 入口濃度が0.5%及び0.6%の場合のマテリアルバランスは次の様になる。

Table 6-5-10 Material Balance of Centri-cleaners

		0.5% inlet consistency			0.6% inlet consistency		
		Inlet	Accept	Reject	Inlet	Accept	Reject
1st stage	BDI/d	43.776	35.021	8.755	52.531	42.025	10.506
2nd stage	BDI/d	9.216	6.912	2.304	11.059	8.294	2.764
3rd stage	BDI/d	2.304	1.382	0.922	2.765	1.659	1.106
4th stage	BDI/d	0.922	0.461	0.461	1.106	0.553	0.553
BKP received	BDI/d	42.393			50.319		
BKP finished	BDI/d	41.932			49.766		
CC yield	%	98.91			98.90		

(CC: centri-cleaner)

(2) セントリクリーナー (C.C.) の問題点

既設各ポンプの公称能力は充分であるが1次及び2次の現状の入口圧力は0.5 kg/cm²と低かった。

C.C. の入口は3.0～3.5 kg/cm²が適性な値である。

入口圧力が低いためチリ除去の効果を期待することは困難である。我々の紙力測定のため行った研究所のデータでも競争会社 (Ciwi Kemiya) より約4倍チリが多い。よってC.C.のポンプの性能を強化すべきである。

6.5.6 設備の改善提案

(1) Ca-ハイポ液

通常晒用薬品として使用されるCa-ハイポ液の有効塩素量は30～40 g/lである。

BRPPでの実績の有効塩素量は54～56 g/lであった。添加率は妥当であるから、ミキサーでの薬品添加量は通常の濃度の液よりも36%程少なくなる。このためミキサーに注入される薬液量は少なく、バルブと薬液の均一な混合が懸念される。

よってCaハイポ液の有効塩素量の濃度は30～40 g/lとし、送液量を増やした方が漂白に効果的である。

又Ca-ハイポ液は薄桃色がかつ不透明である。

このことは液中に不純物が混入していることを意味している。この不純物がパルプ中に入ると頭パルプの退色を早めるので除去する対策が必要である。この不純物を除去するため既設Ca-ハイポ液ストレージピット(50 m³コンクリート製)を2分割にし、そしてピットを交互に使用すれば、液に含まれる不純物の沈降に要する時間が確保され、清澄なハイポ液を取り出すことが可能になるだろう。

この改善案をFig 6-5-3に示す。

(2) 各フィルターのパルプ洗浄用シャワーパイプ

各フィルターには2本のシャワーパイプが設置されていたが、1977以降雨水不足の理由で1本の使用を止め、現在は1本のシャワーパイプで洗浄している。

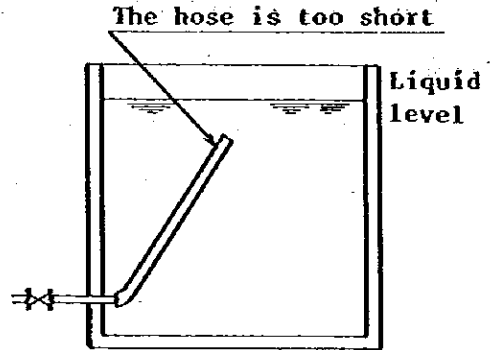
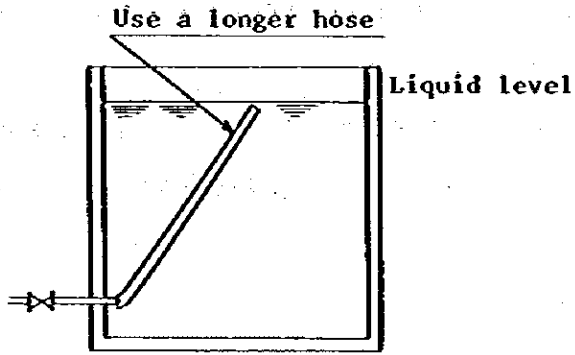
このため、シャワーはパルプシートの全面に散布されず洗浄が不十分である。

薬品の消費量は洗浄の良否によっても変化するので、十分な洗浄を行うべきである。

計画使用量66 m³/hに対し、現状は30 m³/hと少ないので、シャワーパイプを1本増設して洗浄水の量を計画量まで増やし、洗浄の強化を計る。

1. Plan for improvement

Existing



2.

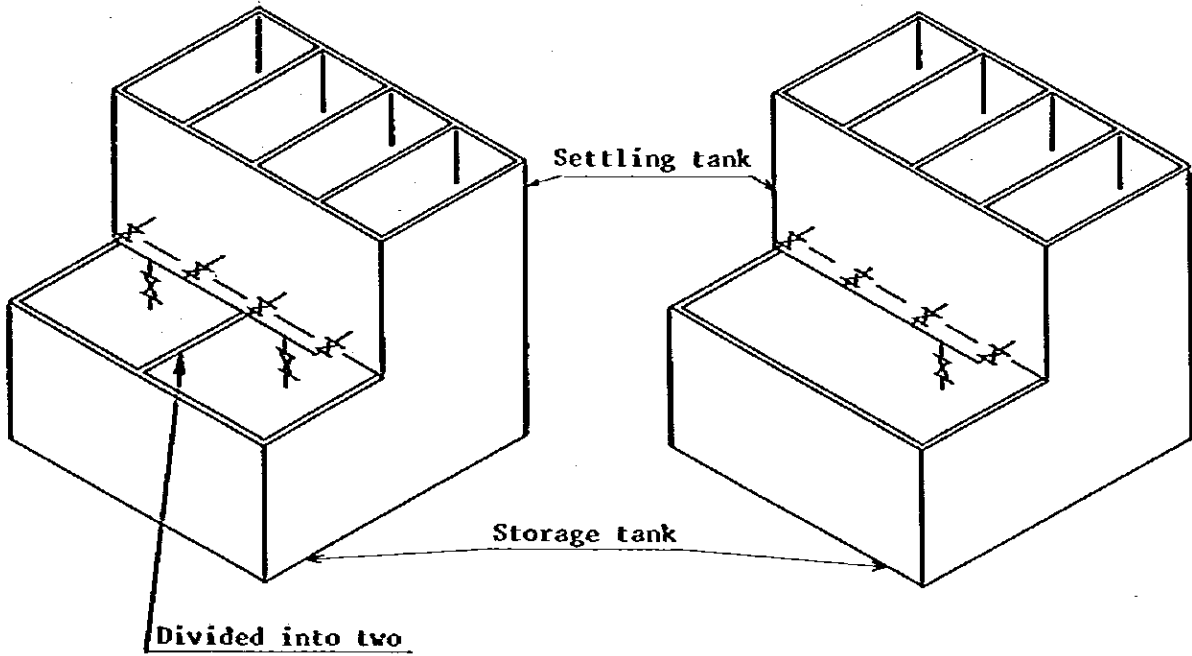


Fig. 6-5-3 Rypo Solution Settling Storage Tank

6.6 エバポレーター設備

6.6.1 現 状

5 缶 5 重壁型薄膜長管式蒸発缶 (L.T.V) 総伝熱面積 400 m^2 (1 缶 $80 \text{ m}^2 \times 5$ 缶) の設備である。

設置時のチューブ材質は 1 号缶 SUS 製, その他の缶は SS 製であった。その後 1980 年に 2, 3 号缶, 1982 年に 4, 5 号缶の SS 管を全て SUS 管に取り換えて現在に至っている。

6.6.2 現状設備に於けるエバポレーターの能力と提案

(1) 公称能力

この設備はパルプ生産量 30 ADI/d (最高 35 ADI/d), 固形物量 44.1 t/d の処理を目的としている。

処理量の公称能力並びに実績は Table 6-6-1 に示している。

Table 6-6-1 Evaporator Capacity (Actual and Nominal)

	Total solids		Weak BL		Thick BL		Evaporating water		Used steam		Evaporating rate	Pulp production		
	Weight		Concentration		Gross weight		Gross weight		Gross weight					
	t/d	t/h	%	t/d	t/h	t/d	t/h	t/d	t/h	t/d			t/h	
(1) Nominal capacity	44.09	1.84	18.5	238.3	9.93	52.0	84.8	3.53	153.5	6.40	41.8	1.74	3.675	27.0
(2) Dec. '83	41.91	1.75	18.15	230.91	9.62	44.55	94.07	3.92	136.84	5.70	45.01	1.88	3.04	28.83
(3) Jan. '84	40.17	1.67	17.71	226.82	9.45	45.14	88.99	3.71	137.83	5.74	41.14	1.71	3.35	27.22
(4) Feb. '84	48.08	2.00	18.59	258.63	10.78	46.91	102.49	4.27	156.14	6.51	40.77	1.70	3.83	32.70
(5) Average	43.39	1.81	18.15	238.79	9.95	45.53	95.18	3.97	143.60	5.98	42.31	1.76	3.41	29.58
(6) When condition is good in (4)	54.99	2.29	20.15	272.9	11.37	46.58	118.05	4.92	154.97	6.46	43.47	1.81	3.57	41.28 (Estimate)
(7) Renovation project	53.32	2.22	18.0	296.2	12.34	46.0	115.91	4.85	180.29	7.51	51.73	2.15	3.50	29.35

Solids received by evaporator: (1) Nominal capacity ; 1,400 kg/BDt-UKCP
 (2) Average, Dec. '83 - Feb. '84 ; 1,271 kg/BDt-UKCP
 (3) Renovation project ; 1,817 kg/BDt-UKCP

(2) 処理能力の実績

12-1983~2-1984の3ヶ月間における処理の実績をTable 6-6-1に示している。

Table 6-6-1によると12月並びに1月の操業の数値が低い、これは処理量のバラツキが多かったためと思われる。

これに対してパルプの生産量が多く、比較的処理量の変動の少なかった2-1984の数値は濃黒液の濃度を除いて良い数値である

これから判断すると濃黒液濃度を46%程度にすると蒸発水量はほぼ公称の1.6 kg/m³hを維持出来るであろう。

(3) 処理能力の推定

リノベーション計画実施後未晒パルプウォッシャーで発生する黒液の全量をエバポレーターで処理する時の条件を計算によって求め、この数値と設計能力並びに最高の処理を行った2-1984の16日より22日までの1週間の平均値をまとめてTable 6-6-2に示す。

Table 6-6-2 Evaporator Capacity

	Solids	Consistency of solids at evaporation inlet	Consistency of solids at evaporation outlet	Evaporating water	Used steam	Evaporation rate
	t/h	%	%	t/h	t/h	kg/kg
1. Nominal capacity	1.84	18.5	52.0	6.4	1.74	3.675
2. Actual processing in 16-22 of Feb. '84	2.29	20.15	46.6	6.45	1.89	3.57
3. Estimated processing after renovation	2.22	18.0	46.0	7.5	2.15	3.5

上記の様にリノベーション実施後の推定処理量は公称能力を上廻っている。通常設計能力は公称能力の20%アップである。よって能力の上限ではあるが処理可能と思われる。

しかしながら余裕のある操業を望むならば次の対策を検討すべきであろう。

- a) 木材の樹皮剥ぎを実施し、黒液の発生量の減少を計る。
- b) 弱黒液の濃度をあげる。

未晒パルプウォッシャーの積取率を2.0より1.5程度に下げて、蒸品回収を多少犠牲にして操業する。

濃度を18%より20%まで高めるとTable 6-6-2(2)の実績にはほぼ等しい値となり全量処理ができる。

c) 5缶5重効用方式を5缶4重効用方式に改造して能力アップを計る。

5缶5重を5缶4重方式に改造すると能力は約20%アップする。

従って蒸発能力は $6.4 \times 1.2 = 7.68 \text{ t/h} > 7.5 \text{ t/h}$ で発生固形量の全量の処理が出来る。

但し蒸気消費量は5缶5重方式より5缶4重方式が増加する。

蒸発比は現在の3.5が2.8程度となり25%ダウンする。

従って蒸気使用量は $2.15 \times 1.25 = 2.69 \text{ t/h}$ となり 0.44 t/h 増加する。

工場のスチームバランスで蒸気の絶対量が不足する場合は、ドレンの回収を犠牲にすれば蒸気圧縮法によって5重効用時に等しい蒸気量で操業出来る。

6.6.3 スケールトラブル対策

(1) 現 状

既設蒸発缶はすべてL.T.V缶である。このため黒液濃度の最も高い1号缶にスケールが生成付着し易い。

現在の操業での黒液濃度の実績は46~47%程度であるが約10日間の連続操業でスケールの附着増大による1号缶の伝熱低下のために蒸気圧力が上昇し処理量が低下する。

もし黒液濃度を50%程度まで高めると約1週間程度の操業しか維持出来ないと思われる。

1号缶の蒸気圧は洗浄直後で約 1 kg/cm^2 程度であるが操業時間の経過と共に蒸気圧は上昇して来る。

この蒸気圧は 2.0 kg/cm^2 が限度であり、この圧力に達するとエバポレーターの操業を停止して、スケールの除去を行っている。

(2) スケール除去

黒液濃度が46~47%台の低い場合に生成するスケールは軟質で 40 kg/cm^2 程度の水噴射でスケールは充分除去出来る。1回のスケール除去に要する時間は約7時間である。黒液濃度が50%以上の高い場合に生成するスケールは硬質で 40 kg/cm^2 程度の水噴射では除去出来ず、チューブクリーナーによる機械的か、或いは酸による化学洗浄によらねば除去出来なくなり、かつ除去に要する時間も長くなる。

6.6.4 黒液濃度と回収ボイラーでの燃焼

(1) 黒液濃度と回収ボイラーの操業性

回収ボイラーの黒液噴射は黒液濃度が低目（噴射濃度57～58%固形物）でも黒液の供給量が安定していれば（エバポレーター仕上り黒液濃度最低46%）回収ボイラーでの燃焼は安定する。

2-1984の月間の平均黒液濃度は46.47%で濃度としては低目であったが、その供給量は比較的安定していた。

この結果実操業のうち9日間は助燃用重油を使用せず黒液専焼で操業を行った事その良い例である。

（この様なケースは今までに一度も経験していないことである）

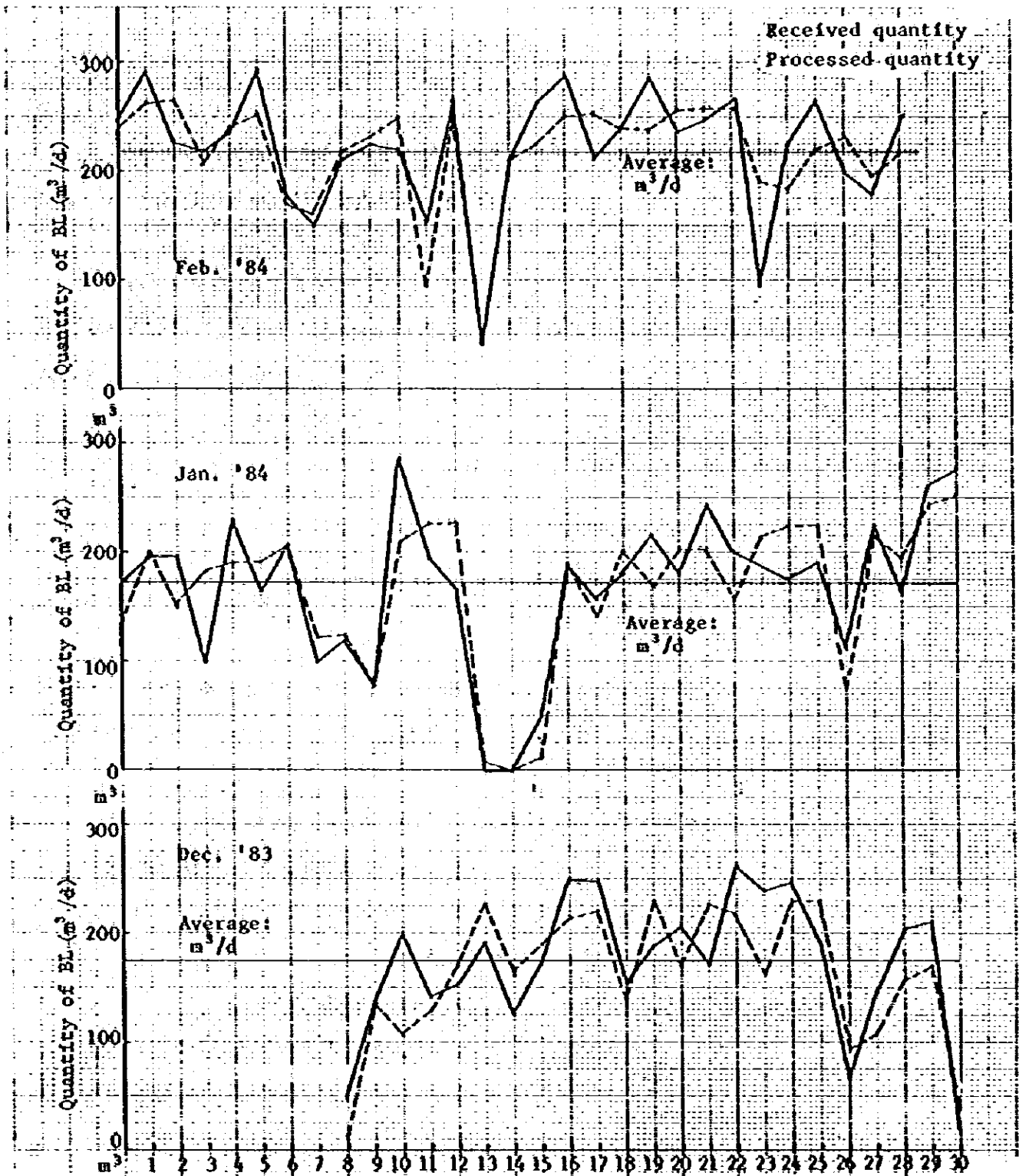


Fig. 6-6-1 Quantity of Black Liquor Received and Processed by Evaporator

6.6.5 改善提案

(1) 操業安定(200 m³弱黒液タンクの増設)

