

第2章 現設工場の技術的診断

2.1 現設工場のプロセス説明

2.1.1 概況

当工場における製造プロセスとしては、水銀法による食塩電解プロセス、および電解によって発生した塩素の利用対策としての合成塩酸、液化塩素、次亜塩素酸ナトリウム、およびサラン液の各プロセスからなる。製造プロセスには、電流、生産カ性ソーダ溶液の伊過、水素洗浄・冷却、および水銀回収が含まれる。また、上記の各プロセスに必要なユーティリティを供給するために、水処理、冷却水、給水、受・変電、圧縮空気等の各補助部門がある。以下に、各プロセスの説明を図Ⅲ-2.1にそって行う。

2.1.2 塩水プロセス

本プロセスは原料塩の溶解および飽和塩水の精製からなる。原料塩はカ性ソーダの生産量に応じて一定量づつを4時間ごとにベルトコンベアーによって原塩溶解槽に供給され、第1系列および第2系列電解槽から返送された戻り塩水（脱塩素処理されたもの）によって溶解され飽和塩水となる。

飽和塩水は連続的に第1反応槽、次いで第2反応槽を通過し、第1反応槽においては塩化バリウム溶液（塩水中の SO_4^{2-} 除去用）、カ性ソーダ溶液（ Mg^{2+} 、 Fe^{3+} 等の除去用）、ソーダ灰溶液（ Ca^{2+} 除去用）の所定量が添加攪拌されて不純物除去反応が行われる。上記の各薬剤の塩水の添加は手動調節によって制御され、塩水中のカ性ソーダならびにソーダ灰の過剰濃度がそれぞれ 0.002-N および 0.004-N となるように管理されている。

反応槽においては上記の塩水中の不純物はそれぞれ難溶性の水酸化マグネシウム（ $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ）、水酸化鉄（ $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ）、炭酸カルシウム（ CaCO_3 ）、硫酸バリウム（ BaSO_4 ）等の微細な沈澱を生成して塩水中に懸濁する。反応槽を出た塩水は

配管の途中において沈降促進剤（クリフロック PA-312）溶液が塩水中に一定量加えられ、連続沈降槽（清澄槽）に入る。

連続沈降槽においては、沈降した沈殿物のフロックは、塩水マッドマクラーとして一定時間ごとに槽外に排出される。この塩水マッドマクラーはコンクリート製ピット内で水を加えて再び静置によって沈殿を分離して、抽出された塩水の1部分を回収している。

連続沈降槽の上澄液は、槽上部のトラフを溢流して清澄液受槽に集められ、次いでポンプで加圧され（サンドフィルターによって濾過されたのち、塩水中の遊離アルカリが塩酸でほぼ中性になるまで中和され、精製塩水として電解プロセスに送られる。

表Ⅱ-2.1に示した通り当工場の精製塩水中の Mg^{2+} は20~60 ppm、 Ca^{2+} は15~50 ppmであって、これを標準値（ Ca^{2+} 10 ppm以下、 Mg^{2+} 3 ppm以下）と比較して品質が劣る。これは原塩の品質が劣ることがその一因である。

2.1.3 電解プロセス

(1) 第1系列電解

第1系列電解槽は、図Ⅱ-22に示したような水平式水銀陰極電解槽および解汞塔を有し、12槽からなる。塩水プロセスにおいて精製された原料塩水は、電解槽に供給される。

電解槽に直流を通電することによって、塩水中の食塩が電解され、ナトリウムは流動する陰極水銀面にてナトリウム・アマルガムとなり、電解槽の底板上をエンドボックスに向って流れる。

電解槽内を貫流した塩水はエンドボックスの溢流孔から戻り塩水となって槽外の配管に流れ、塩水プロセスの脱塩素装置へ返送される。

食塩の電解によって陽極表面に析出した塩素ガス気泡は塩水中を浮上して、蓋の

前端に取付けられたガス排出管から塩素利用施設に送られる。

エンドボックスに達したナトリウムアマルガムは、ここで比重差によって塩水と完全に分離され、解汞塔に導かれる。解汞塔に導かれたナトリウムアマルガムは、アマルガム分散盤によって均一に分散され、細流となって解汞材充填層に落下する。一方、解汞塔には純水が供給され、ナトリウムアマルガムは黒鉛粒の層を流下する間に、黒鉛表面においてアマルガム中のナトリウムが純水と反応してカ性ソーダ水溶液となり、同時に水素ガスを発生する。

解汞塔内のカ性ソーダ溶液はシール機構によって水素ガスと分離され、溢流管から塔外に流出する。発生した水素ガスは解汞塔上部に取付けられた水冷式熱交換器（冷却塔）に導かれ、同伴する水蒸気および水銀蒸気の大部分は凝縮されてドレンとして解汞塔に戻される。

アマルガム中のナトリウム分の殆んど全部が解汞されて、解汞塔下部に落下した水銀は、付属の水銀ポンプによって導管を通じて電解槽トップボックスに戻される。

ナトリウム分の殆んど全部を解汞されて、解汞塔下部に落下した水銀は、付属の水銀ポンプによって導管を通じて電解槽トップボックスに戻される。

解汞塔において生成されるカ性ソーダの濃度は、純水の供給量を調節することによって通常50%に管理される。解汞塔から流出したカ性ソーダ溶液は、ろ過器によって加圧ろ過される。

最近の20kA運転における操業成績は、槽電圧が若干高い点を除けばほぼ順調であり、調査団が調査した時期（1984年5月18日～5月22日）のデータの解析結果は次の通りであった。

陰極電流密度 (Dk)	: 35.71 A/dmf
平均槽電圧	: 4.18V
” 電槽温度	: 65.5 °C
” 塩水流量	: 0.925 m ³ /h・槽
” 塩水温度	: 51.5 °C

平均アマルガム濃度（電槽入口）：	0.00%
” アマルガム濃度（電槽出口）：	0.206%
” カ性ソーダ濃度	： 51%
” 塩素ガス濃度	： 91.0%
” 塩素中の水素含有率	： 0.1%

上記のデータ中、塩素ガス濃度が異常に低い理由は、フローによる塩素ガス吸引圧力制御の不調による空気の混入によるものと考えられる。また、Na1 Cell Unitの電圧・電流曲線を図Ⅲ-2.4に示した。

(2) 第2系列電解

第2系列電解槽は、第1系列電解槽と同様な型式の水平式水銀陰極電解槽および解汞塔を有し、12槽からなり、プロセスも第1系列の場合と同様である。

本電解槽の大きな特徴は、寸法安定性の金属陽極による自動極間隔調節が可能なことであって、陽極下面と水銀面の距離を従来よりも小さく管理することによって、槽電圧を低く管理することができる。このため本系列の電解槽は、いわゆる“高電流密度槽”であるにもかかわらず、図Ⅲ-2.3に示したように、電流密度の上昇に伴う槽電圧の上昇勾配が小さいので、電力原単位改善効果が著しい。

第2系列電解槽の最近における操業成績の代表列を以下に示した。下表中、nは1日における測定値の数を表わす。

通電電流 (kA)	： 35	70
陰極電流密度 Dk (A/dm ²)	： 50.27	100.54
平均陰子電圧 (V)	： 3.900 (n=65)	4.595 (n=45)
” 電槽温度 (°C)	： 64.3 (n=65)	81.4 (n=54)
” アマルガム濃度 (電槽入口) (%)	： 0.008 (n=65)	0.008 (n=54)
” ” (電槽出口) (%)	： 0.072 (n=65)	0.136 (n=54)
” カ性ソーダ濃度 (%)	： 39.3 (n=64)	42.8 (n=54)
” 塩素ガス濃度 (%)	： 96.9 (n=65)	96.8 (n=54)
” 塩素中の水素含有率 (%)	： 0.1 (n=65)	0.1 (n=54)