エバポレーターの操業を安定させるためには、未晒パルプウォッシャーより送られてくる黒液の量、濃度及び液温等の変動が少なく、常に平均している事が必要な条件である。

12-1983~2-1984の3ヶ月間における弱黒液の受入量及び処理量はFig 6-6-1に示しているように変動が大きい。

既設弱黒液タンクはエバポレーター室に75 m³タンク×2=150 m³の貯蔵能力がある。

蒸解部門からの弱黒液量はパルプ生産量の多かった2-1984は平均229.7 m³/dである。かつ最高297 m³/d、最低153 m³/dと変動が大きく、エバポレーターの操業を不安定にしている。

これはエバポレーターでの貯蔵能力(約15 H 3 0 min)が低いためである。

従って200 m³の弱黒液タンクを増設(約36 H 3 0 min)してエバポレーターの操業の安定化を図った方がよい。

(2) 蒸発缶のストレーナー取外し

1~5号蒸発缶の蒸発部の上部にストレーナーを設けて、ファイバーの飛散や蒸発した蒸気に同伴した黒液の分離を行い、アルカリロスの減少を計っている。

このストレーナーのため各蒸発缶は10~30 mm Hgの圧力ロスを持たざるを得ない。

このストレーナーによって防止出来るアルカリロスは僅少なので、ストレーナーを取外しエバポレーターの能力の向上を図ることをすすめる。

(3) 表面コンデンサーのベーパー dren 配管の変更(Fig 6-6-2参照)

表面コンデンサーのベーパー dren 排出口より0.1mまでの垂直パイプの長さは約10mあるが dren の排出がよくない。よって5号蒸発缶の dren ポンプのサクションパイプにこの dren パイプを接ぎ、ポンプで dren を抜く様に改造した方がよい。

配管の中間に真空のバランスを維持するためにサイフォン管を取付ける。

この改善は dren 抜きを良くし、熱回収を高めて温水の温度を上げる効果がある。

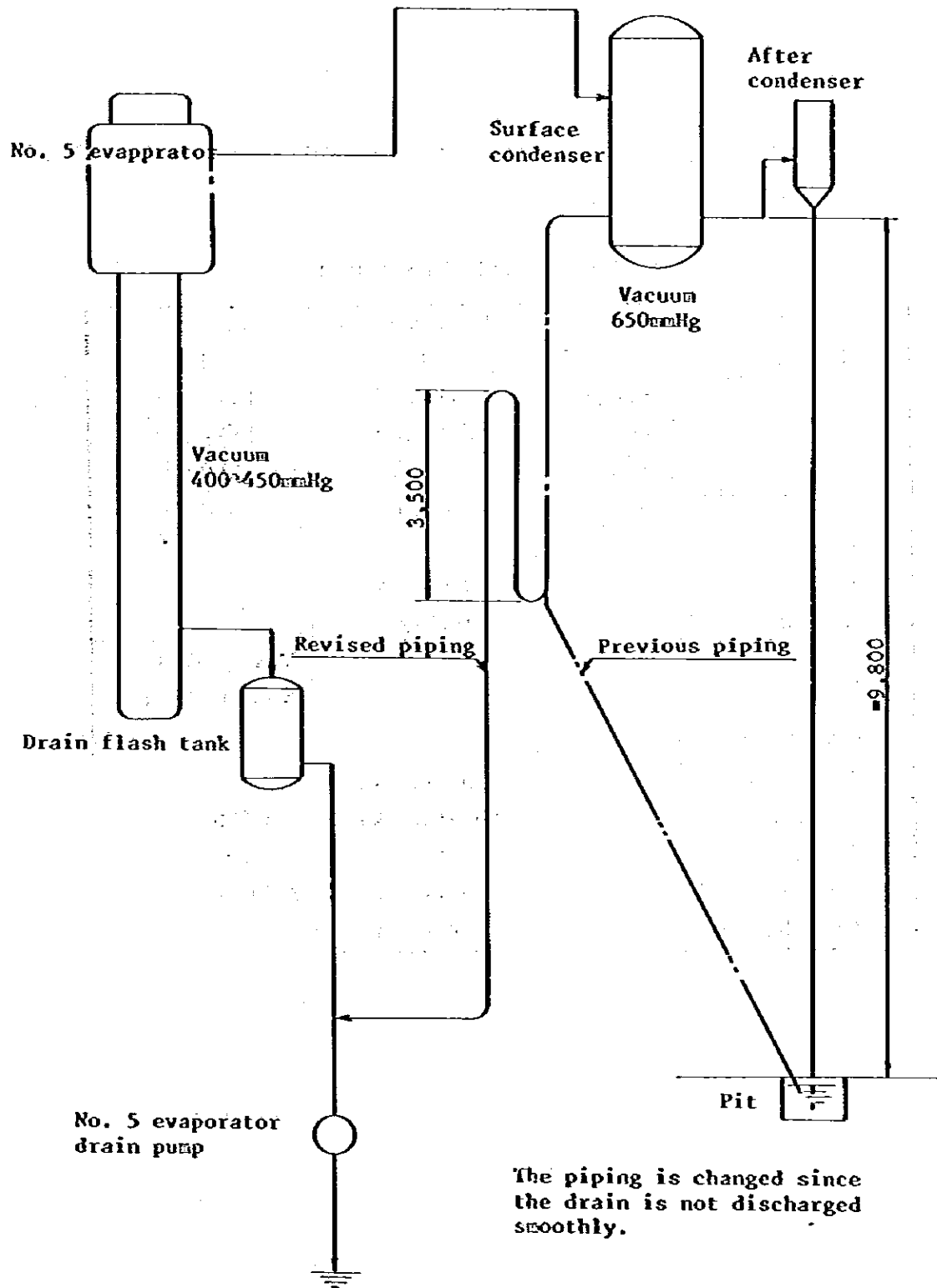


Fig. 6-6-2 Flow Sheet after Changing Black Liquor Condenser Drain Piping

6.7 ボイラ設備

6.7.1 ボイラー設備の概要

ボイラー設備としてバルブ黒液回収ボイラー、重油ボイラー各1缶宛計2缶が設置されている。
このボイラーの仕様の概要は次の通りである。

Table 6-7-1 Outline of Boiler Specifications

		Recovery Boiler	Oil Boiler
1) Number		1	1
2) Pressure	Design	16 kg/cm ²	16 kg/cm ²
	Operation	15 kg/cm ²	15 kg/cm ²
3) Steam generation	Max.	6.5 t/h	12.0 t/h
	Normal	6.0 t/h	10.0 t/h
4) Fuel consumption			
Solids in BL		1,838 t/h	
Auxiliary fuel oil		86.3 kg/h	
Fuel oil			Max 870 kg/h
			Normal 718 kg/h
5) Calorific value of fuel			
Solids in BL		3,200 kcal/kg	
Fuel oil (low value)		10,000 kcal/kg	10,000 kcal/kg
6) Furnace capacity		31 m ³	23.4 m ³
7) Furnace thermal load		215,800 kcal/m ³ h	347,600 kcal/m ³ h
8) Added Na ₂ SO ₄		2,900 kg/d	

6.7.2 黒液処理量

(1) 処理量の実績

12-1983~2-1984の3ヶ月間における回収ボイラーの黒液処理量の実績は次の通りである。

Table 6-7-2 Actual Consumption of Black Liquor

	BL consistency %	Solids in BL kg	BL jet time hr-min	Consumed BL solids		Pulp production BDT-UKP
				kg/hr	kg/24 hr	
Dec. '83	42.19	760,920	445-30	1,710	41,000	634,350
Jan. '84	44.26	978,010	584-20	1,670	40,200	789,500
Feb. '84	44.55	1,276,320	651-30	1,960	47,000	948,200
Total	131.00	3,015,250	1681-20	5,340	128,200	2,372,050
Average	43.67	1,005,080	560-40	1,780	42,733	790,680

2-1984は他の2ヶ月に比較してパルプ生産量が増加し、これに伴い黒液固形物の処理は公称最大処理に対して106.6%となっている。

Table 6-7-3 Actual Operation of Boiler (one week in Feb. '83 - Feb. '84),
Nominal Capacity and Estimated Values after Renovation

Day	R/B evaporation		Total evaporation		O/B heavy oil consumption		R/B fuel oil consumption		Solids (TS) in R/B BL			R/B efficiency, %	R/B furnace load x 10 ³ kcal/m ³ h	Consistency of BL solids, %		Added salt cake c/d			
	c/d	t/h	c/d	t/h	l/d	l/h	l/d	l/h	Evaporator oil consumption	Converted in steam	c/d			t/h	After evaporation		R/B receive		
(1) Nominal capacity	1,440	6,0(6.5)	240.0	10,0(12.0)	3,840	16,0	18,300	770	12.95	17.4	44.11	1.84	126.6	59.82	215.8	52.0	52.0	2.9	
(2) Actual operation in Dec. 11 - Dec. 17, 1983																			
11	182.0	7.58	104.4	4.35	286.4	11.95	9,610	392.1	11.09	62.22	21,899	0.912	119.78	90.09	151.8	60.57	39.09	38.65	
12	154.0	6.42	139.5	5.81	293.5	12.23	12,571	523.8	11.10	50.01	26,136	1.091	103.99	3.97	178.8	42.93	40.23	42.34	
13	163.7	6.82	140.6	5.86	306.3	12.68	11,954	493.9	11.86	37.38	35,137	1.464	126.32	3.60	208.1	41.01	37.53	49.27	
14	189.8	7.91	123.0	5.13	312.8	13.06	11,015	459.0	11.17	23.35	40,714	1.696	166.45	4.09	212.2	43.37	39.96	53.11	
15	170.8	7.12	105.7	4.60	276.5	11.52	9,309	396.2	11.12	16.48	32,599	1.358	154.32	4.73	184.9	43.67	41.01	55.17	
16	189.0	7.88	112.1	4.67	301.1	12.55	9,022	378.8	12.35	32.71	36,142	1.506	156.29	4.32	197.7	46.32	44.26	59.74	
17	166.5	6.94	129.8	5.61	290.3	12.35	11,218	467.4	11.37	21.80	39,693	1.654	163.70	4.12	184.5	46.03	43.08	59.45	
Total	1,215.8	50.67	855.1	35.63	2,070.9	86.3	74,669	3,111.2	80.26	224.95	232.37	9.681	990.85	30.3-	1,300.0	303.90	284.98	357.73	
Average	173.7	7.24	122.2	5.09	293.9	12.33	10,667	444.5	11.46	2,968.9	33,196	1.383	141.55	4.33	185.7	43.41	40.71	51.10	
(3) Actual operation in Jan. 3 - Jan. 9, 1984																			
3	237.5	6.56	113.3	4.72	270.8	11.28	9,917	415.2	11.42	54.10	27,108	1.130	103.40	3.81	188.7	43.96	42.19	56.65	
4	158.1	6.59	121.8	5.08	279.9	11.67	10,667	419.5	10.43	22.25	35,030	1.460	135.85	3.88	186.3	44.70	43.67	56.50	
5	165.9	6.91	134.8	5.62	300.7	12.53	11,304	471.0	11.92	37.73	34,896	1.434	128.17	3.67	206.4	45.14	42.82	57.98	
6	158.8	6.53	131.2	5.47	288.0	12.00	11,022	459.5	11.90	26.44	35,077	1.462	130.36	3.72	192.8	45.44	43.14	56.06	
7	158.3	6.60	116.8	4.87	275.1	11.47	9,780	407.5	11.94	19.13	31,224	1.551	139.17	3.74	193.5	45.44	44.99	55.32	
8	136.4	5.77	119.6	4.98	258.0	10.75	10,180	424.2	11.75	39.22	24,090	1.504	99.18	4.12	153.6	44.98	43.81	55.32	
9	154.2	6.43	114.6	4.78	268.8	11.21	9,660	402.5	11.86	62.12	25,816	0.992	91.73	3.85	182.9	46.55	43.62	54.58	
Total	1,099.2	45.39	852.1	35.52	1,941.3	80.90	71,930	2,997.2	81.22	261.13	217.241	9.033	827.86	26.79	1,304.2	314.22	307.25	393.29	
Average	155.6	6.48	121.7	5.07	277.3	11.55	10,276	426.2	11.60	37.30	31,034	1.293	118.3	3.83	183.6	44.89	43.89	56.18	
(4) Actual operation in Feb. 16 - Feb. 22, 1984																			
16	195.9	8.16	145.6	6.07	341.5	14.23	12,390	516.3	11.75	0	54,400	2.267	193.9	3.00	248.6	-	46.73	61.07	
17	182.0	7.58	166.6	6.11	328.6	13.69	12,540	521.5	11.69	0	49,197	2.050	182	3.70	224.8	46.47	45.29	60.19	
18	188.9	7.87	148.1	6.17	337.0	14.04	12,452	518.8	11.89	0.7	50,482	2.103	188.2	3.73	223.7	46.03	45.29	58.12	
19	201.0	8.38	140.6	5.86	341.6	14.24	11,945	497.7	11.77	0	51,176	2.132	201.0	3.93	233.9	47.21	46.32	57.98	
20	206.1	8.59	132.1	5.50	338.2	14.69	10,718	446.6	12.03	0	54,723	2.280	206.1	3.77	230.1	46.47	46.32	57.98	
21	205.9	8.58	138.6	5.78	345.5	14.36	11,698	487.4	11.83	0	56,202	2.342	205.9	3.66	236.8	46.47	45.29	58.12	
22	212.6	8.86	130.3	5.43	342.9	14.29	12,610	535.4	10.33	0	55,210	2.300	212.6	3.85	232.1	46.47	44.85	57.24	
Total	1,392.4	58.02	981.9	40.92	2,376.3	98.94	84,333	3,614.7	81.61	0.7	371,390	15.474	1,391.7	26.24	1,692.2	279.12	300.09	410.70	
Average	198.9	8.29	140.3	5.85	339.2	14.14	12,050	516.4	11.66	11.1	53,055	2.211	198.8	3.75	241.7	46.52	45.73	58.68	
(5) Estimate after renovation	200.7	8.76	112.8	4.7	313.5	13.06	9,720	405.0	11.6	0	53,330	2.222	200.7	3.76	243.7	46.0	43.0	57.5	2.0

(2) 最大処理量の推定

(1) 項に示す3ヶ月間の内夫々1週間の24時間毎の実績はTable 6-7-3に示す通りである。

Table 6-7-3より火炉の熱負荷の部分を抜粋して記すと次のようになる。

Table 6-7-4 Furnace Thermal Load

	Max. furnace load <small>x 10³ kcal/m³-Hr</small>	Average furnace load <small>x 10³ kcal/m³-Hr</small>	Min. furnace load <small>x 10³ kcal/m³-Hr</small>	Remarks
(1) Nominal capacity	215.8	188.6	—	Average is for production of UKP at 27 BDI/d. Max. is for production of UKP at 31.5 BDI/d.
(2) Dec. 11-17 1983	212.2	185.7	151.8	
(3) Jan. 3-9 1984	206.4	183.6	153.6	
(4) Feb. 16-22 1984	256.8	241.7	224.8	Quantity of processed solids with average furnace load: 53,055 kg/d
(5) Renovated	—	243.7	—	UKP production: 29.35 BDI/d Consumed solids: 53,330 kg/d

上記に示すように(4)(16-22)-2-1984の熱負荷は平均で公称最高熱負荷の112%、最高で119%の値になっており、この回転ボイラーとしては(4)の処理量がほぼ最大処理に近いと推定出来るだろう。

本リノベーション改善計画時の熱負荷は上記に示す 243.7×10^3 kcal/hであり、操業の変動を考慮すると、殆んど(4)と同じと見做され、改善計画時の黒液固形物処理量53,330 kg/dは、平均処理量としては最大値であると推定出来るだろう。

Table 6-7-5 1983 Main Boiler/Recovery Boiler Actual Operation

	Jan.	Feb.	Mar.	Apr.	May	Jun.	Jul.	Aug.	Sep.	Oct.	Nov.	Dec.	Average
Burnin% Bl.	m ³ /M	2,093.3	2,302.8	2,273.4	2,323.2	1,942	2,623.3	2,252.4	2,303.3	2,447.9	2,095.1	1,388.6	2,205.17
R/B fuel oil	kL/M	80.960	67.539	49.793	61.093	48.144	91.303	65.846	61.083	105.113	89.657	61.033	68.804
R/B steam generation	t/M	5,821.2	5,563.8	5,535.4	5,181	5,471	5,951	5,357.5	5,262.9	5,613.2	5,108.65	3,348	5,289.25
	t/kL	71.90	82.37	111.16	84.80	113.63	57.56	134.96	81.36	53.42	56.97	54.85	82.42
M/B fuel oil	kL/M	279.244	264.701	293.137	288.127	340.396	269.447	283.764	302.465	287.657	253.863	283.563	286.430
	t/M	3,943.3	3,677	4,072.3	3,405	4,138	3,323	3,422.7	3,672.2	3,432.1	3,065.47	3,482.33	3,598.86
M/B steam generation	t/kL	14.12	13.89	13.89	11.81	12.15	12.33	12.06	12.74	11.93	12.07	12.28	12.37