測定日 : 24 May 1984 29 Apr. 1984
25 May 1984

上表はカ性ソーダの濃度が約40%のときであるが通電電流50kAのとき、カ性ソーダ溶液の濃度を約50%に上昇した場合の測定結果を次に示した。

通電電流 (kA)	:	50	
陰極電流密度 D_k (A/dm ²)	:	71.82	
平均端子電圧 (V)	:	4.242	(n=66)
“ 電槽温度 (°C)	:	77.3	(n=66)
“ アマルガム濃度 (電槽入口) (%)	:	0.045	(n=66)
“ “ (電槽出口) (%)	:	0.145	(n=66)
“ カ性ソーダ濃度 (%)	:	49.5	(n=66)
“ 塩素ガス濃度 (%)	:	97.1	(n=66)
“ 塩素中の水素含有率 (%)	:	0.1	(n=66)
測定日		10 Feb. 1984	

カ性ソーダの濃度を上げると、未解汞アマルガム濃度も上昇していることがわかる。当日の操業データによると、電槽入口(未解汞)アマルガム濃度は異常に上昇し、未解汞アマルガム濃度0.02%以上の測定値は全測定値66のうち22に達し、そのうちの最高値は0.406%であった。未解汞アマルガム濃度の上昇は必然的に電解槽出口アマルガム濃度の上昇、塩素中の水素含有率の増大、電流効率の低下をもたらし、甚だしい場合は操業不能に到る場合がある。

カ性ソーダ濃度を50%付近まで上昇すると未解汞アマルガム濃度が上昇する原因は、元来第2系列電解槽の解汞塔はカ性ソーダ濃度40%として設計されたものであるため、解汞能力不足によるものであると考えられる。

2.1.4 塩素系製品プロセス

(1) 液化塩素

液化塩素の製造は、大別して塩素ガスの洗浄・冷却・乾燥プロセス，乾燥ガスの加圧・冷却・液化プロセス，冷媒の圧縮・冷却・膨脹プロセス，および液化塩素の充填プロセスからなる。(図Ⅲ-2.5参照)

(a) 洗浄・冷却・乾燥

電解槽から出た塩素ガスは，ブローヤによって移送され，水洗塔で洗浄・冷却されて，直列に連結された3基の乾燥塔に入る。各乾燥塔内においては，塔頂から散布された濃硫酸と接触して塩素ガスは脱水乾燥される。乾燥塔内の硫酸は最終塔のものが最も濃度が高く(98~93%)，塩素ガスの脱水によって濃度が低下したものは第2塔に移され，以下同様に第1塔に移される。第1塔の硫酸は，濃度70%となるまで使用する。乾燥用硫酸は塩素の脱水による稀釈熱のため発熱昇温するので，ポンプ循環回路の一部に熱交換器が挿入され，外部より水冷される。

(b) 加圧・冷却・液化

乾燥塩素ガスは，ナッシュポンプによって約1.7kg/cm²Qに加圧され，デミスターによって硫酸ミストが除かれたのち，塩素コンデンサー(Shell & Tube型)においてR-22冷媒で冷却され，液化する。液化温度における蒸気圧分の塩素を含む非凝縮性ガス(水素・空気・炭酸ガス・酸素)はトラップ内で液化塩素と分離され，排ガスとしてサラシ液プロセスに送られる。液化塩素は受槽を経て貯槽に乾燥圧縮空気によって圧送される。

(c) 冷媒の圧縮・冷却・膨脹

塩素コンデンサーにおいて塩素との熱交換によって昇温した冷媒ガスは，圧縮機によって約16kg/cm²Qに加圧されたのち，冷媒用コンデンサーで水冷却によって凝縮され，受器に戻される。受器内の冷媒は再び塩素コンデンサーに送ら

れ、ここで膨脹弁によって断熱膨脹して約 -30°C にまで温度の降下を生じ、塩素と熱交換される。

(d) 液化塩素の圧力容器充填

液化塩素貯槽から移送された液化塩素が各ポンベの容量に対し、それぞれ規定量まで充填される。ポンベ充填の場合の計量には台秤が用いられ、充填時の排ガスはサラシ液製造施設に送られる。液化塩素の移送は、乾燥圧縮空気で貯槽を加圧して配管より液化塩素を押し出す方式が用いられている。当工場において使用されているポンベは、50kg入りおよび1t入りのものである。

(2) 合成塩酸

当工場の合成塩酸製造設備は、1970年設置の旭硝子鈔供給の合成装置(設計能力 $10\text{t/d} \times 2$ 基、東洋カーボン鈔製)、1978年Wah Chang International Corp. 供給の合成装置(設計能力 $15\text{t/d} \times 2$ 基、協和カーボン鈔製)及び1982年Le Carbone Loraine 社供給の合成装置(設計能力 $50\text{t/d} \times 1$ 基)の3系列からなる。このうち、Le Carbone 社製の合成装置は、他の2系とは異なり、バーナーの取付位置が従来の装置とは逆に塔頂部に取付けられ、炎を下向きにした燃焼塔を上部に、黒鉛製短円柱状ブロックを多段積層した濡れ壁方式の吸収塔を下部に置いて一体化された構造のいわゆる一塔型塩酸合成装置である。

(図Ⅲ-2.5 参照)

電解槽で生産され、ブローで移送された塩素ガスと、同じく電解槽からのブローで移送された水素ガスは燃焼塔下部(Le Carbone 製装置の場合は燃焼塔上部)のバーナーノズルに導かれ、ここで塩素ガスは水素ガス中で燃焼して塩化水素ガスを生成する。

燃焼塔を出た塩化水素ガスは、次いで予冷管を経て冷却塔に達し、ここで回収塔から得た稀薄塩酸に吸収されて製品となる。

吸収塔の未吸収ガスは、回収塔において水によってほぼ完全に吸収され、回収液は冷却塔に供給される。

1983年及び1984年に於ける合成塩酸の品質並びに1981年～1983年に於ける原料原単位は、下記の通り。

(a) 製品品質

	<u>HCl 濃度 (%)</u>	<u>Fe (%)</u>	<u>SO₄ (%)</u>
1983年	33.41	0.00024	0.0049
1984年	33.18	0.00034	0.0053
標 準	33～35	0.004以下	0.012以下

(b) 原料原単位

	<u>塩素ガス (kg/l 製品)</u>	<u>純水 (l/l 製品)</u>
1981年	360	0.68
1982年	368	0.67
1983年	350	0.66
標 準	350	0.65

(3) 次亜塩素酸ナトリウム

次亜塩素酸ナトリウムは、反応塔、反応液受槽、熱交換器の間を循環する一定濃度のカ性ソーダ溶液に塩素ガスが供給され、吸収・反応によって有効塩素濃度12%以上の溶液のかたちで製造される。



反応温度の上昇による次亜塩素酸塩の分解を防ぐために、循環する反応液を熱交換器で外部冷却することによって、液温は40℃以下に保たれる。

当工場における1983年並びに1984年の製品品質および1981年1983年の原料原単位は次の通り：

(a) 製品品質

	有効塩素濃度	遊離カ性ソーダ濃度 (g/l)
1983年	13.62	7.50
1984年	13.26	5.18
標準	12	5 - 10

(b) 原料原単位

	カ性ソーダ(100%) (kg/t)	塩素 (kg/t)	フロン-22 (kg/t)
1981年	170	166	0.17
1982年	172	158	-
1983年	170	162	-
標準	175	145	-

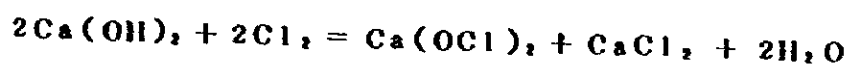
(4) サラシ液

現有サラシ液製造設備の主要装置としては消石灰溶解槽、吸収塔、受槽、石灰乳循環ポンプ、反応液冷却用熱交換器、反応終了液静置沈降槽から成る4系列を有している。

本プロセスは、第1系列および第2系列電解槽からの塩素ガスのほか、液化塩素製造時の排ガス、液化塩素の移送、充填時の除害ガス、戻り塩水の脱塩素排ガス、電槽エンドボックス除害ガスを製造原料として受け入れている。

本プロセスの概要は下記の通り：

原料消石灰を溶解槽中で水に懸濁して消石灰濃度約17%のスラリー液(注)を調整し、これを循環ポンプによって反応塔と受槽間を循環させ、反応塔下部から上記の塩素含有ガスを吹込んで塔頂から散布された石灰乳に吸収・反応させることにより、次亜塩素酸カルシウムを含むスラリーが製造される。



上記の反応は、発熱反応であるので、反応温度の上昇による分解を防ぐために、循環する反応液を水冷式熱交換器に通じて冷却し、液温が40°C以下になるように管理される。

反応終了液は貯置槽に移され、未反応消石灰その他の不溶解残渣からなるスラッジが沈降分離されて、その上澄液が製品となる。製品の有効塩素濃度の基準は8%である。

当工場における1983年並びに1984年の製品品質および1981年～1983年の原料原単位は次の通り：

(a) 製品品質

	有効塩素濃度(%)
1983年	7.10
1984年	7.38
標 準	8

(b) 原料原単位

	消石灰(90%)(kg/l)	塩素(kg/l)	プロセス用水(l/l)
1981年	200	100	1.12
1982年	206	100	1.12
1983年	200	100	1.12
標 準	200	100	0.96

2.1.5 補助部門

(1) 水処理施設

主要設備は、取水ポンプ、コンクリート製沈殿池(650m³×2)、サンドフィルター(120m³×2)、および加圧・給水ポンプから成る。また冷水塔2基(300

$\text{m}^3/\text{h} \times 1$, $110\text{m}^3/\text{h} \times 1$) を有している。

工場内を貫流する小川から取水された原水は、これに沈澱剤として硫酸アルミニウム溶液およびソーダ灰溶液が添加されて沈澱池に移される。沈澱池の上澄液はさらにサンドフィルターによってろ過され、ポンプによって加圧されて工程用水として各生産プロセスに送られる。

一方、サンドフィルターを経由しない未ろ過水は、各プロセスの冷却水として用いられる。また、この一部は冷水塔の補給水に用いられる。各系統の冷水塔から供給された冷水は、所定のプロセスに使用され、回収槽に致り、ここで再び冷水塔に返送される。図 III-2.6 に当工場におけるろ過水、未ろ過水、冷却水の各系統、および実生産能力において生産が最大となった場合の各プロセス、および装置の所要水量を示した。

(2) 純水装置

主要設備は、陽イオン交換樹脂塔および陰イオン交換樹脂塔(各1基)及び純水貯槽から成り、その能力は $10\text{m}^3/\text{h}$ である。本設備によって製造された純水は、カ性ソーダ製造のための解凍水および合成塩酸用原料水として送水される。

(3) 発電施設

発電施設は、1970年旭硝子㈱によって供給された新潟鉄工所製のディゼル発電機3基から成り、主要設備およびその設計能力は下記の通りである。

3相交流同期発電機(出力 1000kVA (750kW), 3300V , 10極, 600rpm , 50Hz) 3基, 励磁用パネル(屋内型) 3基, 同期用パネル(屋内型) 2基, ディゼルエンジン(堅形, Single acting, 4サイクル, Super Charger および空気冷却機を有する水冷形, 1130ps , 600rpm , $250\phi \times 320 \times 8$ サイクル) 3基, 純水冷却器(Shell & Tube型) 3基, 潤滑油冷却器(Shell & Tube型) 3基, 空気圧縮機(4ps , ガソリンエンジン)他。

本施設は、当初電解用電力を供給するために設置されたが、その後カ性ソーダの

増産に伴って電解用電力は国営の電力会社(PLN)から供給され、本施設は現在工場の動力供給用に使用され、無停電回路を形成している。

(4) 受電・変電・配電施設

当工場の受変電は2系統から成り、第一は国営の電力会社(PLN)から20kVで購入している購入電力系統であり、第二は前項で記載したディゼルエンジンによる自家発電系統である。

現在の20kV系統の契約受電量は6010kVAである。20kVラインはそれぞれ3.3kVに降圧されて第1系列電解槽用整流器並びに第2系列電解槽用整流器に入り、それぞれ直流に転換される。なお、3.3kVに降圧された20kV系統電力の極く一部分は、さらに220Vおよび110Vに降圧されて、工場の動力および照明に用いられる。

図Ⅲ-2.7に当工場の配線系統図および各製造プロセスごとの動力、並びに照明の消費量(概数)を示した。

(5) 空気圧縮機

当工場の空気圧縮機は、能力420ℓ/min×7kg/cm²Gのもの3台、400ℓ/min×7kg/cm²Gのもの1台から成り、このうち容量の最大のは液化塩素の加圧移送用である。