6.7.3 回収ボイラーの重油消費量

1983年度における回収ボイラーの月平均重油消費量はTable 6-7-5に記しているように68.8 kℓ/月であった。

この消費量の中には、起動及び停止時間の重油も含まれているが、その大半は助燃用重油であると推定出来る。

Table 6-7-3の(4)項に記している、2-1984の1週間の実績では、黒液固形物の処理量が平均より1.5~1.6倍(53.1 t/d)と多かった。

又この期間中の重油消費量は1日のみであり78 ℓ/dと極めて少ない。

本リノベーション改善後の黒液固形物の処理量は平均53.3 t/d(推定)程度であり、(4)項とはほぼ同量の処理量となるだろう。

もし安定した黒液の供給量が維持出来るならば、助燃用重油の消費量は約50%減少が期待出来る。

しかしながら重油の減少量は、当面は1983年度の約1/3、将来は更に減少し、起動、停止用の重油消費量及び助燃用として約10 kℓ/月程度の重油消費量となる様目像を設定した方が良い。改善後の重油消費量の減少量は現状の約1/3(68.8×1/3=23 kℓ/月)位となるだろう。

6.7.4 蒸気発生量

(1) 蒸気発生量の実績

12-1983~2-1984の3ヶ月間における蒸気発生量はTable 6-7-6に示す通りである。又上記期間の内夫々1週間の24 h毎の実績は6-7-3に示している。24 h操業時における蒸気消費量は300~350 t/d(12.5~14.6 t/h)である。

この内回収ボイラーの蒸気発生量は55~60%で、重油ボイラーは40~45%である。ボイラーの公称蒸気量は回収ボイラー144 t/d(6.0 t/hピーク時6.5 t/h)、重油ボイラー240 t/d(10.0 t/h、ピーク時12 t/h)計384 t/d(16 t/h、ピーク18.5 t/h)である。回収ボイラーの蒸気発生量の実績は平均7.3 t/h、最大8.3 t/hであった。

従って重油ボイラーの発生蒸気量は約6.3 t/hであるから、重油ボイラーの負荷は63%となる。

しかしダイゼスターの蒸解開始時(ピーク時21.8 t/h)、ボイラーの蒸気発生能力は追従出来

ないため、蒸解用蒸気は制限を受ける。

通常ダイゼスターの最大消費量は 5.0 l/h に制限しているが、ボイラー圧力が低下する毎に蒸気消費量は更に制限を受けている。

尚ボイラーの概算実績効率は Table 6-7-6 に示したが、一般的な標準値は 60% (回収ボイラー)、88% (重油ボイラー) 程度である事から良好な状態で操業されていると言える。

Table 6-7-6 Actual Steam Generation (Dec. 1983 - Feb. 1984)

Black liquor recovery boiler (R/B)

	Steam generation	Feed water	Blow amount	Rate of blowing	Oil consumption	Consumed solids in BL	Approximate boiler effic.	Generated steam per ton of solids
	t	t	t	%	kl	t	%	t/t
Dec. '83	3,348.0	3,492.4	144.4	4.14	61.04	760.92	60.13	3.65
Jan. '84	4,329.0	4,495.7	166.7	3.70	95.76	978.01	58.30	3.54
Feb. '84	4,951.9	5,107.3	155.4	3.04	30.61	1,276.32	60.21	3.66
Total	12,628.9	13,095.4	466.5	10.88	187.41	3,015.25	178.64	10.85
Average	4,209.6	4,365.1	155.5	3.63	62.47	1,005.08	59.55	3.62

Oil boiler (O/B)

	Steam generation	Feed water	Blow amount	Rate of blowing	Oil consumption	Approximate boiler effic.	Steam generation per kl of fuel
	t	t	t	%	kl	%	t/kl
Dec. '83	3,382.3	3,778.1	395.8	10.48	283.57	85.95	11.93
Jan. '84	3,765.8	4,225.1	459.3	10.87	306.55	88.50	12.28
Feb. '84	3,784.0	4,236.8	452.8	10.69	308.96	88.38	12.25
Total	10,932.1	12,240.0	1,307.9	32.04	899.08	262.83	36.46
Average	3,644.0	4,080.0	436.0	10.68	299.69	87.61	12.15

6.7.4 改善後の蒸気発生量の推定

本リノベーション実施後の蒸気消費量の推定値は最大平均値で313.5 t/dである。

ボイラーの公称蒸気発生能力は前述した様に384 t/dである。

回収ボイラー + 重油ボイラー

$$(6 \times 24 = 144 \text{ t/d}) + (10 \times 24 = 240 \text{ t/d}) = 384 \text{ t/d}$$

$$384 - 313.5 = 71.5 \text{ t/d (3.0 t/h)}$$

$$\left(\frac{384}{313.5} - 1 \right) \times 100 = 22.5 \%$$

従ってボイラー蒸気発生能力は約22.5%の余裕がある。

又回収ボイラーの実績発生蒸気量の平均(1984年2月の1週間)は198.9 t/dであるから、余裕率は更に増える。

$$71.5 + (198.9 - 144) = 126.4 \text{ t/d (約5.3 t/d)}$$

$$\text{余裕率は} \left(\frac{384 + (198.9 - 144)}{313.5} - 1 \right) \times 100 = 40.0$$

即ち約40%の余裕率となる。

よって新ボイラーの増設は不要となろう。

しかしダイゼスターの蒸解開始時のピーク蒸気消費に対しては、現状と同様に消費量を制限せざるを得ないであろう。

6.7.5 給 水

(1) 復水回収率

12-1983~2-1984の3ヶ月間における復水回収率は次の通りである。

Table 6-7-7 Condensate Recovery Rate

(Unit: ton)

	R/B steam generation	O/B steam generation	Total steam generation	Condensate recovery	Condensate recovery rate
Dec. '83	3,348.0	3,382.3	6,731.3	2,522.5	37.47 %
Jan. '84	4,329.0	3,765.8	8,094.8	4,293.9	53.05
Feb. '84	4,951.9	3,784.0	8,735.9	4,765.9	54.56
Total	12,628.9	10,932.1	23,561.0	11,582.3	145.08
Average	4,209.6	3,644.0	7,853.6	3,860.8	48.36

12-1983の回収率が低いのはダイゼスターのヒーターチューブの液洩れで復水を放流したためである。

一般的工場での復水回収率は少なくとも60%以上であり、復水の回収率が50%台と低いので、復水の回収について調査する必要がある。

(2) 軟水

a) 軟水装置の能力

通水量 $12 \text{ m}^3/\text{h}$, $435 \text{ m}^3/\text{cycle}$, $280 \text{ m}^3/\text{d}$ の装置1基を設けている。

b) 軟水製造量の実績

12-1983~2-1984の3ヶ月間における軟水の製造量は次の通りである。

Table 6-7-8 Soft Water Production (Unit: ton)

	Recovery boiler	Oil boiler	Total
Dec. '83	969.9	3,778.1	4,748.0
Jan. '84	201.8	4,225.1	4,426.9
Feb. '84	341.4	4,236.8	4,578.2
Total	1,513.1	12,240.0	13,753.1
Average	504.4	4,080.0	4,584.4

c) 改善後の軟水所要量

改善後の蒸気発生量は4-2)に述べているように360t/dである。これに缶水ブロー7.5%を加えると390t/dとなる。

復水回収率を50%とすると復水量は $360 \times 0.5 = 180 \text{ t/d}$

従って軟水所要量は $390 - 180 = 210 \text{ m}^3/\text{d}$ となる。

装置の能力は $280 \text{ m}^3/\text{d}$ であるから $280 \text{ m}^3/\text{d} > 210 \text{ m}^3/\text{d}$ で能力に余裕がある。

(3) 缶水の水質

12-1983~2-1984の3ヶ月間における缶水の分析値は次のようになっている。

Table 6-7-9 Boiler Water Standards and Analysis Results

	PH value	Methyl orange alkalinity (CaCO ₃) ppm	Phenolphthalane alkalinity (CaCO ₃) ppm	Phosphoric acid ion Po ₄ ³⁻ ppm	Total Solids ppm
Standard	10.5 - 11.3	Up to 300	Up to 200	20 - 40	Up to 1,500
Recovery boiler					
Dec. '83	10.7	318.9	268.3	40.7	631
Jan. '84	10.7	281.6	223.7	38.5	575
Feb. '84	10.7	271.9	213.0	39.3	611
Total	32.1	872.4	705.0	118.5	1,817
Average	10.7	290.8	235.0	39.5	606
Oil boiler					
Dec. '83	10.6	417.8	364.4	35.5	609
Jan. '84	10.6	395.0	336.2	35.8	710
Feb. '84	10.7	432.0	365.8	39.4	703
Total	31.9	1,244.8	1,066.4	110.7	2,022
Average	10.6	414.9	355.5	36.9	674

回収ボイラ、重油ボイラー共アルカリ度、磷酸イオン濃度が高目であり、清缶剤の添加量を少なくして変化の傾向を見た方が良いであろう。

6.7.6 設備の改善提案

(1) コットレル電気集塵器用 Vagga 型スクレーピングコンベヤー

故障が頻発していて停止時間が多い、コットレル停止中は 80~150 kg/h 程度の薬品が飛散し、薬品の損失が起きるので早急に故障の少ない新型式のコンベヤーに取換える事をすすめる。

参考に最近 3ヶ月間の停止時間を下記に示す。

Table 6-7-10 Stopping Time of Cottrell Precipitator

	Black liquor jet time	Cottrell operating time	C. operating time/BL jet time
Dec. '83	445 h 30 min	136 h 45 min	30.70 %
Jan. '84	584 20	440 30	75.39
Feb. '84	651 30	508 00	77.97
Total	1,690 20	1,085 15	64.20
Average	563 26	361 45	64.20

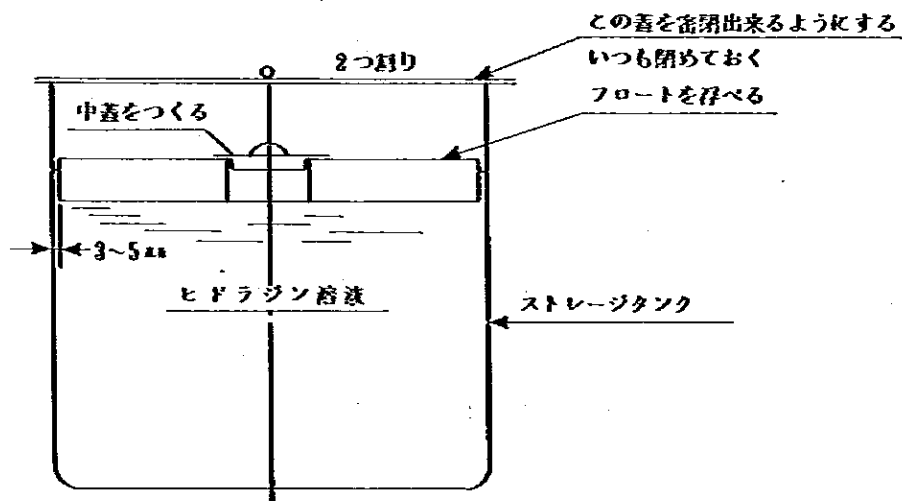
コットレルの停止時間の原因がすべてスクレーピングコンベヤーではないが大半はその故障で占めている。

注：本装置の故障による停止時間は平均129.5h/月であり、この間に大気に飛散する芒硝 (Na_2SO_4) は約9.2t/月(9.0~9.5t/月)になっている。

(2) 清缶剤(ヒドラジン)ストレージタンク

脱酸素剤としてヒドラジン (N_2H_2) 溶液を使用しているがタンクの蓋は開いたままにしている。

これではヒドラジン溶液は、その表面が空気と接触して反応し、その効果を失うので、タンクの表面にフロートを浮かべ更に蓋は密閉して溶液が空気と接触するのを出来るだけ少なくする。



(3) 黒液ポンプのグランドシール

12-1983~2~1984の3ヶ月間におけるエバポレーターの仕上り濃黒液と回収ボイラー受入れ濃黒液の間の濃度差が下表に示す様に1.86%あり、回収ボイラーの受入れ濃度が低かった。上記3ヶ月間の平均黒液処理量は42,700kg/dであるから、1.86%の濃度差は約42,700kg/dであるから、1.86%の濃度差は約4,000kg/d(166kg/h)のポンプシール水からの漏れ込みがあることを示している。

従って黒液濃度の低下を防ぐため、グランドバックキングの管理に注意し、漏れ込みを少なくしなければならない。

漏れ込みを少なく出来ない場合はシールする型式をメカニカルシール型等を検討した方がよい。

Table 6-7-11 Consistency of Received Black Liquor

	Consistency of thick BL finished by evaporator	Consistency of thick BL received by recov. boiler	Difference on the consistency
Dec. '83	44.55%	42.19%	2.36%
Jan. '84	45.14	44.26	0.88
Feb. '84	46.91	44.55	2.36
Total	136.60	131.00	5.60
Average	45.53	43.67	1.86

6.7.7 操業改善の提案

(1) 回収ボイラーの燃焼用エアの吹込圧力

a) 燃焼用エアの炉内吹込圧力の規準

i) 燃焼用エアの炉内吹込圧力は下記の範囲を維持する。

1次空気の炉内吹込圧力 40 ~ 60 mm Aq

2次空気の炉内吹込圧力 100 ~ 130 mm Aq

ii) 燃焼用エアの分配

1次空気の風量 全量の50 ~ 60%

2次空気の風量 全量の40 ~ 50%

iii) 全空気量は理論空気量の 105~110%

iv) 炉内の状況

- ① 1次空気の炉内吹込圧力が高い場合はチャーベッドの形成が悪く、ダストのキヤリオーバーが多くなる。
- ② 2次空気の炉内吹込圧力が低いと、ガス流を貫通する十分な噴射速度がなく、チャーベッドから上昇する不完全燃焼ガスの攪拌が不十分となり、完全燃焼が出来なくなる。
- ③ 芒硝 (Na_2SO_4) の還元は空気量不足の雰囲気で行われるので1次空気のみで完全燃焼させてはいけない。

b) 燃焼用エア-吹込圧力の実績

12-1983~2-1984の3ヶ月間における回収ボイラーの燃焼用エア-の吹込圧力は次のようになっている。

Table 6-7-12 Blowing Pressure of Combustion Air

	Blowing pressure	
	Primary air mmAq	Secondary air mmAq
Dec.'83	58.0	91.0
Jan.'84	55.4	90.7
Feb.'84	65.2	95.6
Total	178.5	278.2
Average	59.5	92.7

c) 操業に関する提案

i) 2次吹込圧力が標準値(100~130 mmAq)より低いので標準値内の120 mmAqを目標に操業した方がよい。

試験室のガス分析値は CO_2 : 13.6%, O_2 : 3.6%, CO : 1.6% と明記されているが、これは2次エア-の吹き込み圧力が低くかつ吹込量が少ない場合に起こる。

ii) 1次吹込み圧力の平均値は標準内であるが、高目の場合が多いので50 mmAqを目標に操業した方がよい。

6.8 苛性化設備

6.8.1 設備概要

黒液回収ボイラーより発生する緑液 (O.L.) を受入れて緑液中に含まれる炭酸ソーダー (Na_2CO_3) に生石灰 (CaO) を加えて起きる反応により生成する苛性ソーダー (NaOH) と緑液中に存在する硫化ソーダー (Na_2S) を回収して蒸解薬品 (白液) として再使用する設備である。

主要設備の概要は次の通りである。

Table 6-8-1 Causticizing Facilities

	Size	Capacity	No of set Quantity
Lime slaker tank	1.34 m ϕ (dia.) x 1.62 m (depth)	2.2 m ³	1
Classifier	5.04 m (length) x 0.44 m (depth)		1
Causticizer		4.2 m ³	3
White liquor clarifier	9.0 m ϕ (dia.) x 4.3 m (depth)	63.6 m ³	1
Lime mud washer	9.0 m ϕ (dia.) x 4.3 m (depth)	63.6 m ³	1
Lime mud filter	1.8 m ϕ (dia.) x 1 m (width)	20 t/d	1
Lime crusher	Hammer crusher	4.5 t/h	1

6.8.2 処理能力

公称能力は 122 m³/d (5.08 m³/h) の蒸解用白液 (W.L.) の設備である。

(1) 処理能力の現状

12-1983~2-1984の3ヶ月間における処理量は次の通りである。

Table 6-8-2 Actual Quantity of Causticizing

	GL processing	WL production	WL/GL	Processing of black liquor solids	GL/solids
Dec. 1983	2,300 m ³	1,900 m ³	82.6%	762.0 t	3.02 m ³ /t
Jan. 1984	2,960 m ³	2,382 m ³	80.5%	984.5 t	3.01 m ³ /t
Feb. 1984	3,936.5 m ³	3,026 m ³	76.9%	1,273.7 t	3.09 m ³ /t
Total	9,196.5 m ³	7,308 m ³	240.0%	3,020.2 t	9.12 m ³ /t
Average	3,065.5 m ³	2,436 m ³	(79.5)	1,006.7 t	3.04 m ³ /t

Table 6-8-3 Causticizing Quantity

	Operating hours hr-min	GL processing		WL processing	
		m ³ /hr	m ³ /24 hr	m ³ /hr	m ³ /24 hr
Dec. 1983	345-05	6.66	159.8	5.50	132.0
Jan. 1984	482-00	6.14	147.4	4.94	118.6
Feb. 1984	616-10	6.39	153.4	4.91	117.8
Total	1,443-15	19.19	460.6	15.35	368.4
Average	481-05	6.40	153.5	5.12	122.8

上記のTable 6-8-3に示すように現状の操業は殆んど設計能力内で操業している。

(2) 緑液 (GL) 発生量の推定

本リノベーション計画実施後の緑液の発生量と白液の生産量を推定すると次の様になる。

Table 6-6-1に記載している様に本リノベーション計画では黒液固形分の発生量は53.32 t/dと推定している。又12-1983~2-1984の3ヶ月間の実績は黒液固形分から3.04 m³の緑液を得ているから、これらを基礎にして計算すると次の通りになる。

Table 6-8-4 Estimation of Green Liquor Generation

	Pulp production BDI-UKP/d	GL generation		WL production	
		m ³ /hr	m ³ /d	m ³ /hr	m ³ /d
Renovation project	29.35	6.76	162.1	5.33	128

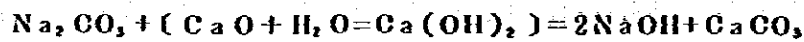
リノベーション計画実施後は現在より多少処理量は増加する。

この処理量は設計能力の約5% upであり問題はない。

6.8.3 生石灰 (CaO)

(1) 緑液の苛性化に必要な生石灰量

反応式 炭酸ソーダー + (生石灰 + 水) = 苛性ソーダー + 炭酸石灰



$$106 + (56 + 18 = 74) = 80 + 100$$

$$\therefore \text{炭酸ソーダーの苛性化に必要な理論生石灰量} = \frac{56}{106} = 0.5283 \text{ kg/kg}$$

従って生石灰の使用量は $0.5283 \times 1.05 = 0.5547 \text{ kg/kg}$ となる。

(2) 緑液の所要生石灰量の計算

12-1983~2-1984の3ヶ月間における緑液の苛性化に要する生石灰量は次の通りである。

Table 6-8-5 Quantity of CaO Necessary for Causticizing

	Processing quantity of GL (m ³)	Na ₂ CO ₃ as Na ₂ O (kg/m ³)	Na ₂ CO ₃ (kg)	Calcium oxide (CaO)		
				Actual consumption (kg)	Proper consumption (kg)	Difference (%)
Dec. 1984	2,300	65.56	257,799	126,534	140,001	-11.5
Jan. 1984	2,960	64.88	328,335	166,475	182,127	-8.6
Feb. 1984	3,936.5	69.20	465,726	229,527	258,338	-11.2
Total	9,196.5	199.64	1,051,860	522,536	583,466	—
Average	3,065.5	66.55	350,620	174,179	194,489	-10.4

現状のCaOの使用量は逸正值に対して約10%不足している。

6.8.4 ライムマッド

ライムマッドの設計能力は次の通りである。

ライムマッド発生量 : 約14.0 BDT/d

ライムマッドフィルターの処理能力 20 BDT/d (55%水分)

(1) ライムマッド発生量の実績

12-1983~2-1984の3ヶ月間にライムマッドの発生量は次の通りである。

Tables 6-8-6 Quantity of Generated Lime Mud

(Unit: kg)

	100% CaO consumption	Generated CaCO ₃	Impurities in CaO	Total generation	Generation	
					per hr	per 24 hr
Dec. 1983	126,533	225,951	44,507	270,450	784	18,816
Jan. 1984	166,475	297,277	65,805	363,082	753	18,072
Feb. 1984	229,527	409,870	92,333	502,203	815	19,561
Total	525,535	933,098	202,645	1,135,735	2,352	56,449
Average	174,178	311,033	67,548	378,578	784	18,816

現状の処理量はライムマッドの設計処理能力以下であり問題はない。

(2) ライムマッド発生量の推定

本リノベーション計画実施後ライムマッドの発生量の推定は次の通りである。

Table 6-8-7 Estimated Quantity of Lime Mud Generated

Pulp production BDT-UKP/d.	100% CaO consumption (kg)	CaCO ₃ generation (kg)	Impurities in CaO (kg)	Total generation (kg)	Generation	
					per hr (kg)	per 24 hr (kg)
29.35	10,250	18,304	4,694	22,998	958	22,992

ライムマッドの発生量は公称能力を超えているがこの程度は問題なく処理出来るであろう。

6.8.5 蒸解薬品補給量

蒸解薬品の補給量は、未晒パルプウォッシャーの洗浄不足のためにロスが多いので異常に多い補給量となっている。

本リノベーション計画実施後は未晒パルプウォッシャーの更新により、補給薬品の大幅な減少を期待出来るだろう。

(1) 薬品補給量の実績

12-1983~2-1984の薬品補給量は次の通りである。

Table 6-8-8 Quantity of Chemicals Actually Added

	Salt cake Na ₂ SO ₄	Sodium sulfide Na ₂ S	Caustic soda NaOH
Dec. 1983	50,666 kg	28,632 kg	101,227 kg
Jan. 1984	82,614	10,219	93,486
Feb. 1984	86,240	15,510	91,676
Total	219,520 kg	54,361 kg	199,713 kg
Average	73,173 kg	18,120 kg	64,904 kg

Table 6-8-9 Quantity of Salt Cake (Na₂SO₄) Added

	Pulp production	Na ₂ SO ₄ added	Na ₂ S added	NaOH added	Total Na ₂ SO ₄ added	Na ₂ SO ₄ consumption per/t pulp
	kg	Purity 100% kg	Converted to Na ₂ SO ₄ 100%, kg	Converted to Na ₂ SO ₄ 100%, kg	Purity 100% kg	kg/BDt-UPK
Dec. 1983	634,350	50,666	52,125	179,678	282,469	445.29
Jan. 1984	789,500	82,614	18,614	165,938	267,156	338.39
Feb. 1984	948,200	86,240	28,236	162,725	277,201	292.34
Total	2,372,050	219,520	98,965	508,341	826,826	1,076.02
Average	790,683	73,173	32,988	169,447	275,608	358.67

(2) 薬品補給量の実績値について

一般のクラフト工場の薬品補給量は55～60kg/BDt-UPKで操業しているがBRPPの実績はTable 6-8-9に記しているように最近の3ヶ月平均値は約360kg/BDt-UPKであり、一般的な工場の約6倍と異常に多い補給量となっている。

本リノベーション計画実施後の薬品補給量は次項に再述しているように補給量を100kg/BDt-UPKと推定しているので、速やかな計画の実施を望みたい。

(3) 薬品補給量の推定

本リノベーション後の薬品補給量は再述しているが、改めて記すと次の通りである。

Table 6-8-10 Estimated Quantity of Chemicals to Add

Pulp production	Salt cake to add	Caustic soda to add		Sodium sulfide	Total (Converted to salt cake)
		Caustic soda	Converted to salt cake		
29.35 BDT-UKP/d	2,055 kg/d	499 kg/d	886 kg/d	0	2,941 kg/d
1 BDT-UKP	70 kg	17 kg	30 kg	0	100 kg

6.8.6 苛性化率

(1) 苛性化率

苛性化率は蒸解用白液中の苛性ソーダ（NaOH）と炭酸ソーダ（Na₂CO₃）に対する苛性ソーダ（NaOH）の比をパーセントで示す。

（NaOH, Na₂CO₃は酸化ソーダ-Na₂Oで表わす）

$$\text{苛性化率（\%）} = \frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3} \times 100$$

(2) 苛性化率の実績値

12-1983~2-1984の苛性化率は次の通りである。

Table 6-8-11 Causticizing Efficiency

	Dec. 1983	Jan. 1984	Feb. 1984
Caustic soda (NaOH)	65.71 g/l	66.01 g/l	69.07 g/l
NaOH in green liquor	-10.01	-10.97	-11.87
Generated NaOH	55.70	55.04	57.20
Sodium carbonate	10.41	10.05	13.08
Total	66.11	65.09	70.28
Causticizing efficiency	84.25%	84.56%	81.39%

Note: Since much caustic soda is contained in the green liquor, soda in GL is deducted to calculate the causticizing efficiency.

(3) 標準的な苛性化率

一般に80%±5.0で管理しており、BRPPの実績値は81.39%で正常である。

6.8.7 生石灰

(1) 生石灰の純度

生石灰の純度は通常80%以上で85%程度のものが一般に使われている。

現在BRPPで使用している生石灰の純度は12-1983~2-1984の実績では平均72.29%最高86.75%、最低42.45%である。

又これらのバラツキの程度をFig 6-8-1に示した。

(2) 純度の変動の影響

生石灰の純度が大きくバラツいている場合薬品の反応は不安定となり、結果白液の組成が変動する。

この事はFig 6-8-1で証明される。

苛性化の操業の安定のためには生石灰の純度は80%以下でも止むを得ないがバラツキ程度は±2%以内に収める必要がある。

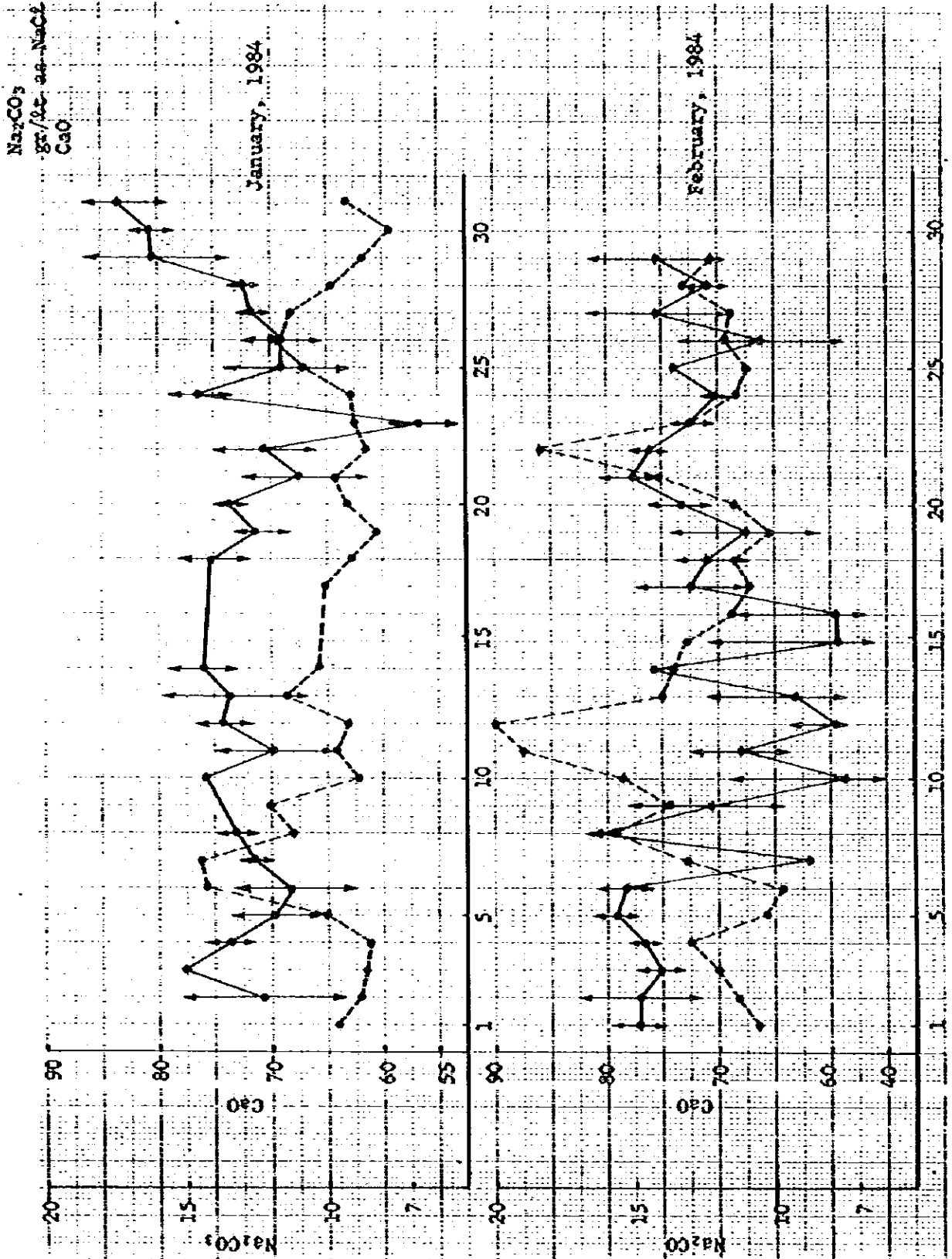


Fig. 6-8-1 Comparison of Data between Sodium Carbonate (Na₂CO₃) and Calcium Oxide (CaO) Contained in White Liquor

6.8.8 設備の改善

(1) 弱液送液管のスケールトラブル

回収ボイラー送り弱液配管のスケールトラブルのため回収ボイラーで必要としている弱液量の約50%程度しか送れない。

このスケールは蒸気又は温水による洗浄では除去出来ないので新パイプに交換すべきである。パイプの材質はSOPよりSUSパイプの方がスケールの付着は少ないであろう。

通常は弱液配管にはスケールが生成しないものである。

スケールが付着するのはライムマツドウオッシャーでのスラッジの沈殿が悪いため、弱液に含まれるスラッジ量が多いのが原因と思われる。

弱液の分析を行い対策を取る必要がある。

(2) 緑液ヒーターの閉塞

スケールによりヒーターが閉塞して、現在ヒーターの使用を中止している。

緑液(OL)の苛性化反応を早めるためには緑液温度は高い方が良い。

生石灰の温度が低いとスレーカー内の温度が下り、苛性化反応が遅くなるのでスレーカー内の温度(現在85℃程度)が95~100℃になるように、ヒーターで緑液の温度を高めて操業するようにリコメンドする。

温度が高いとスラッジの沈殿も早い、緑液ヒーターの修理が難しい時は取付が簡単な蒸気吹込み式のインラインヒーターの設置をすすめる。

第7章 調成室、抄紙機の操業と設備

第7章 調成室、抄紙機の操業と設備

7.1 調成室の操業、設備及びその問題点

7.1.1 全 般

調成室の目的は、次工程、抄紙機工程での走行性、操業性 (Runnability) を確保する為に、

- 1) パルプ配合の定率化
- 2) 紙料濃度及びフリーネス (Freeness) の安定化
- 3) 薬品系統の定率配合を管理する事である。

特にフリーネス (Freeness) 及び薬品添加量管理は、操業性のみならず製品品質管理の上からも重要なポイントとなる。

主要な設備は4台のスーパーレファイナー (常用2台使用)、3台のデラックスファイナー (常用1台使用)、原料混合設備及び薬品添加設備等から成り立っている。

7.1.2 パルプ処理の実績

自製パルプ (N, L 混合パルプ) 及び購入パルプ (NBKP, LBKP, CTMP) は、調成室前のミキシングタンクにて混合され調成室に送られてくる。

パルプ処理量の年平均の実績は、Table 7-1-1 に示した通りであり、平均処理量は

$$11171.09\text{BD} / 341.65\text{ day} = 32.7\text{BD} / \text{d} (1981\text{年}),$$

$$11009.73\text{BD} / 345.44\text{ day} = 31.87\text{BD} / \text{d} (1982\text{年}), \text{ 及び}$$

$$10262.25\text{BD} / 345.639\text{ day} = 29.70\text{BD} / \text{d} (1983\text{年}) \text{であった。}$$

又、紙銘柄の処理量は次の通りである。

Table 7-1-2 Theoretical Quantity of Pulp Refined

	Theoretical quantity of paper produced ADI/24 hr	Theoretical quantity of pulp ADI/24 hr			
		Self-made pulp	NBKP	LBKP	Total
HVS 45	36.4	28.6	7.2	—	35.8
HVS 60	48.0	41.2	2.2	3.1	46.5
HVS/O 80	44.4	37.2	2.1	2.8	42.1
CS 70	45.32	37.2	—	CTMP 6.4	43.6

注記

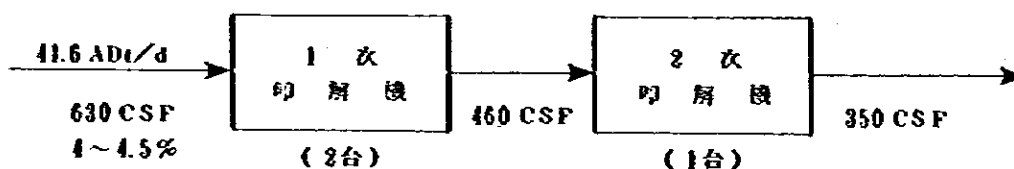
1) 理論パルプ量 = (理論抄造高 - クレイ残量) ÷ 0.95 (パルプ参留)