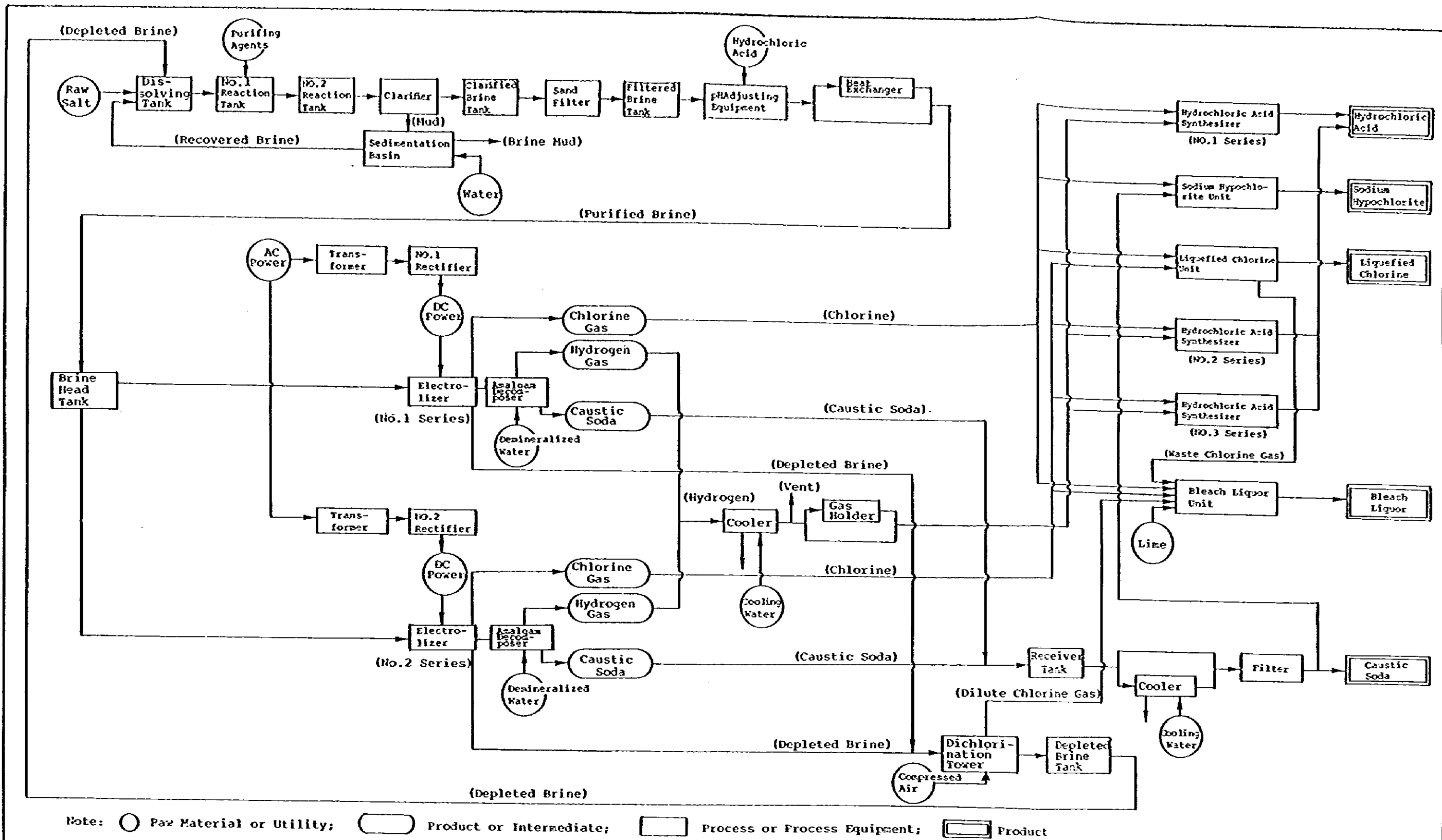


Figure III-2.1 FLOW SHEET OF CAUSTIC SODA AND CHLORINE DERIVATIVES PRODUCTION AT PT. ISI

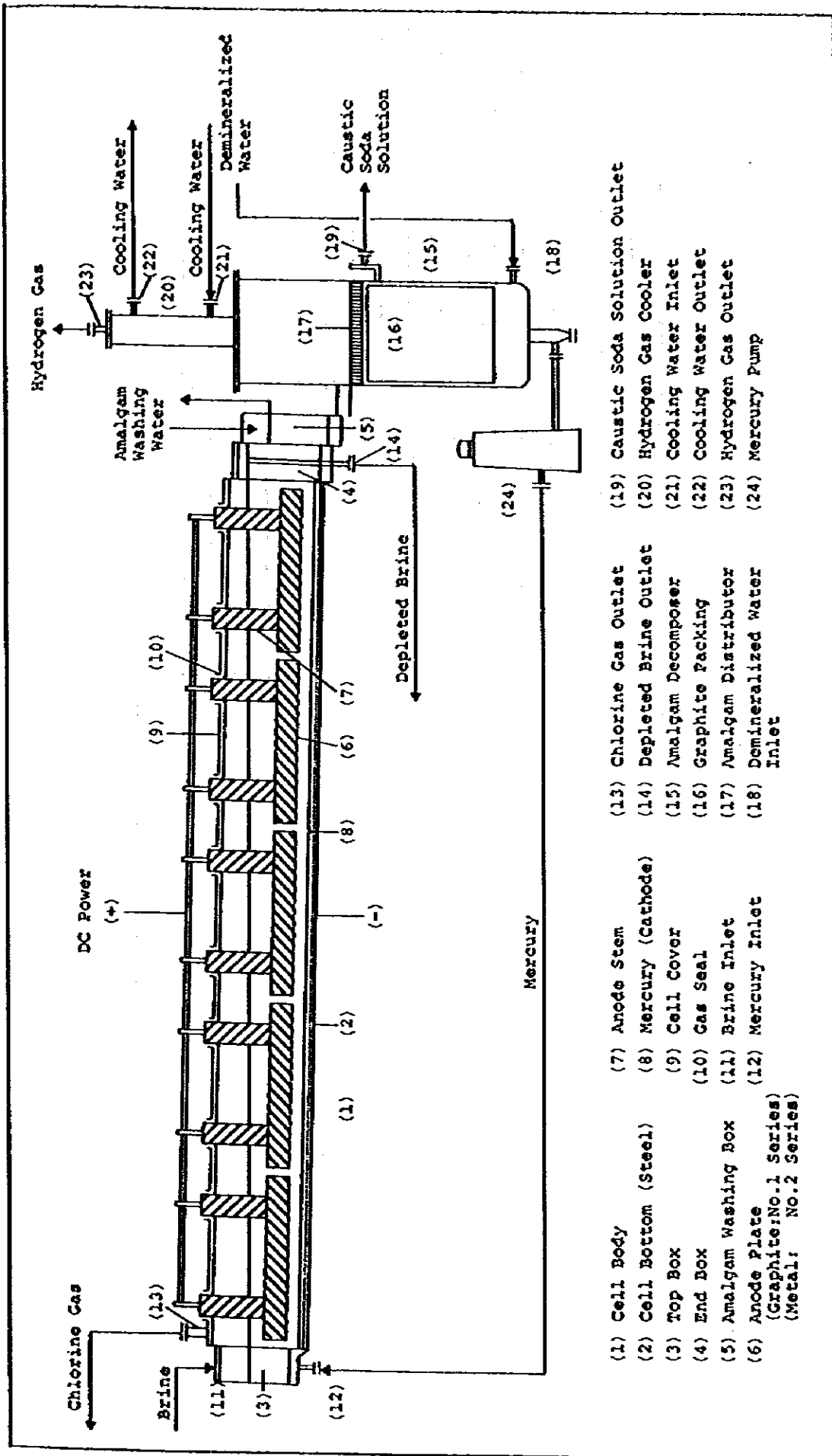
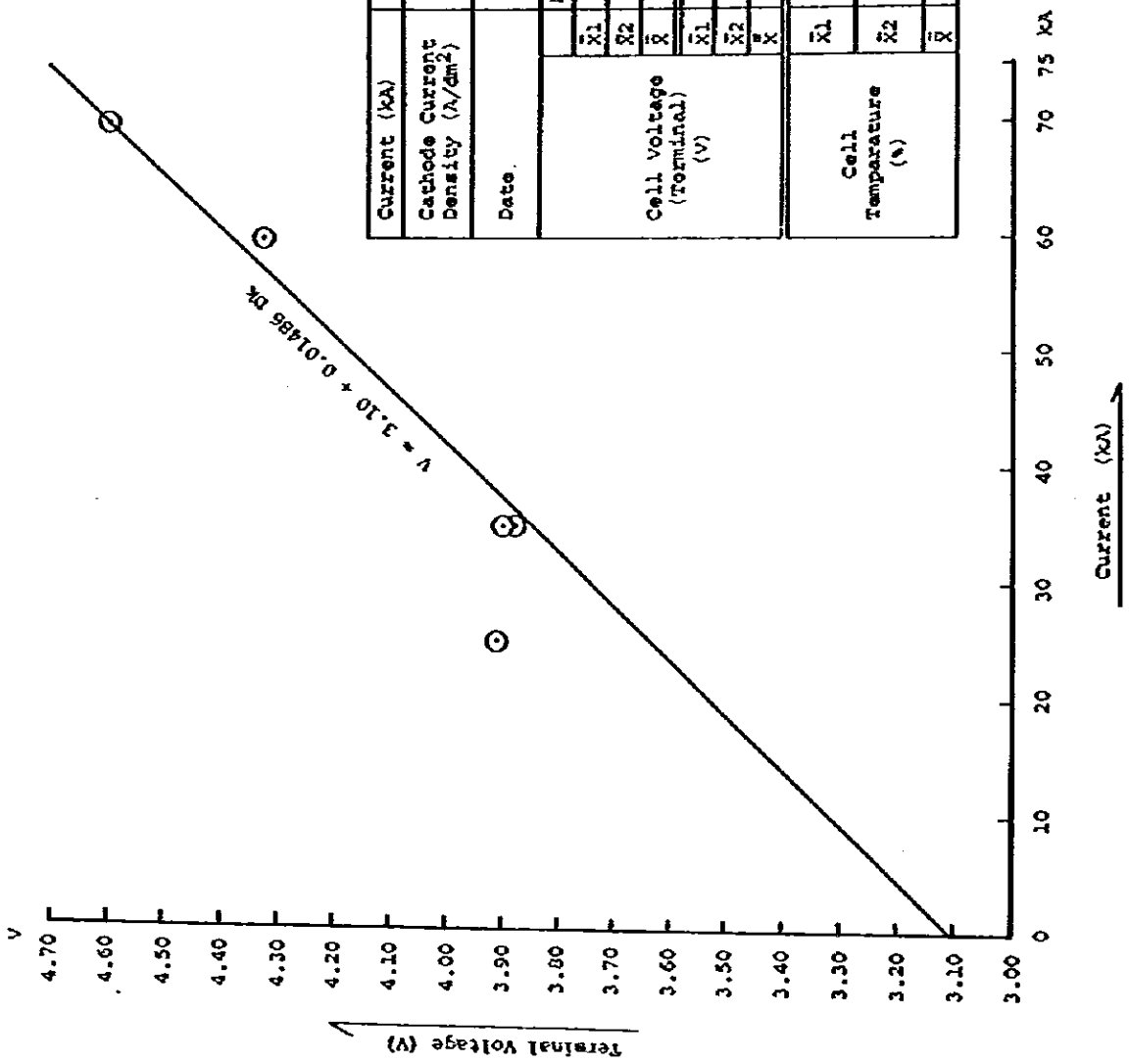
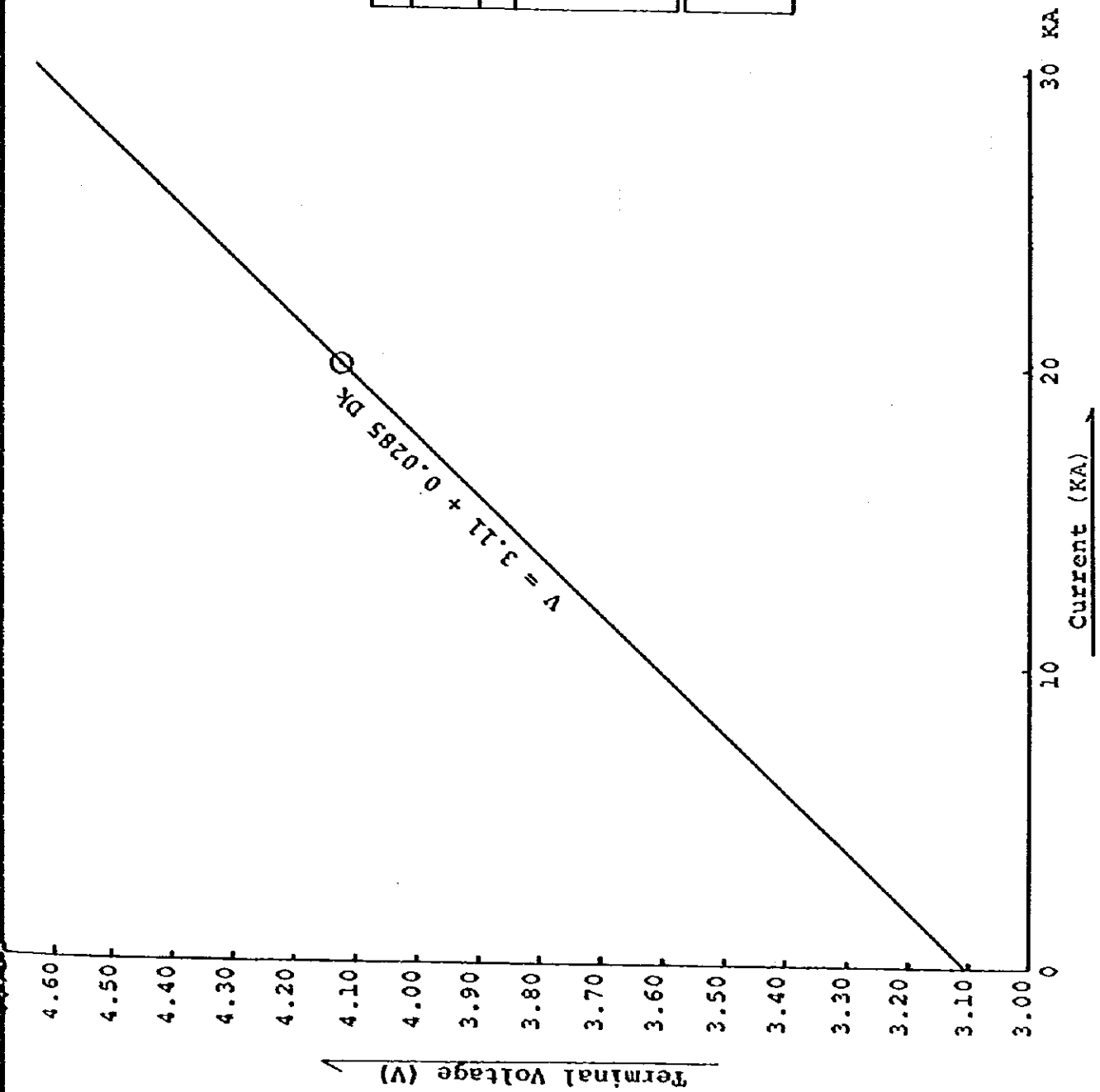