7.1.3 叩解機の能力

調成室における現有叩解機の仕様は次の通りである。

Use	Name	Horsepower (kW)	No. of refiners	No. of refiners at work
Primary refiner (Steel blade)	Type 150 Super Refiner	110	4	2
Secondary refiner (Stone)	Type 100 Delux Finer	95	3	1

HVS 60 g/m² の場合における叩解機前後の平均フリーネスドロップは、下図に示した通りである。



又、この時のパルプ処理量は、抄造率=89.4%として41.6 ADt/dであるため、下記のデータよりBRPP工場で使用されている叩解機は非常に効率的に使用されている。

Table 7-1-3 Refiner Capacity

	Nominal kWh/100 cc ADt	Actual kWh/100 cc ADt
Super Refiner (Steel blade)	100 - 110	60 - 70
Delux Finer (Stone)	30 - 33	40 - 42

又、これらの叩解機はシリーズに使用される場合(スーパーレファイナー4台、ドラッグスファイナー3台)、約100ADt/dの能力を有している。

しかしながら、スーパーレファイナーの刃型はスチールブレード式であり、1次叩解用としては紙力向上のためには不適である。

通常1次用としての叩解機はダブルデスクレファイナー(DDR)が採用されている。DDRとスーパーレファイナーの紙力に対する性能は、フリーネス550 μ をベースにすれば

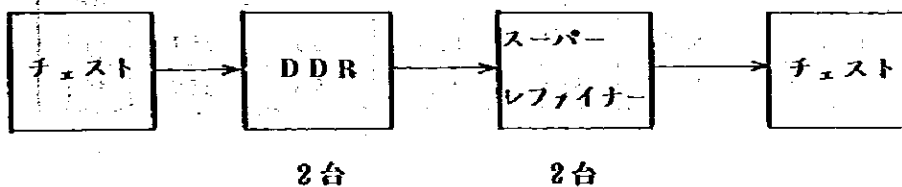
比引裂き強さ : 23%アップ

裂断長 : 17%アップ

繊維長 : 19%アップ

が期待できる。よって我々は、1次叩解機用としてDDR(2台)、2次叩解機用としてスーパーレファイナー2台(内1台は予備機)を推薦したい。

この場合の配置は次の通りである。



7.1.4 パルプの配合

NBKP, LBKPの年度別消費量は下記に示す。

Table 7-1-4 Annual Pulp Consumption

		1981		1982		1983	
Self-made pulp	BDI/y	9,352.68	83.7%	9,297.68	84.4%	8,862.64	86.4%
Purchased pulp	BDI/y	1,818.46	16.3%	1,712.05	15.6%	1,399.61	13.6%
Total	BDI/y	11,171.14	100%	11,009.73	100%	10,262.25	100%
NBKP		%	4,715.01 42.2%	4,550.06 41.3%	4,492.85 43.8%		
LBKP		%	6,456.08 57.8%	6,459.67 58.7%	5,769.40 56.2%		

上記表の詳細は Table 7-1-1 に示す。

<自製パルプの配合比率>

最近の6ヶ月間(1983年8月~1984年1月)の自製パルプの配合比率の内訳は Table 7-1-6 及び7-1-7 に示す。

NBKPとLBKPの比率は平均で45%：55%であるが、各月間におけるそのバラツキは大きく、その主原因はLBKP用として使用されている木材の量の不安定のためである。紙品質の均一性を維持するため出来るだけ安定したパルプ用木材の品種と量を確保し、その上に要求される紙の品質に適合したパルプの配合を維持する事が重要である。

Table 7-1-6 Ratio of Self-made Pulp (%)

	Aug.1983	Sep.1983	Oct.1983	Nov.1983	Dec.1983	Jan.1984	Average	1983 Avr.
LBKP	60.7	59.5	55.9	43.5	56.3	54.7	55.1	54.8
NBKP	39.3	40.5	44.1	56.5	43.7	45.3	44.9	45.2

Table 7-1-7 Breakdown of Actual Self-made Pulp Furnish Combination (%)

		Aug.1983	Sep.1983	Oct.1983	Nov.1983	Dec.1983	Jan.1984
LBKP	Turi	13.9	23.2	24.1	4.6	5.8	5.6
	Mangrove	4.0	4.8	6.0	12.2	6.2	1.8
	Albizia	3.6	4.3	7.2	2.4	6.2	9.5
	Lamtoro	35.8	24.2	12.0	21.0	36.4	37.8
	Bamboo x 1/2	3.4	3.0	6.6	3.3	1.7	1/2
NBKP	Bamboo x 1/2	3.4	3.0	6.7	3.4	1.8	-
	Pinus	35.9	37.5	37.4	53.1	41.9	45.3

7.1.5 フリーネス

(1) 調整室における日常のフリーネス測定は計5ヶ所において実施されている。その場所はシクナー、スーパーレファイナー後、デラックスファイナー後、ヘッドボックス内、フローボックスである。フローボックス内での測定はワイヤーパートでの地合形成や操業性のために有効となるであろう。

(2) フリーネスのバラツキ

調整室におけるフリーネス管理は標準化されているが、そのバラツキは大きく、 $R=90$ （この中には測定誤差と工程のバラツキ両者が含まれている）が現状である。特に大規模な米坪替えの時（例えば $80\text{g/m}^2 \rightarrow 45\text{g/m}^2$ ）等に著しく発生する事が多い。これらのデータは7-1-1~7-1-3に示す。

これらのバラツキは先に述べたパルプ品質の不安定と共にパルプ処理量の変化に伴う、叩解機（特に1次叩解機）の調整動作が遅れ気味（人的、機械的）な事が主原因と考えられる。

1次叩解機用としてDDRが使用されるならば、この種のトラブルはかなり減少させる事が出来るであろう。

BRPPでのフリーネス管理標準と実績及び改善案はTable 7-1-8に示す。

又、ヘッドボックス内のフリーネスの測定値の実績はHVS45で270~400csf、HVS60で280~400csf、HVO80で300~345csf、CSで370~435csfとバラついている。これらヘッドボックス内のフリーネスと紙切れ回数の関係には相関があり、フリーネスが高めにある場合多く紙切れが発生している。

もしフリーネスを 300 ± 20 に維持するならば高めのフリーネス $360 \sim 380$ csf 時の紙切れの40%は減少させる事が出来るであろう。

これらの相関図は、Fig 7-1-5 に示す。

(3) フリーネスの重要性

フリーネスはワイヤパート上における繊維の分散状況(地合形成、強度、水切れ=スピード)の主要な管理指標である。又、このワイヤパート上での水切れ具合はダンディロールでの水飛びトラブル、プレス入口の水分にも影響を与えるものであり、抄紙機の効率(紙切れトラブル等)や蒸気原単位を左右するものである。

(4) フリーネス安定のための改善案

- a. 安定した品質のパルプの確保
- b. 1次叩解機用としてのDDRの採用
- c. フリーネステスターの新設

※ フリーネステスターを現場に設置し、オペレーターが測定する事によりフリーネス管理=叩解機管理をより以上きめ細かくする事が可能となる。

7.1.6 薬品設備及び添加管理について

(1) 薬品設備については、まず、パルプ流量(ADt/h)に対する定率配合が重要である。

現在、薬品添加率の測定は1回/hの頻度できめ細かな管理がされているが、パルプ流量(ADt/h)に対する管理(定率添加)は不十分である。特にサイズ屑の添加量は一貫性がなくバラツキが大きい。(Fig 7-1-4 参照)

(2) 上記のデータから薬品添加量の決定は、パルプ通過量に対して実施していると思われる。パルプ濃度はその都度変化している事を強く指摘したい。

すなわち薬品添加量の決定は、 $\text{パルプ流量} \times \text{濃度} = \text{パルプ ADt}$ に対して実施されるべきである。

又、BRPPの標準書もパルプADtに対してその添加率を設定していることから理解出来るであろう。

現在、各薬品はパーヅンパルプ+ドライブロークの合計に対して添加しているが、この添加法は基本的には非常に良い管理であると言える。それは一度製品化され、さらにブロークパルプとなったものの薬品効果は極端に減少しているからである。

(3) 薬品添加場所

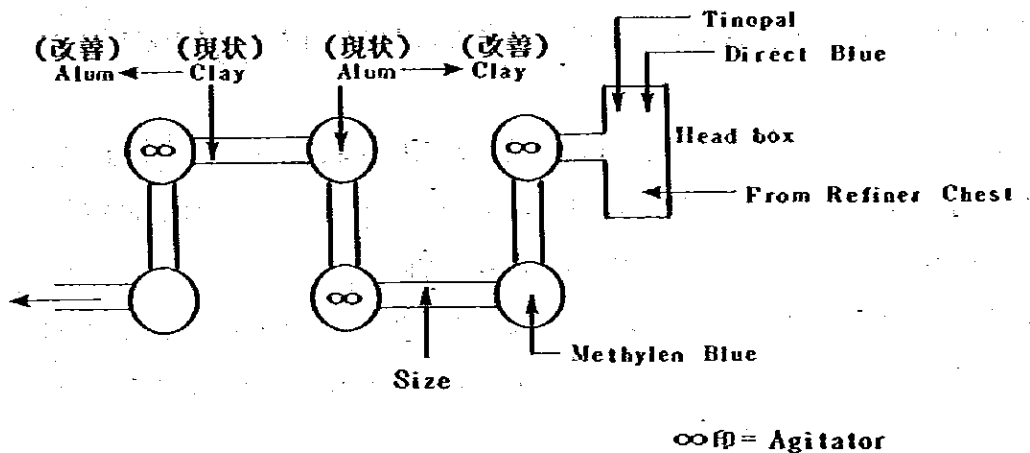
a. ミキサーには各薬品用ストレーナー(40mesh)が設置されているが、このストレーナーは異物除去に役立っている。

又、ミキサー全体のフローも問題はない。但し、アラム添加法とその稀釈方法は改善すべきである。

すなわち、アラムは他薬品との関係と定着性の問題がある為、ミキサーの最後で添加すべきである。

クレイとアラムの添加位置を置換して添加した方が良い。

現状のミキサーフローと改善案



b. アラムはPH管理として添加しているが、現行ヘッドボックス PH4.1±0.2の管理基準は薬品の定着、歩留りの上からも PH4.5±0.2に変更してアラム節減・コストダウンに結びつけた方がよいであろう。

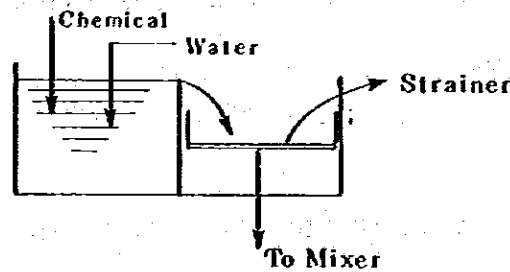
c. 薬品稀釈については、パルプとの混合を考え、Mixer 添加口で稀釈を実施すべきである。その稀釈倍率は約2倍に管理した方が均一な混合が期待出来る。

現行Mixer への薬品添加濃度は

	Existing	* Improvement plan
Clay	10%	5%
Alum	10%	5%
Size	4.5 - 5%	2.5%

※ ミキサー流し口にて水を加えて10%→5%にする。

稀釈法は下図の通り。



上記のボックスタイプが適当である。

(4) 他薬品の検討

a. 紙力増強剤の検討

低米坪化に伴なう紙力減少・パルプ配合率変動による紙力変化，等が断紙誘発の一因となっている。

又，製品紙力面から判断してもHVS45g/m²，HVS50g/m²においては引張強サMD/CD=3.5/1.3，ピッキングF/W=7~10/5~6となっており，Cyclo70g/m²においてはF/W=3/3以下である。(F=表面，W=裏面)

紙力増強剤(例えばポリアロン等)を使用する事によりコストアップとなるが，今後の低米坪紙の量産を考慮した場合，抄造率(Reeling efficiency)アップでカバーすべきであろう。

b. 歩留り向上剤の検討

現行HVS50g/m²のワイヤーリテンション実測値は53%である為，少なくとも60%は確保すべきである。

現行の設備，用具，入口濃度等で歩留り向上を計る為には歩留り向上剤(例えばポリミン等)の添加が必要である。又，他法を採用するなら，ワイヤー仕様(ワイヤーメッシュ)の変更・入口濃度のアップ及び hidrohoil 化等も考える必要がある。

特に現行添加のクレイは連続ミキサーで75%添加する一方，#1ファンポンプ前のミキサーで総量の25%程度を分配しているが，妥当とは思われない。

クレイの添加は連続ミキサー1ヶ所のみとし，この#1ファンポンプ前のミキサーでは，アラムの添加を実施しない方が得策であろう。

7.1.7 ドライブローク（損紙）配合の安定化

損紙（断紙損紙・トリム損紙・仕上損紙）処理はその時の断紙状況・仕上状況によってその発生量の変動するが、抄造している紙の種類によってこのブロークパルプのレファイナーチェストへの配合比率を変えた方が良い。

その理由は、フローボックス内のパルプ強度の維持及び灰分の高いドライブローク（例えば HV580g 12.8%）を灰分の低い抄造紙（例えば HV545g 5~6%）へ配合した場合、灰分増加に起因する流れ箱等による断紙を誘発する事があるためである。

このパルプの配合率は紙の灰分を一定に維持する様調整すべきである。

7.1.8 紙の品質

紙の品質と標準については第5章にて記述する。

Table 7-1-1 Comparison of Pulp Consumption

Description	1981		1982		1983		
	BDE/y	%	BDE/y	%	BDE/y	%	
Self-made pulp	NBKP	4,205.23	45.0	3,761.96	41.46	4,006.31	45.2
	LBKP	5,147.45	55.0	5,535.72	59.54	4,856.33	54.8
	Sub total	9,352.68	100.0	9,297.68	100.00	8,862.64	100.00
Purchased pulp	NBKP	509.78		788.10		486.54	
	LBKP	1,129.90		816.0		819.96	
	CTMP	121.37		107.95		99.11	
	CP	57.41		-		-	
Sub total	1,818.46		1,712.05		1,399.61		
Total	11,171.09		11,009.73		10,262.25		
Kind of pulp		%		%		%	
	NBKP	4,715.01	42.2	4,550.06	41.3	4,492.85	43.8
LBKP	6,456.08	57.8	6,459.67	58.7	5,769.40	56.2	

Table 7-1-5 Freeness & Sheet Break Times

(Case of HVS 45 g/m²)

	Freeness in head box			Sheet break times/shift
	Freeness	n	ox	
1	366.1	9	13	4
2	336.3	8	6.9	5
3	319.3	7	6.2	1
4	273.3	9	13.7	4
5	299.3	7	14.5	2
6	390.0	7	22.2	6
7	306.0	9	13.5	2
8	316.9	8	7.5	0
9	307.9	7	22.5	1
10	263.9	9	13.1	4
11	279.4	8	4.6	2
12	270.7	7	4.9	1
	\bar{x} 310.8	Total 95	37.0	\bar{x} 2.67

Table 7-1-8 Standard of BRPP & Recommendation

Grade	Fr's(cc)	Standard (Nowadays)	Actual	Recommendation
HVS 45	Thickener		610 - 660	
	Steel ref.	430 ± 10	385 - 525	420 ± 20
	Stone ref.	360 ± 10	310 - 390	330 ± 20
	Head box		270 - 400	300 ± 20
HVS 50	Thickener			
	Steel ref.	420 ± 10	400 - 520	420 ± 20
	Stone ref.	350 ± 10	300 - 460	330 ± 20
	Head box		180 - 350	300 ± 20
HVS 60	Thickener		640 - 705	
	Steel ref.	420 ± 10	400 - 480	420 ± 20
	Stone ref.	350 ± 10	340 - 460	330 ± 20
	Head box		280 - 400	300 ± 20
HVS 80	Thickener		615 - 600	
	Steel ref.	450 ± 10	400 - 490	450 ± 20
	Stone ref.	380 ± 10	320 - 440	360 ± 20
	Head box		345 - 425	320 ± 20
HVO 80 (Offset)	Thickener		650 - 700	
	Steel ref.	430 ± 10	400 - 470	430 ± 20
	Stone ref.	360 ± 10	330 - 360	340 ± 20
	Head box		300 - 345	300 ± 20
Cyclo. 70	Thickener		630 - 670	
	Steel ref.	490 ± 10	470 - 510	480 ± 20
	Stone ref.	430 ± 10	400 - 475	400 ± 20
	Head box		370 - 435	360 ± 20