Figure III-2.2 CROSS SECTION OF MERCURY CELL (MODEL)



Current (kA)	25	35	60	70	
Cathode Current Density (A/dm^2)	35.91	50.27	86.18	100.55	
Date	20 May 1984	24 May 1984 25 May 1984	28 Apr. 1984	29 Apr. 1984	
Cell Voltage (Terminal) (V)	Measured	n	Measured	n	
	\bar{X}_1	3.920	27	3.913	33
	\bar{X}_2	3.907	27	3.887	32
	\bar{X}	3.9135		3.900	
	\bar{X}_1			3.860	33
Cell Temperature (%)	\bar{X}_2			3.858	22
	\bar{X}			3.859	
	\bar{X}_1	60.3	27	64.2	33
	\bar{X}_2	62.2	27	65.3	33
	\bar{X}	61.2		64.7	
			78.5	30	
			77.9	30	
			80.9	27	
			81.9	27	
			78.2		
				81.4	

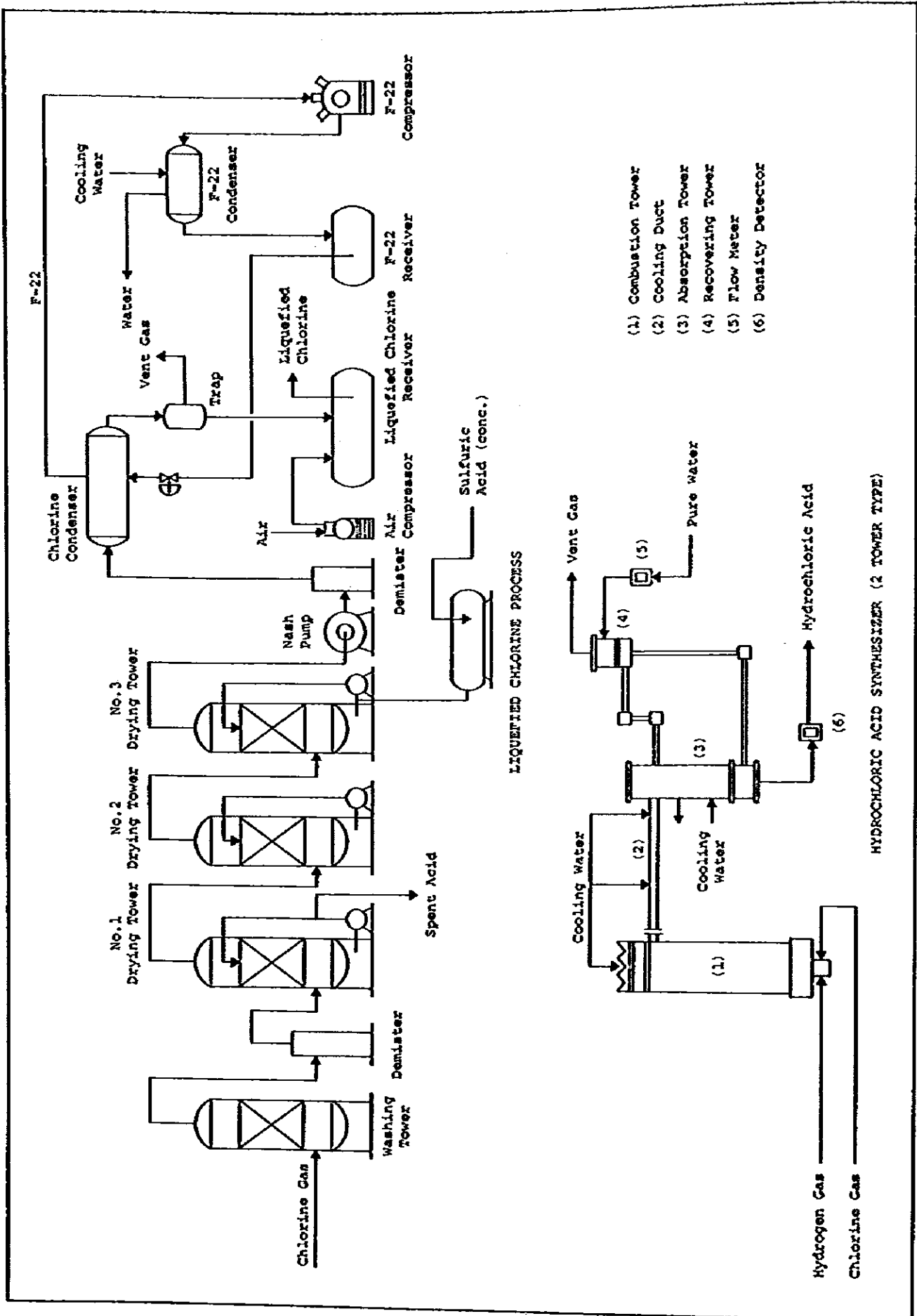
Figure III-2.3 VOLTAGE CURRENT CURVE AT NO.2 SERIES ELECTROLYTIC CELLS