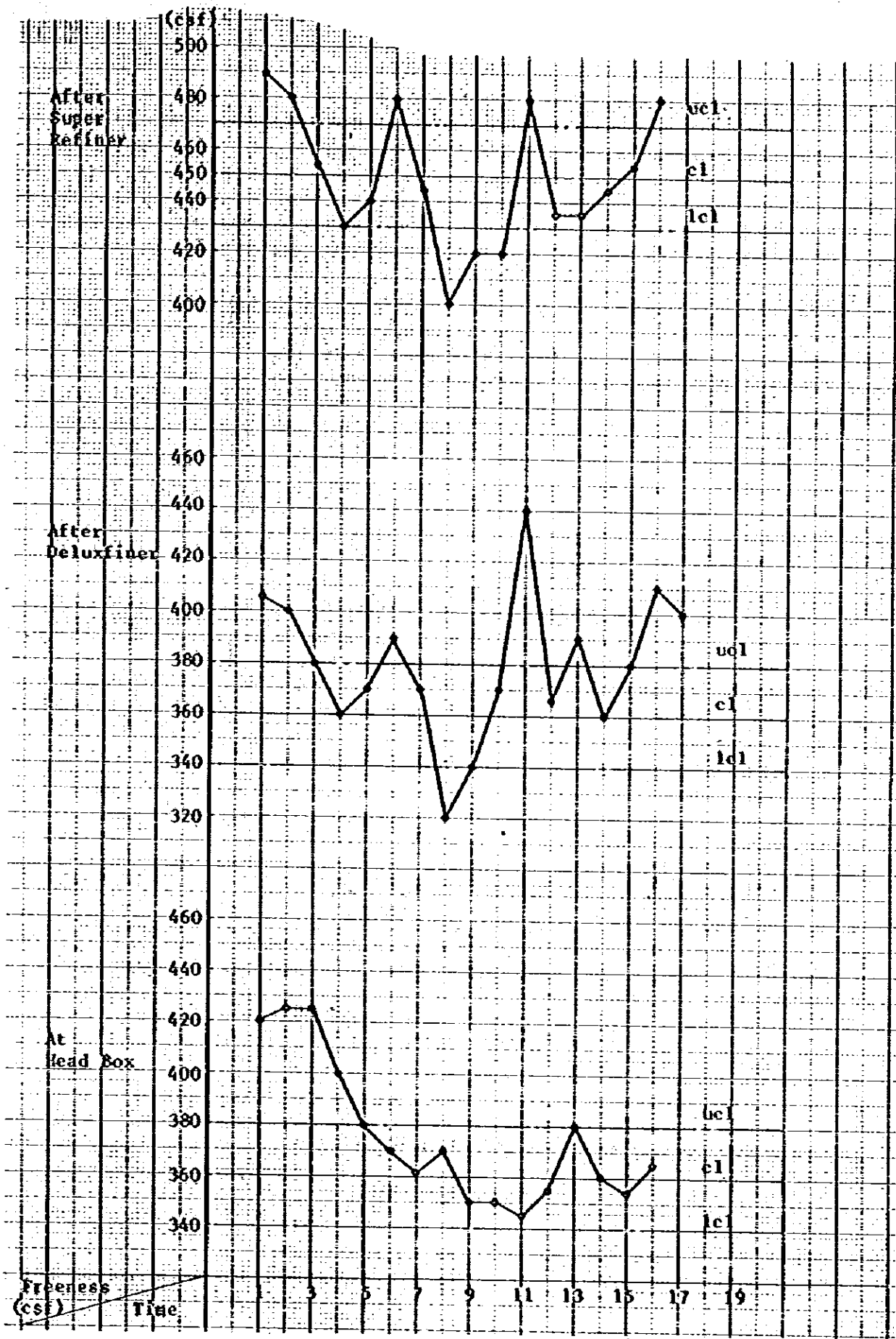


Fig. 7-1-1 Freeness HVS 80 g/m²

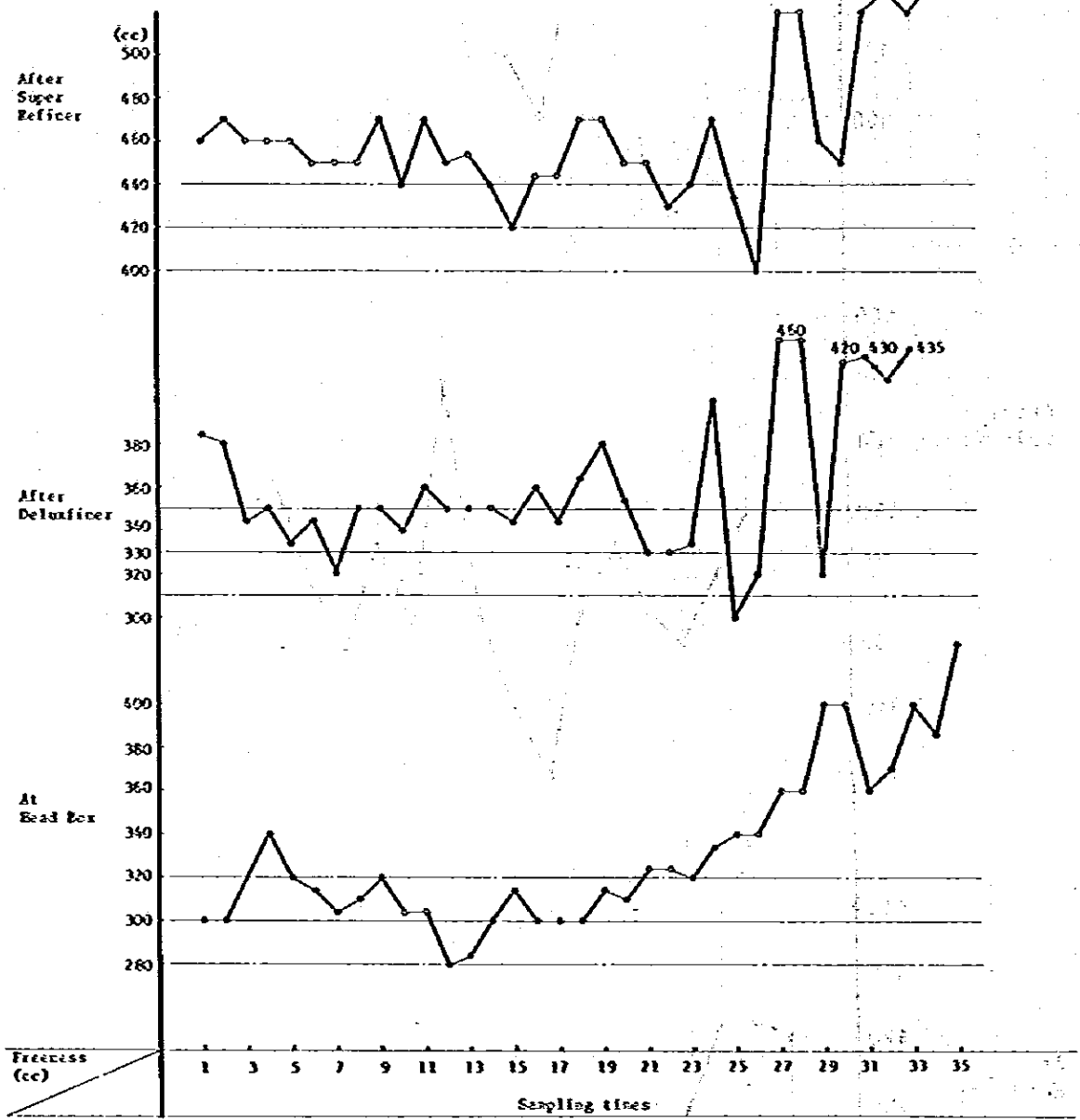
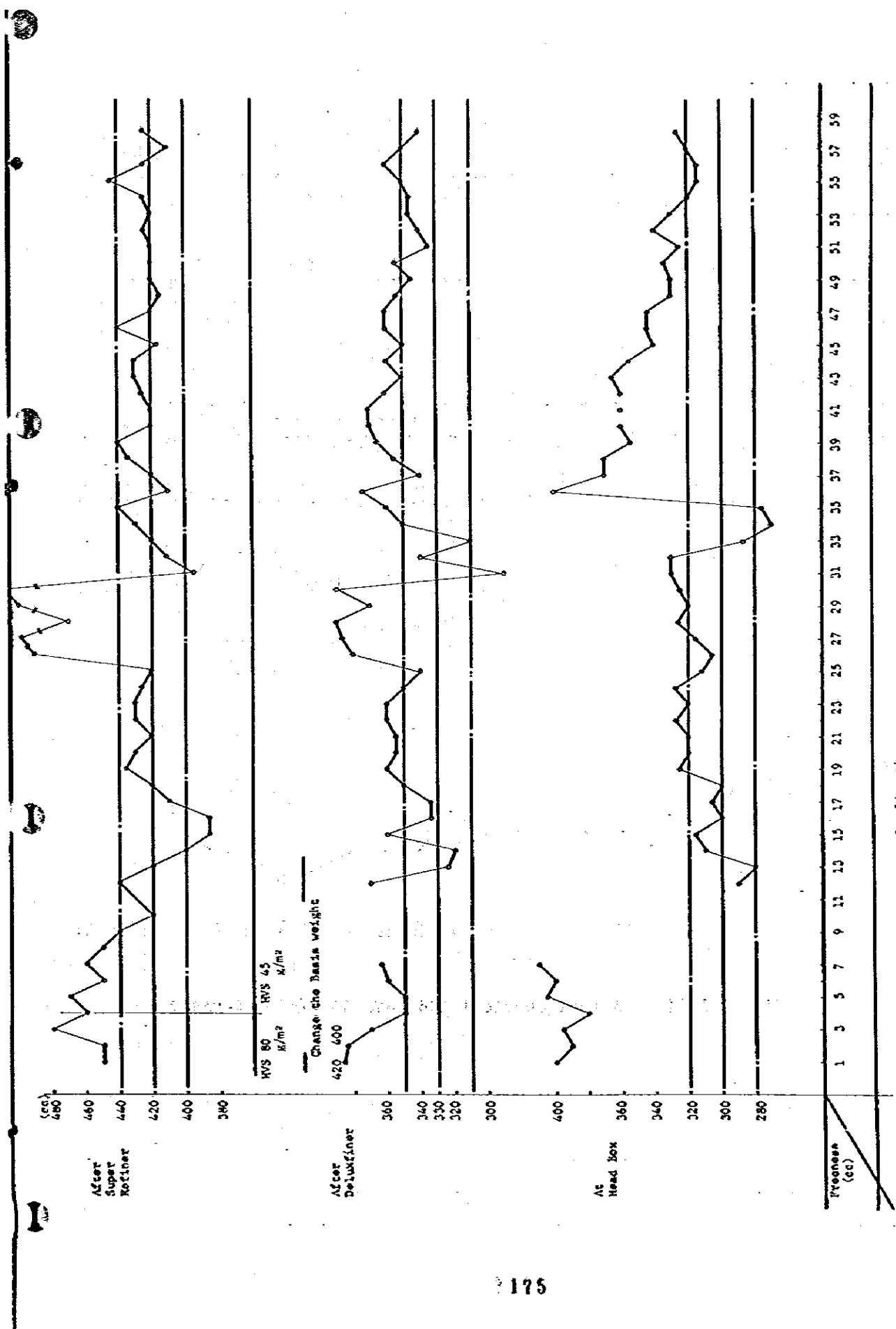