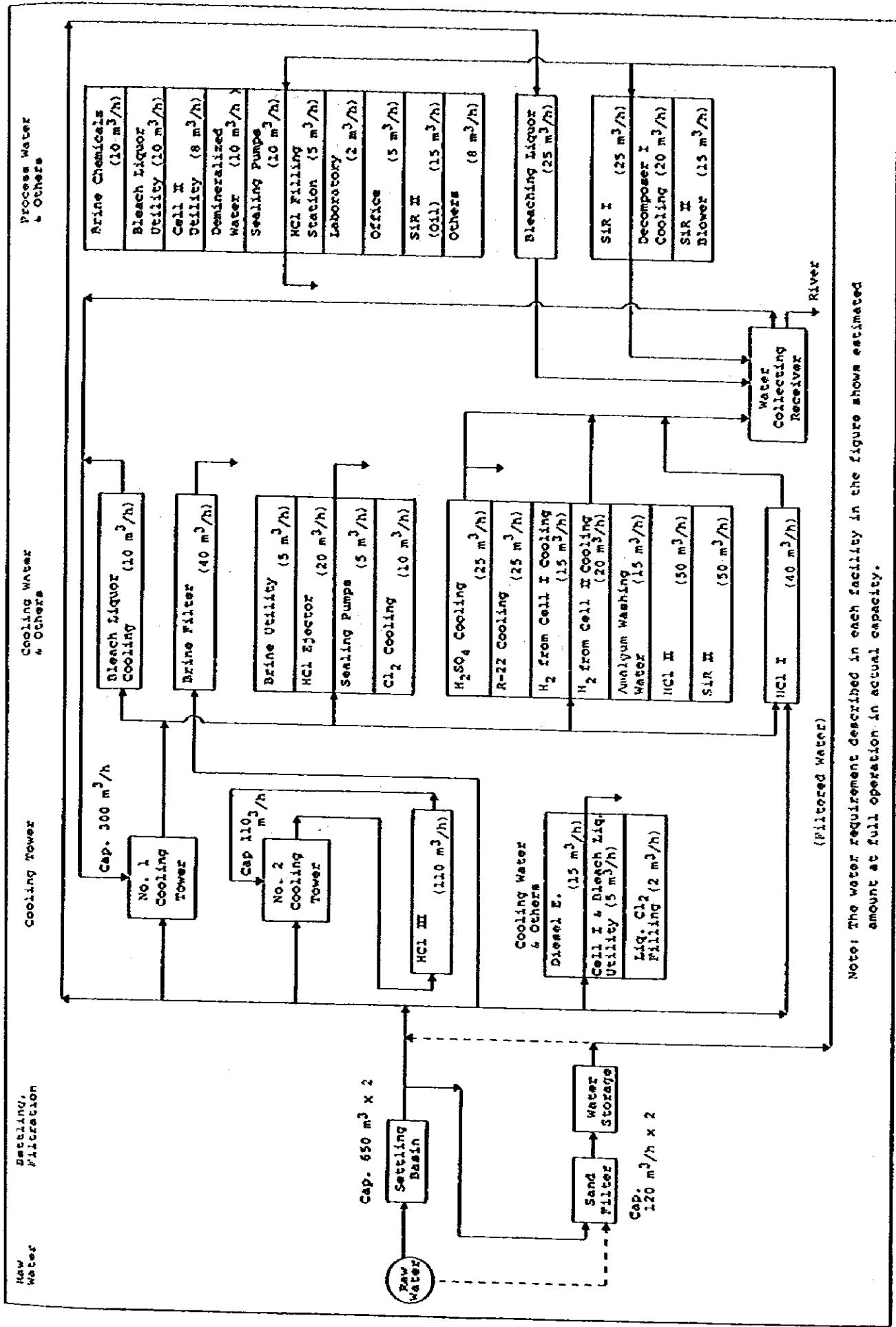


47-III

Current (KA)	20		
Cathode current density (A/dm ²)	35.71		
Date	19 May 1984		
Cell Voltage (Terminal)	Measured	n	
	\bar{X}_1	4.135	24
	\bar{X}_2	4.122	24
\bar{X}	4.128		
Cell Temperature (°C)	\bar{X}_1	64.6	24
	\bar{X}_2	66.3	24
	\bar{X}	65.4	

Figure III-2.4 VOLTAGE — CURRENT CURVE AT NO.1 SERIES ELECTROLYTIC CELLS





Note: The water requirement described in each facility in the figure shows estimated amount at full operation in actual capacity.