Fig. 7-1-2 Freeness HVS 60 g/m²



Sampling time

FIG. 7-1-3 Freeness HVS 45 g/m²

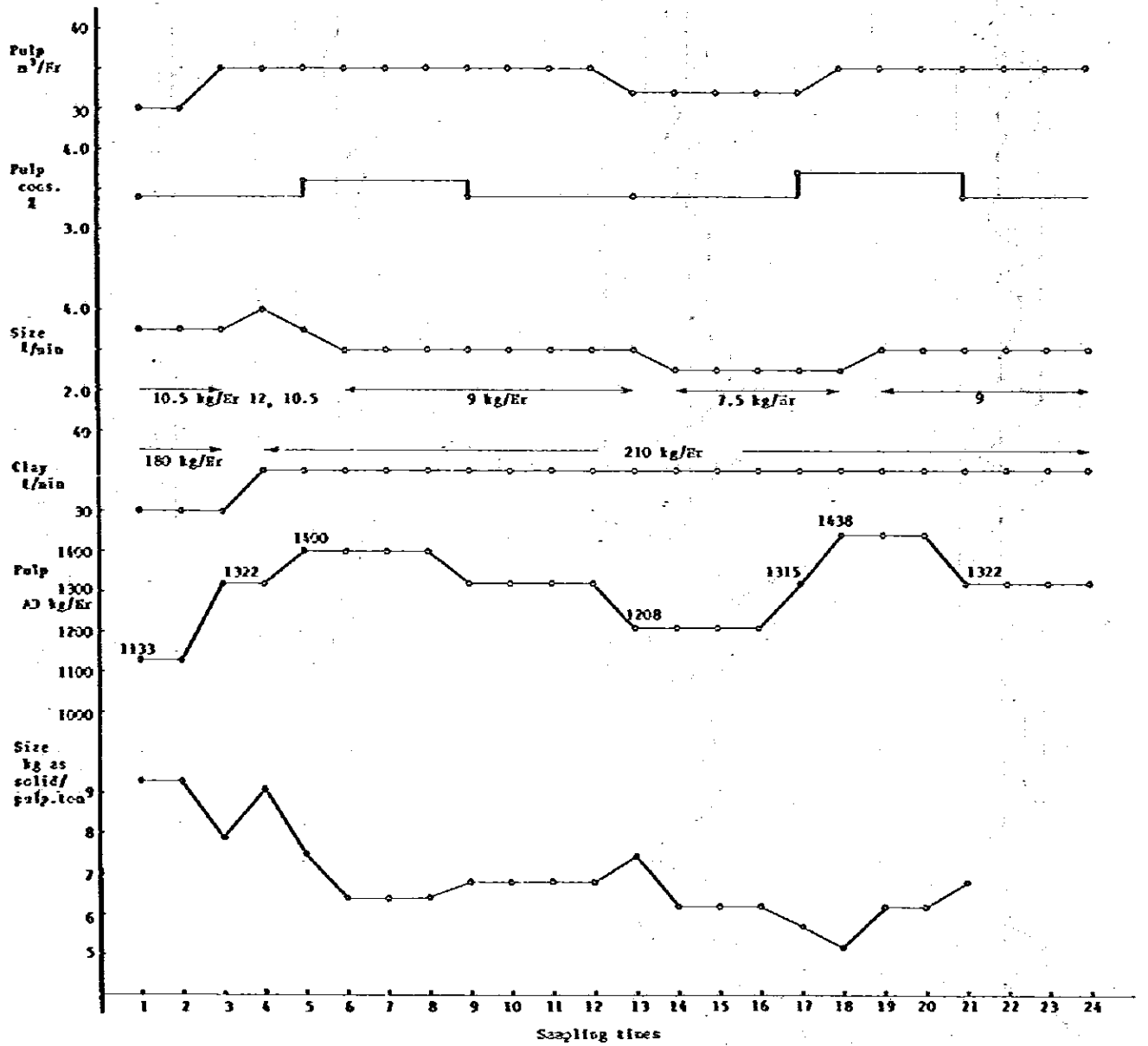


Fig. 7-1-4(a) Actual Chemical Add. HVS 45 g/m² '84-MAR-7

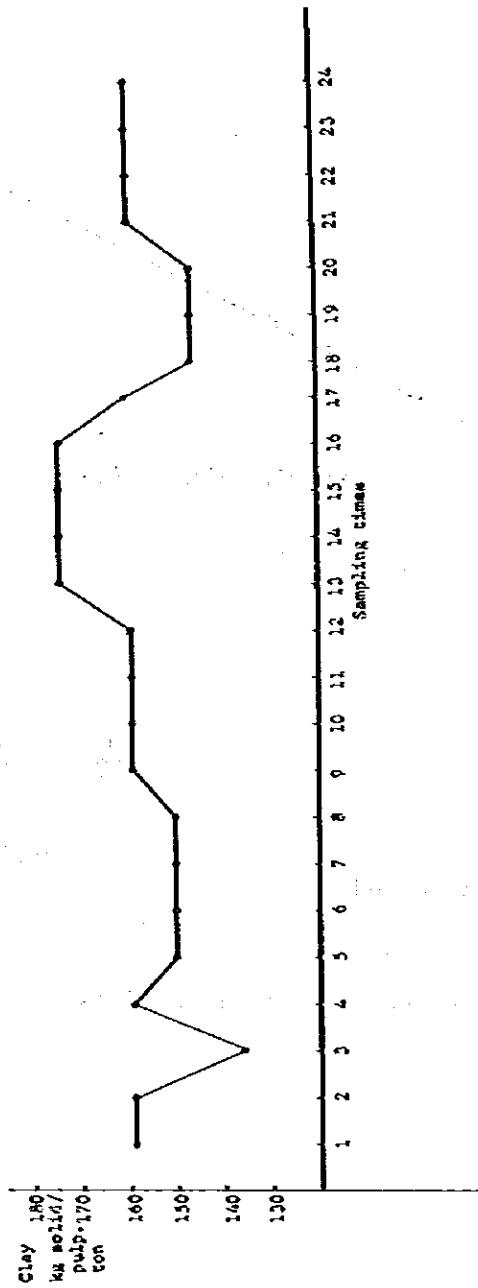


Fig. 7-1-4(b) Actual Chemical Add. HVS 45 g/m² '84-MAR-7

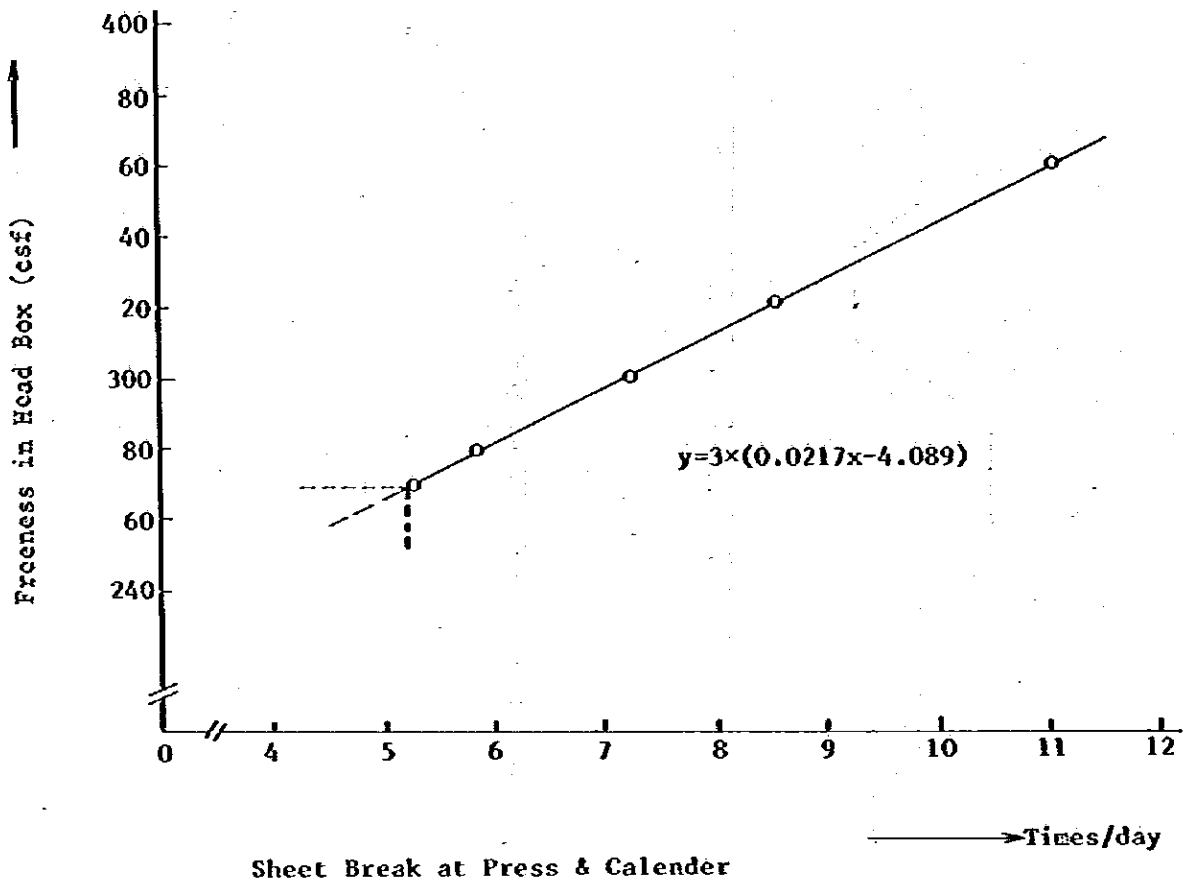


Fig. 7-1-5 Freeness & Sheet Break Times

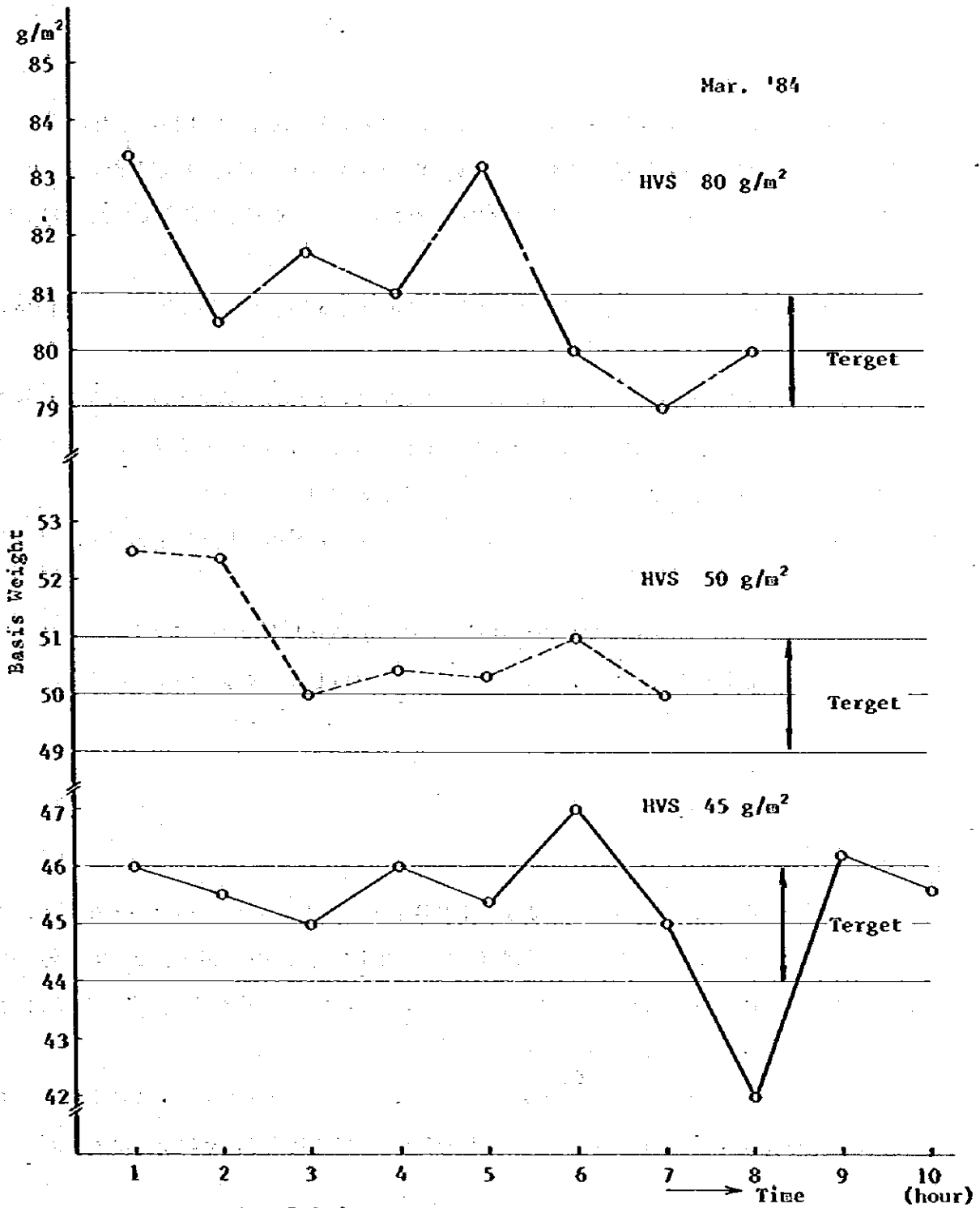


Fig. 7-1-6 Basis Weight Variation per Paper Roll at Reel

7.2 抄紙機の操業，設備及びその問題点

7.2.1 全 般

(1) BRPPの既設抄紙機の操業条件及び主要設備の仕様は Table 7-2-1 に示した。

又同時にBRPPの抄紙機と類似の日本の抄紙機の Data も併せて上記表に提示した。

特にM/C-Aのワイヤーパートの仕様はBRPPのそれとまったく同じと考えても異論はないであろう。

このData から判断して既設抄紙機設備は基本的に300~350m/minの抄造が可能な抄紙機であるといえる。

従って、能力不足設備の更新，増強を実施し，より生産性の高い抄紙機に改造すべきであろう。

(2) 操業上の問題点はまず品質の不安定及び抄造率 (Relling eff = 断紙多発) の不良である。

そして設備上の問題としては，プレスパートに関する改善が最重要となる。

次いで断裁不良，ロール巻取精度の不良であり，この結果2級品への格下げ率の増大，平均売価の低下，等の問題が発生している。

一方，ワイヤーパートでの紙料分散状況は良好であり，製品としての地合形成 (フォーメーション) は，他社製品と比較しても良く，この点は今後とも維持していく事が必要である。

7.2.2 アプローチ設備

(1) 除塵設備

現在，除塵設備として2段式 623-4BH型・ボーズクトとバーチカー・セレクトファイア・スクリーンが設置されている。しかしながら適性な差圧が保持出来ずその除塵効率は著く低い。この事はBRPPの製品の中に含まれるチリの数が他社品に比して4倍多い事で証明されている。(Table 5-6-1, 5-6-2 参照)

しかしながら既設除塵設備 (ボーズクト・スクリーン，セレクトファイヤー・スクリーン) は一部の不良部品を取り替える事により，その使用が充分可能であり，又，その使用効果は大いに期待出来るであろう。

除塵効果不良の原因と対策は次の通りである。

Problem	Cause	Symptom	Remedy
Improper pressure (differential pressure) balance	Shortage of pump capacity Inadequate maintenance	Decrease of pressure at inlet and outlet	Renewal of pump

又、現操業中における圧力(差圧)バランスは下記の通りである。又、適性な圧力は()内数値として示す。

2次クリーナー入口圧力1.9~2.0kg/cm²、出口圧力1.8cmHgとなっており、(又、1次クリーナーの真空度は62cmHg)セレクトファイヤースクリーンにかなりのテール(長繊維、木片、ビニール片)が混入している。

通常差圧としては標準で入口圧力2.5kg/cm²、出口圧力0.5kg/cm²(差圧2.0kg/cm²)としたい。実例として1次クリーナー4.8~5.0kg/cm²/3.5kg/cm²(差圧1.3~1.5kg/cm²)、2次クリーナー0.9~1.0kg/cm²/0.25kg/cm²(差圧0.65~0.75kg/cm²)の差圧管理で高い除塵効果をあげている。又、2次クリーナーのテール加注水圧は0.9~1.1kg/cm²であるが、リセクト中の異物を観察し加注水圧を調整して異物を系外へ排出するきめ細かな管理をすべきである。

(2) セレクトファイヤースクリーン

既設スクリーンの仕様は下記の通りである。

バスケット寸法 : 600mm Dia×600mm H
 孔 径 : 2.0mm Dia
 馬 力 : 11kW×6p×300rpm×2 set

バスケットの孔径2mmは適径であり、この設備は充分使用出来る。

しかしながら、実操業の状態は決して良いとはいえず、改善を必要とする。

これらの改善は次に示す。

Table 7-2-2 Problem of Selectifier Screen

Problem	Cause	Symptom	Remedy
1. Improper pressure (differential pressure balance)	Shortage of pump capacity Inadequate maintenance	Decrease of pressure at inlet and outlet	Renewal of pump
2. Clearance between basket and rotor	Error on clearance setting Basket deformation	Clearance: #1 screen: 7 mm #2 screen: 5 mm	1) Adjust clearance to 3 – 4 mm. 2) Renewal of basket
3. Malfunctioning of screen reject system	Since no removal device is given, impurities once removed recycle.	Basket holes are plugged with much impurities.	New installation of vibration screen

(3) フローボックス(入口)

既設フローボックス(中野鉄工製)は、単管式ディストリビューター型であり、フローボックス入口での紙料分散には効果的であろう。しかし、スライスリップ調整間隔が広く、厚薄のプロファイル修正が問題となる。

又、上・下リップへの粕附着も観察され、断紙あるいはゼット割れが懸念される。

a. 現行スライスリップ調整装置は、スライス幅2740mmに対して13ヶ所であり、しかもその間隔はフロントサイドより90mm-140-140-250×8-140-140-90mmとなっている。特に薄葉紙抄造を計画する場合、両端50mmピッチ、中央100mmピッチを有するフローボックスに変更する必要がある。

b. リップの粕附着について

各上・下リップへの紙料粕附着が著しく、断紙原因のうち約20%が流れ状粕によるものである点からしても休転時の徹底したクリーニングが必要である。

又、フローボックス液面のスケール状粕附着、単管出口面の粕附着等も認められる為、薬品洗浄(NaOH3%液、あるいはオーカイト等)をストック・アプローチ系を含めて実施する必要がある。

c. リップ水平度について

水準器にて調査した結果では問題はない。(下リップ)

又、上リップについてもテーパージージでの下リップ間隔で調査した結果、ゆがみもみられなかった。

d. フローボックス(入口)濃度

現状の銘柄別のフローボックス内の濃度はTable 7-2-3に示す。

Table 7-2-3 Actual State and Recommendation of Consistency in Flow Box

Grade		Actual	Average	Recommendation
HVS	45	0.45 - 0.60%	0.527%	0.6 - 0.7%
HVS	60	0.43 - 0.58	0.530	0.7 - 0.9
HVS/O	80	0.62 - 0.78	0.695	0.9 - 1.0
Cyclo	70	0.50 - 0.60	0.563	0.8 - 0.9

上記のデータはフローボックスの濃度はかなり薄い事を示している。操業性の向上のため

めにこの濃度を若干高めにする事により、

i) ワイヤーパートの脱水負荷の軽減を図る。

＝抄紙機のスピードアップ化

ii) ワイヤーリテンションの向上を図る。

＝品質、歩留の向上

e. フローボックス(入口)の分散について

現在、入口濃度が低い事、そして単管式ディストリビューターを採用している点から入口内の分散状況は比較的良いと判断される。

これはテーブルロール型のワイヤーパートで強制脱水されてもその製品フォーメーションが他紙と比較しても安定している事からも判る。しかし今後、ワイヤーパートでの初期脱水の抑制・歩留り向上・プレス入口水分率の軽減等を検討する場合入口濃度のアップは必須となる。そのためには入口内の分散効果を考慮し、流速を速くし、かつパルプ繊維の再凝集の抑制を配慮したフローボックスの必要性が出て来ると思われる。

f. ゼットワイヤースピード比について

HVS45g抄造時のゼットスピード/ワイヤースピード比(J/W)は0.917であった。その時の操業条件は、ワイヤースピード240m/min、ゼットスピード220m/min、リップ開度は17mmであった。通常このJ/W比は1.0を標準とし、地合の状態(フォーメーション)をみながら調整する必要がある。

g. その他

現在、紙替え時あるいは米坪コントロール時セレクトファイヤースクリーン出口側の循環ライン(＃1ファンポンプ行き)に設置されている循環バルブを操作しているが、米坪プロファイル対策・水分プロファイル対策からしても、マグナフローおよびCICの設置とBM計による管理が必要である。

一方、入口前の原料再循環方式としては、その循環バルブは入口内の流速・流量を一定とする事からも単管式ディストリビューターに原料オーバー用バルブを設置すべきである。

7.2.3 ワイヤーパート設備

(1) 既設ワイヤーパートの設備仕様はTable 7-2-1-aに示した通りである。

又、ワイヤーパートでの脱水負荷量の効果に影響を与える設備を他社と比較した表をTable 7-2-4に示す。

Table 7-2-4 Comparison of Wire Part Dewatering Equipment

	BRPP	M/C - A	M/C - B
Forming length	11,800 mm	7,370 mm	12,175 mm
Table roll	1.78 roll/m	1.76 roll/m	1.72 roll/m
Hydro foil 3 blade	--	0.27 unit/m	0.33 unit/m
Hydro foil 4 blade	--	0.14 unit/m	0.16 unit/m
Vacuum foil 5 blade	--	0.41 unit/m	0.08 unit/m
Suc. box (Vacuum width on the basis of 200 mm)	0.59 unit/m	1.76 unit/m	0.82 unit/m

(2) ワン・パス・リテンションに関する問題点

現状ワイヤーパートにおけるワン・パス・リテンションは50~55%であり、HVS50g/m²(1984-3-9:240m/㎡)抄造時のそれは53.13%であった。

Table 7-2-5 Comparison of One-pass Retention Rates

	Basis weight	Ash %	Flow box consistency	One pass retention
M/C - A	70 kg/m ²	15 ± 1%	1.10 - 1.30%	60 - 65%
	51	12 ± 1	0.90 - 0.95	63 - 68
M/C - B	70	5 ± 1	0.75 - 0.85	65 - 70
	60	25 ± 1	0.95 - 1.05	50 - 58
BRPP	50	10.6 (9 - 11)	0.67	53.1

特に初期脱水においてそのフォーメーションの良否が決定されるが、今後低米坪化・歩留り向上・抄速アップ等を進めていく場合重要な課題となる。そのため、

a. 初期脱水をおさえ、紙料の歩留りを安定させる為、一連のハイドロホイル、パッキンホイルの増設が必要であり、又、サクションボックスの強化を含め、ワイヤーパートの改善が必要となろう。

又、ハイドロホイル化に当っては当然M/C抄速300m/㎡以上を目標とする必要があり、サクションボックス強化については灰分率との関係も含め、ワイヤー磨耗対策も検討する必要がある。

(3) ダンディロールに関する問題点

現在 $45\text{m/s} \times 510\phi \times 3025\text{L}$ のダンディロールを使用しているが、水飛び対策として 40m/s ワイヤーに貼替えた方が良いだろう。

又、縫目がストレートのロールが1本あるが、スパイラルに巻き替える必要がある。

一方、リムの変形も確認された為、円真度のチェックが必要である。又、水飛び対策としては (1)入口濃度のアップ、(2)ダンディロール用セーブロールの改造を実施する必要がある。

(4) ワイヤーシャワーに関する問題点

現在、側面図にみられる様にトリム・ノック・オフ用シャワーの他にファンタイプシャワー5本、ニードルシャワー1本が設置されている。今後の対策として、まずニードルシャワーの圧力増加 (10kg/cm 以上) を実施すべきであろう。