Figure III-2.6 DISTRIBUTION DIAGRAM OF PROCESS WATER AND COOLING WATER AT PT. ISI

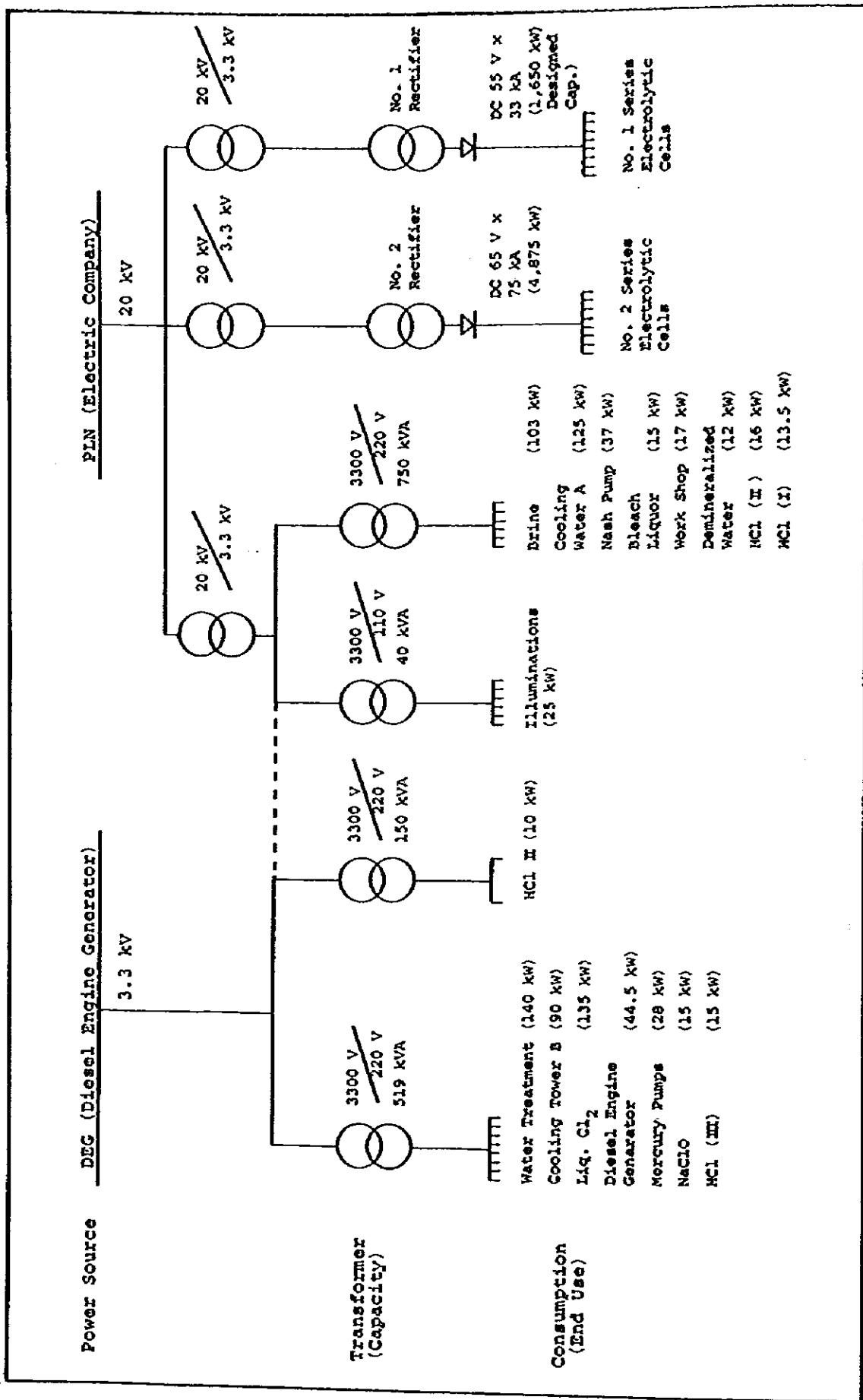


Figure III-2.7 POWER SOURCE AND CONSUMPTION AT PT. ISI

Table III-2.1 QUALITY OF PURIFIED BRINE IN 1982 - 1983 AT PT. ISI

Month	Ca ²⁺ (mg/l)		Mg ²⁺ (mg/l)		SO ₄ ²⁻ (g/l)	
	1982	1983	1982	1983	1982	1983
January	22.80	27.50	21.70	19.90	5.55	5.3654
February	21.80	40.50	22.10	31.10	5.26	5.1633
March	18.60	11.96	18.90	21.84	5.52	5.4148
April	19.90	29.82	19.80	62.70	6.00	8.0032
May	21.80	60.85	19.10	151.58	5.89	8.1100
June	23.60	28.05	21.20	33.29	5.25	9.4146
July	56.70	18.43	48.60	18.71	5.08	9.6642
August	79.90	22.25	69.50	27.21	5.22	9.2405
September	138.10	38.07	108.60	31.34	5.45	8.5455
October	81.10	24.84	77.60	27.20	5.41	6.0765
November	28.90	22.85	26.70	29.62	5.94	9.7245
December	67.0	15.63	47.80	20.89	5.79	9.4642
Average	48.35	28.39	41.80	39.61	5.53	7.8488
Standard	less than 10		less than 3		5 - 7 g/l as Na ₂ SO ₄	

2.2 現設工場の現状と問題点

2.2.1 塩水プロセス

(1) 設備関係

- (a) 連続沈降槽の有効容量および有効表面積からそれぞれ計算した連続沈降槽での滞留時間および上昇流速は、11.0hおよび0.35m/hであった。通常、滞留時間は3h以上、上昇流速は3m/h以下が基準とされているので、当工場の連続沈降槽は容量の点からは、十分な能力を有すると判断される。
- (b) サンドフィルター4基の合計処理能力は、それらの合計処理面積から計算すると、93.4m³/hとなり、カ性ソーダ生産量40t/dの場合の所要塩水量62.7m³/hと比較すると、設備能力は充分である。

(2) 操業および関連事項

- (a) 原料塩水中の不純物は、精製剤の添加後さらに沈降促進剤が加えられることにより大きなフロックを形成し、連続沈降槽において清澄液と分離される。生成したフロックが大きいほど、沈降の分離効果がよい。調査期間中、上記のフロックの大きさは期待よりもかなり小さい程度に止まっていた。最近では、多種類の沈降促進剤が販売されているので、サンプルによって当工場の条件に適したものを、実験室の試験を経て注意深い現場実験によって選び出す検討をすることを推奨する。
- (b) 第1反応槽、第2反応槽ともに攪拌機の回転速度が小さいため、当工場では第1反応槽に空気を吹込んで攪拌効果の向上をはかっているが、それでもまだ攪拌が不十分である。
- (c) 連続沈降槽下部から排出される塩水マッドスラリーは、フィルタープレスで脱水されていない。環境対策上からも、塩水のロスを低減する上からも、フィルタープレスの設置が必要。

- (d) 当工場における原料塩の溶解方法は、1日のカ性ソーダ生産量に相当する原塩を4時間ごとに6回に分けて間歇的に溶解槽に供給するものである。

一方、当工場で使用している原料の品質は、低品質のもので、オーストラリア塩やメキシコ塩に較べて不純物の含有率は Mg^{2+} で約10倍、 Ca^{2+} で約5倍、 SO_4^{2-} で4～5倍多い。

上記インドネシア産の原料塩が溶解槽に仕込まれ、戻り塩水による原料塩の溶解が始まる。原塩結晶表面に付着した Mg^{2+} 、 Ca^{2+} などの不純分は原塩より速く溶解するので、原料塩の溶解開始とほぼ同時に Mg^{2+} 、 Ca^{2+} の溶出量のピークがあらわれ、このピークは時間の経過とともにかなり急速に下降し、やがて時間当りの溶出量は一定値に近づくことは容易に予想できる。

従って、当工場の塩水精製方式のように連続精製を行う場合は、不純物の溶出量に比例して精製用薬剤を添加し、かつ精製用薬剤が僅かに過剰の状態に保つべきである精製用薬剤であるカ性ソーダおよびソーダ灰の塩水中における過剰濃度を遊離アルカリ濃度として計器によって検出し、直ちにこれに対応した薬剤溶液添加量の調節を行う自動制御方式が採られるべきである。

現状の薬剤添加システムは必ずしも不純物溶出量の変化に即応できるようになっておらず、両者の間にタイムラグを生ずることは不可避である。そしてこの問題は原料塩中の Mg^{2+} などの不純物含有率の高い原料塩ほど著しい。調査団は当工場における塩水精製が順調に行われていない原因の1つは、この点にあると判断した。

- (e) サンドフィルターの浮遊残渣は、連続沈降槽の上澄液中に混入した塩水マッド組成の1部と、反応性の比較的遅い炭酸カルシウム等よりなる。当工場においては、サンドフィルターの充填物(アンスラサイト)表面に付着した残渣を工業用水で逆洗して廃棄されている。

調査団は、リノベーション計画において環境対策の見地から、上記の残渣を清澄な塩水を用いて逆洗し、逆洗水を静置したのち、スラッシュを含む部分を少量づつフィルタープレスで浮遊して塩水マッドと同時に処理し、残りの部分は少量づつ原料塩溶解槽に戻す処理方法を推奨する。

- (f) 電解槽から返送される戻り塩水中には、極めて低濃度の水銀が溶存する。この

塩水中に溶解した水銀もまた、精製用薬剤の添加によって他の不純物とともに沈殿して塩水マッド中に移行する。

然しながら、あらかじめ10ppm前後の次亜塩素酸イオン(ClO^-)が含まれている塩水中では、水銀の大部分はクロロ水銀イオン(HgCl_2^-)のかたちで安定に存在するため、精製用薬剤の添加によって塩水マッド中に移行する水銀の比率は著るしく小さくなる。塩水中に ClO^- を包含させる方法として、脱塩素された戻り塩水に対して再び一定量の次亜塩素酸ナトリウム液を加えることで解決できる。

2.2.2 電解プロセス

(1) 第1系列電解

(a) 設備関係

- (i) 第1系列整流器は、直流側の出力自動調節装置が老朽損傷のため手動操作にしている状態である。本件については検討の結果、若干の装置・部品の取替え（自動調節装置、整流用パネル、シリコン素子の一部分不良のもの、オイルポンプ、検出用ヒューズ）および点検整備を行う必要がある。
- (ii) 第1系列電解槽は過去における整備不十分のため、設備の老朽化が目立ち部品等の不足をきたしている。