又、トリムノズル圧力の増加も必要である。

尚、シャワーのセッティングはノズルピッチ 100mm 、ワイヤーとの間隔は 100mm であるが、シャワー圧力アップ後、ワイヤー間隔は 150mm とし、ワイヤーへのダメージを減少させる必要がある。

7.2.4 プレスパート設備

(1) プレスニップおよび湿紙水分

現在生産能力に対して十分なプレス台数 (1-3プレス) を保有しているが、プレスのニップ圧 (kg/cm) が弱く、ドライパートへの水分の持ち込み量が多い。このためドライヤーでの乾燥負荷も上昇せざるを得ない。

Table 7-2-6 Current Situation of Nip Pressure and Moisture Content (HVS 45g/m^2)

	Suc. - Couch	No. 1 P	No. 2 P	No. 3 P	Smoother
Nip pressure (Maximum) kg/cm	-	27	41.2	41.2	41.2
Nip pressure (Actual) kg/cm	-	9.8	38	27.5	10
Moisture content %	80 - 82	72	65	64	62 - 63

最近の設備はドライヤー入口(スムーザー出口)水分は56~57%であるが、現設備の水分は62~63%と高い。

従って、ドライヤー入口水分を56~57%になる様にプレスパートを強化する必要がある。

その対策として

1) 1Pニップ: 40~50kg/cm

2Pニップ: 60~70kg/cm

3Pニップ: 90~100kg/cm

スムーザー: 撤去

2) 2P・3P共ボトムロールはグループド・ロールを採用し、JIS硬度100°あるいはP&J 0~1°の高硬度ロールを採用する必要がある。

3) 高硬度、高ニップ圧耐用フェルトの採用

4) ニップ圧アップに伴い、フェルトサクションボックスの強化及び洗浄ニードルシャワー設置

5) フェルト含有水分率も高い為、グループド・ロール設置が必要であり、箱対策としてスカベンジング・シャワーを設置する。

又、薬品による定期洗浄を実施する必要がある。

(2) ブローイングトラブル

現在1P及び2P入口での湿紙のブローイングが著しい。現在のニップ圧(kg/cm)の操業では問題となっていない様であるが、今後の増速化・高ニップ圧化においてはシワ入りや断紙等が懸念される。

そこで、ドローをさらに強める必要がある。又、各プレス入口のフェルト・ロールを嵩上げする等のフェルト・ランの改造の検討も必要となろう。

(3) ボトム・ロールのクラウン

プレスニップ改造に伴い、ボトムロールのクラウン(側面図参照)の仕様変更が必要である。

(4) 各プレスドクター

現在1Pはステンレス製、2P及び3Pはベークライト製のドクターを使用中であるが、プレスロール箱廻り対策として全てステンレスタイプとし、300g/cm~500g/cmのニップ圧管理を実施する必要がある。

又、補助ドクターが直接トップ・ロールに接触しているが、クリアランスとして2~3mmを確保することが必要である。

7.2.5 ドライヤー・パート設備

(1) ドライパートでのドロ-変動の問題

現在ドライパートでモーターのアンペア変動が多発し、断紙を誘発している。このためドロ-変動時の断紙を避ける為、カレンダー間のドロ-を強くしているが、逆にこれが張り切れを誘発している。この原因としてセクショナルモーターの調整不良、ドライヤー内のドレン排出不良が考えられる。

(2) 蒸気原単位に関する問題点

現在の蒸気原単位は平均3.1 t/tであり、最近の同タイプの抄紙機では1.8~2.2 t/tが一般的となっている。よってその対策として

- a. プレスパート改造により、ドライパートへの持ち込み水分量を減少させる。
- b. 高通気度カンバスの採用及びカンバステンションのアップ(1.0~1.2kg/cm)
- c. ドライヤー内ドレン、排出量の管理強化のため、ドライヤー drenage システムの改善とコントロールパネルによる集中管理
- d. 蒸気流量計の整備
- e. BM計設置による水分プロファイル管理の実施

現在、ホ-プ、リ-ル上で紙匹に触れると、バックサイドは熱く、フロントサイドは平常の温度であり、かなりの温度勾配が確認された。

これは、ドライヤー内のドレン排出用のサイホンパイプの位置が同一箇所に片寄っている事が原因となっているかも知れない。

早急に点検すべきであろう。

7.2.6 キャレンダーパート設備

(1) ドクターに関する問題点

6段カレンダーで各チルドロールのドクターの刃当りが悪い。この為、通紙時の紙巻付トラブルが多発し、無抄時間が長くなっている。特にボトムロールにはベークライトドクターが使用されているが、ステンレス刃に変更しかつ刃当りを改善する必要がある。

(2) 通紙法についての問題点

現在、最終ドライヤー~カレンダー~ペ-パーリ-ル間での通紙に手間どり、かなりの時間を

費やしている。

したがって、

a. 通紙法の変更 — 全幅による通紙を中止する。

ワイヤーパートから #26 最終ドライバー迄 400~500mm 幅で通紙し、その後も同幅でカレンダー及びポープリールへ通紙し、完了後抄幅を狭げた方が損紙も少なく、又安全上も得策である。

b. 又、通紙時ポープリール前のエキスパンダー・ロール及びエアースhootパイプに紙が喰い込む為、エアースリンダーによる昇降装置も検討する必要がある。

7.2.7 ポープ・リール設備

(1) 2次、押し付けロールに関する問題点

現在、押し付けロール用圧力装置は自締式であり、張力のコントロールができない。このためロール巻取りは片締め、弛み等のトラブルが発生しやすい。空気圧押し付け式圧力コントロール装置が必要であろう。

7.2.8 抄紙要具

(1) ワイヤークロス

現在、65mesh×2.85mW×26mL プラスチックワイヤーが使用されているが、ワン・パス・リテンション及び紙の表裏の品質差改善対策としてワイヤーのメッシュに関して再検討する必要がある。我々の経験から下記仕様のワイヤークロスが妥当と思われる。

ワイヤークロス

線 径 (Strand thickness) M D / C D : 0.175 / 0.200mm

目 数 (Mesh) : 92 / 60

網目数 (Number of meshes) : 5520

空間率 (Open area) : 19.3%

排水度 (Dewatering degree) : 30.1 cc/cm²/sec

JIS 通気度 (JIS air permeability) : 277.0 cc/cm²/sec

織り方 (Kind of weave) : 1/3 サテン織り (Four-Shed twillweave)
又は一重織り (Single-layer weave)

尚、ワイヤー選定に当っては紙料のフリーネス及び漉水度（Drainage）とワイヤー自体の漉水性・通気性を考慮して選定する必要がある。

(2) フェルト選定について

現在使用されているフェルトは、HM/M500、バットオンメッシュ型で、仕様は下記の通りである。

	1P-Felt	2P-Felt	3P-Felt
Synthetic	100% 12 d	100% 12 d	100% 12 d
Base	345 g/m ²	345 g/m ²	345 g/m ²
Batt/Base	62/38	61/39	61/39
Weight	900 g/m ²	850 g/m ²	850 g/m ²
	57.7 kg	62.9 kg	43.6 kg
L(M) x W(mm)	22.5 ^M x 2,850	26.0 ^M x 2,850	18.0 ^M x 2,850

抄速アップ・湿紙の水分率減少を期待し、かつ確保していく為には、各フェルト共、今後高ニップ圧耐用フェルトの選定が必要である。フェルトの選定に当っては、各バットのニップを参考に目付量、組織を決める事が大切である。

我々の経験及び実績から判断して下記仕様のフェルトの採用を検討した方がよいと思われる。

※1P : 950~1000 g/m², 平織り, Batt/Base=70:30

バット比(表面/裏)=4~5/1, モノフィラメント系

※2P : 1300 g/m², 平織り, Batt/Base=75:25

バット比(表面/裏)=5/1, モノフィラメント系

※3P : 1400 g/m², 二重織りフェルト

但し、今回のリノベーションではプレスパートは全段取り替えるため、フェルトの仕様も変更となるであろう。

この場合のフェルト仕様は次の通りである。

ピックアップフェルト : 1250 g/m², バットオンベース

2Pフェルト : 1350 g/m², バットオンベース

(3) カンバス選定について

現在、メードライヤー、カンバสดライヤー共モノフィラメントポリマーの通気度10,000 cc/cm²/minのハック製カンバスを使用中である。

さらに乾燥性・表面性を向上させる為に使用モノフィラメントポリマーは同じであるが、通気度として20,000~30,000 cc/cm²/minのカンバスを選定した方がより良いと思われる。

又、1群ドライヤーカンバスの場合は両端の通気度がコントロール可能なカンバスの検討も必要であろう。

例えば、

両端600^{mm} — 8000 cc/cm²/min, 中央 — 20,000のカンバス等である。

(4) 現行使用要具の耐用期間

Name	Part	Life	Remarks
Wire cloth	Wire part	3 - 4 months	In case of bronze Wire: 21 days
Felt	No. 1 P	3 - 4 months	
	No. 2 P	3 - 6 months	
	No. 3 P	3 - 6 months	
Dryer	1D	U	1 - 1.5 years
		B	1 - 1.5 years
	2D	U	4 - 6 months
		B	1 - 1.5 years
	3D	U	1 - 2 years
		B	1 - 2 years

∴ U) Upper Dryer Canvas
B) Bottom Dryer Canvas

注記：2群ドライヤー上部カンバスはジョイント部の不良による短命の為、プラスチックパイラル式カンバスに取り替える必要がある。

7.2.9 仕上げ設備の現状と問題点

(1) カッター設備は老旧化・カッター取り付け装置の精度不良等による断裁後の寸法及び形状不良、紙粉発生等のトラブルのため5~10%の2級品率低下の原因となっている。

この紙粉トラブルはユーザーである印刷会社において作業性、印刷性を大幅に損なう為最も嫌

うものである。

当カッター設備はすでに約20年間近く使用されており、部分的な修理ではその精度は回復出来そうにもない。よって新設備に更新すべきであろう。

(2) カッター枠先での仕上げに関する問題点

現在、紙の新裁作業時に逐次積み重ねられていく紙は厚薄等の為、凹凸状になる。

このため、紙を水平に揃えるため損紙をまるめて合い紙として使用している。この結果、部分的に凹凸あるいはシワとなり、2級品の原因となっている。

板紙 (Board Paper) を一定の形にした「合い紙」を多数製作し、合い紙として使用する。

Table 7-2-1(a) Operating Condition of Paper Machine

	B R P P			M/C - A			M/C - B					
1) Speed	170 - 240 M/MIN			300 - 350 M/MIN (av. 345)			320 - 365 (av. 355)					
2) Basis weight	45 - 80 g/m ²			50 - 80 g/m ²			60 - 70 g/m ²					
3) Product	Ave. 54 T/Day			Ave. 54 T/Day			Ave. 70 T/Day					
4) HEAD box fr's	270 - 435 cc			300 - 345 cc			300 - 340 cc					
5) Flow box cons.	0.5 - 0.8%			0.9 - 1.3%			0.75 - 1.05%					
6) Forming length	11,800 mm			7,970 mm			12,175 mm					
7) WIRE cloth	65 ms x 2850 w x 26 MD			80 ms x 2360 w x 25 MD			80 ms x 2750 w x 35 MD					
8) One pass retention	50 - 55%			60 - 75%			50 - 75%					
9) Wire suction box (mmHg)	#1	0	#7	160-170	(1VP)	0. (240)	#7	90-115	(1VP)	0	#7	0. (110)
	2	0	-	(2VP)	0. (210)	8	90-115	(2VP)	100-110	8	20-110	
	3	20-60	-	(3VP)	0. (180)	9	120-140	(3VP)	0	9	20-60	
	4	50-65 (120)	-	(4VP)	0	10	0. (120)	(4VP)	4	10	40-120	
	5	165-180	-	(5VP)	0. (100)	11	100-110	(5VP)	5	85-90		
	6	210-220	-	(6VP)	90-110	-	-	(6VP)	6	50-90		
10) Suction couch	465 - 505 mmHg			600 - 620 mmHg			650 mmHg					
11) IP suction	490 - 520 mmHg			520 mmHg			500 mmHg					
12) Press NIP (Max)	NIP	27 kg/cm	Moisture (%)	IP	50 kg/cm	Moisture (%)	NIP	50 kg/cm	Moisture (%)			
	2P	41	70 - 71	2P	100	60 - 63	2P	70	34 - 36			
	3P	41	65	-	-	50 - 53	3P	100	49 - 51			
	SM	41	62 - 63	-	-	-	-	-	-			
13) Drying ratio	8.19 kg water/m ² -hr/on reel 7.0 - 7.5% of Moisture			13.8 kg water/m ² -hr/ 5.5 - 6.5% of Moisture			16.4 kg water/m ² -hr/ 4.5 - 5.5% of Moisture					
14) Size press	None			Installed			Installed					
15) Utility consumption (Recent data)	STEAM	3.1 T/ADc. on reel	TOTAL	STEAM	1.5-1.8 T/ADc. paper	TOTAL	STEAM	1.5 - 1.8 T/ADc. paper	TOTAL			
	ELECTRIC	695 kWh/ADc. paper	78.5	ELECTRIC	540-560 kWh/ADc. paper	91.7	ELECTRIC	500 - 520 kWh/ADc. paper	91.4			
	WATER	193.7 m ³ /ADc. paper	94	WATER	30 m ³ /ADc. paper	94.0	WATER	36 m ³ /ADc. paper	94.0			
16) Efficiency % (Recent data)	OPERA. REEL WIDTH	93.0	FINISH TOTAL	OPERA. REEL	93.0	FINISH TOTAL	OPERA. REEL	93.0	FINISH TOTAL			
		97.0	92.9		98.5	94.0		98.2	94.0			
		(82-97)	(87-94)		(90-96)	(87-94)		(90-96)	(87-94)			
17) Sheet breaks	4 - 10 Times/Day (ave. 6)			Average 2 Times/Day			Average 2 Times/Day					

1. Suction box or V.P. installed of M/C-A and M/C-B installed before Dandy Roll.
2. VP mean Vacuum Foil

Table 7-2-1(b) Operating Condition of Paper Machine

Grade		P. T. BASUKI RACHMAT MILL									
		RVS 45 g/m ²		RVS 50 g/m ²		RVS 80 g/cm ²		CYCLO 70 g/m ²		MC-A (Japan)	
		7 Mar. '84		10 Mar. '84		5 Mar. '84		4 Mar. '84		300 - 350 M/MIN	
		255 M/MIN		240 M/MIN		170 M/MIN		176 M/MIN		300 - 350 M/MIN	
		2300 MM/FINISH 2235		2390 MM/2325		2400 MM/2340		2445 /238.5			
Date		7 Mar. '84		10 Mar. '84		5 Mar. '84		4 Mar. '84			
M/C speed		255 M/MIN		240 M/MIN		170 M/MIN		176 M/MIN		300 - 350 M/MIN	
Paper width		2300 MM/FINISH 2235		2390 MM/2325		2400 MM/2340		2445 /238.5			
Speed of each part		m/min		m/min		m/min		m/min		m/min	
couch		-		-		-		-		-	
1P		231.5	239.5	240.0	166.8	166.8	170.0	170.0	1890-1895	1885	1885
2P		233.0	240.0	243.5	166.8	166.8	170.5	170.5	1890-1895	1885	1885
3P		235.0	243.5	244.0	169.6	169.6	171.2	171.2	1890-1895	1885	1885
SM		233.0	244.0	237.0	170.0	170.0	170.8	170.8	1890-1895	1885	1885
1D		234.0	237.0	243.4	170.5	170.5	170.3	170.3	1890-1895	1885	1885
11D		237.8	243.4	243.6	171.2	171.2	170.3	170.3	1890-1895	1885	1885
26D		236.4	243.6	241.5	170.8	170.8	170.3	170.3	1890-1895	1885	1885
Calendar		236.4	241.5	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84
Pope reel		236.4	241.5	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84
Trim		mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm
Couch		2490	2550	2540	2540	2540	2560	2560	1970	1970	1970
After 1P		2480	2540	2540	2530	2530	2560	2560	1950	1950	1950
After 2P		2470	2538	2538	2525	2525	2548	2548	1940	1940	1940
After 3P		2460	2525	2525	2515	2515	2548	2548	1890-1895	1890-1895	1890-1895
After dryer		2320	2380-2385	2380-2390	2400	2400	2446	2446	1890-1895	1890-1895	1890-1895
Pope reel		2322	2385-2390	2385-2390	2400	2400	2446	2446	1890-1895	1890-1895	1890-1895
NIP (Press)		kg/cm	kg/cm	kg/cm	kg/cm	kg/cm	kg/cm	kg/cm	kg/cm	kg/cm	kg/cm
1P		9.8	9.8	9.8	20.0	20.0	20.0	20.0	40.0	40.0	40.0
2P		38.0	25.5 as front side 22.5 as back side	25.5 as front side 22.5 as back side	26.0	26.0	26.0	26.0	90.0	90.0	90.0
3P		27.5	39.5	39.5	31.0	31.0	31.0	31.0	-	-	-
SM		10.0	17.0 as back side 10.0 as front side	17.0 as back side 10.0 as front side	33.0	33.0	33.0	33.0	-	-	-