(b) 操業および関連事項

- (i) 第1系列、第2系列ともに、電解槽の操業管理のための測定は、各槽ごとに各シフト2回ずつ行われ、作業日報に記録され、申し送りが行われている。測定の項目は次の通りである。

槽電圧

アマルガム濃度（電解槽入口および出口）

ガス分析（塩素濃度および塩素中の水素含有率）

塩水濃度（電解槽出口比重および温度）

カ性液濃度（比重および温度）

電解槽の操業管理上必要な項目は含まれている。第2系列電解槽の測定結果は、作業者が見易いように建家中央部の黒板に標示されている。

- (ii) 第1系列電解設備のみならず、第2系列電解設備においても、設備の点検・整備が不十分であって、ステーキング、配管、機器、配管その他の鉄製装置の腐食が認められる。例えば、休止電解槽は、陽極装置を取外したあと、陰極底板（鋼製）は、大気中に曝露したままであった。

陰極底板表面の平滑度は、アマルガムの均一な流動を作用する重要なものである。短期間（約1週間以内）の休止の場合は底板表面を稀薄カ性ソーダ溶液で覆って表面を大気曝露から避けること。長期の休止の場合は、表面を充分清掃水洗したうえ、水分を拭き去ってグリースを塗布するなどの手入れが必要である。底板の状況によっては、砥石で表面を磨く必要がある場合もある。

- (iii) 第1系列、第2系列ともに電解建家は、その側壁はないので、僅かの塩素ガスが洩れていても、風で拡散されるので、塩素臭はあまり感じられない。しかし時折、塩素利用設備の吸引圧が変動した時に、強い塩素臭を感じた。塩素ガスの漏洩は衛生上の問題ばかりでなく機器・装置の腐食を促進するので、常時洩れ箇所点検整備が必要である。洩れの頻度の高い箇所は、電解槽蓋とそれを貫通する陽極棒の隙間のガスシールが不十分であろうと思われる。

- (iv) 第1系列、第2系列ともに、電解建家において少量の水銀がこぼれた箇所が若干見出された。当工場で使用されている水銀回収用治具は、回収効果は不十分と判断される。

(2) 第2系列電解

(a) 設備関係

第2系列電解槽は、カ性ソーダ濃度40～43%付近で操業された場合には順調な運転成績を示すが、カ性ソーダ濃度が50%付近まで上昇した場合は、未解決アマルガム濃度が上昇し、操業成績の低下する電解槽が次第に増加する。この現象は、明らかに解汞塔の解汞能力の不足を示すものである。当工場技術者の説明によれば、解汞塔充填用黒鉛破片(De Nora社製)を、第1系列電解槽の解汞塔充填黒鉛粒(日本製)に交換して試験を行ったが、改善の効果は認められなかったという。しかし、第2系列電解槽の解汞塔は、もともとカ性ソーダ濃度40%として設計されたものであるので、本質的な設計の誤りではない。

(b) 操業および関連事項

- (i) カ性ソーダ需要家の一部には製品中の Cl^- イオンの低いものを望むものがある。通常、十分に管理された水銀法塩水電解においては、濃度50%のカ性ソーダ溶液製品中の Cl^- 含有率は0.001%以下であるから、もし製造工場における製品検査の値が0.01%よりも大巾に多いときは、製造の際に混入したものと考えなければならぬ。

通常、カ性ソーダの製造時に Cl^- が混入する原因には、次の2種類がある。

- ① 解汞に用いられたイオン交換水の製造時のトラブルによって、イオン交換水中に Cl^- が混入する。
- ② 電解槽のエンドボックスおよび水洗箱において、ナトリウムアマルガムは、溜り環によって塩水および洗浄水と分離されるが、水銀の流れの状態によっては塩水の極く僅かの部分が水銀に捲き込まれて解汞塔に達し Cl^- 増加の原因となる場合がある。

製品中の Cl^- の増加の原因が①による場合は、解汞用イオン交換水を検査することによって容易に原因を究明し、対策をとることができるが、②の原因による場合は、エンドボックスおよび水洗箱にある2つの溜り環の構造

および水銀の流れの状態によって、捲き込まれる塩水の量が異なり、特定の電解槽が特定のアマルガム流動状態のときに液の捲き込みを生ずる場合が多いので、原則として各槽ごとにチェックする必要がある。

- (II) 当工場の電解操業日報を調査したところ、第2系列電解槽で発生した塩素ガス中の水素含有率は、すべて0.1%と記載してあった。例えば、未解汞アマルガム濃度0.348%、電解槽出口アマルガム濃度、0.488%を示した電解槽の塩素ガス中の水素含有率もまた0.1%と記載してあった。アマルガム濃度が0.488%にも上昇すれば、当然その一部分が電解槽中で解汞し、塩素中の水素が増加する。従って、上記の事実は、分析方法に何らかの問題点のあることを示唆するものである。分析用般煤を新品に取替えた場合、チェックが望ましい。

分析・測定信頼性は、操業管理上極めて重要な事であるので、測定および分析の基準は正しく守られ、またチェックによって常に問題がないことが確認されなければならない。

2.2.3 塩素系製品

(1) 液化塩素

(a) 設備関係

液化塩素製造設備のうち、塩素ガス液化系統の自動制御装置が、過去の整備不十分によって腐食・損傷を受け、全く使用できない状態であるために、手動調節を行っている。このため設計能力10 l/dに対して、実能方は6 l/dに低下している。

上記の自動調節装置は、操業管理のみならず、安全管理の点でも重要な制御装置であるので、更新する必要がある。

(b) 操業および関連事項

(i) 液化塩素製造の操作基準は下記の通りであるが、作業日報の測定値と比較対照すると、必ずしもこの基準は守られていない。この最大の原因は、上記の液化プロセスの手動操作によるものと考えられる。操業の安定と安全を考慮し、かつ実情に即した基準を設定する必要がある。

① 塩素ガス冷却洗浄塔

循環温度	38℃
出口塩素ガス温度	40℃
水循環流量	13m ³ /hr

② 塩素ガス乾燥塔

第1塔循環硫酸濃度	78~80%
第2塔	90~93%
第3塔	93~98%
硫酸温度	38℃
乾燥塩素ガス中の水分	26.8ppm
乾燥塩素ガス温度	40℃

③ 塩素ガス圧縮機(ナッシュポンプ)

塩素ガス圧力(加圧後)	1.76kg/cm ² G
塩素ガス温度	45℃
冷却器出口の封液硫酸温度	36℃

④ 塩素ガス液化

液化塩素温度	-20℃
凝縮器入口塩素ガス温度	40℃
排ガス温度(サラン液プロセスへ)	20℃
排ガス中の水素濃度	6Vol%
液化の圧力	1.76kg/cm ² G
液化率	94%

⑤ R-22圧縮機

R-22凝縮器	45℃
R-22凝縮圧	16.8kg/cm ² G
R-22蒸発器(塩素凝縮器のR-22ガス出口)	-30℃
R-22蒸発圧(圧縮機液込口)	0.65kg/cm ² G

(ii) 当工場の塩素・アルカリバランスは、塩素の需要が少なく、かつ液化塩素の製造においては、塩素ガス液化システムの自動調節装置の故障のため手動調節を行っている関係上、液化率を低下させ、多量の排ガスをサラシ液製造プロセスに送気している。液化率が低い場合は、排ガス中の水素含有率が低下するので爆発の危険性は少ない。

然しながら、液化器入口塩素ガスおよび液化排ガスについて塩素濃度および水素含有率を測定し、液化率を調整する。

(iii) 液化塩素充填プロセスにおいては、安全対策上、返送されたポンベの残ガス除去、洗浄、乾燥、外観検査、定期的な耐圧検査、バルブの検査と不良品交換などが、重要な管理事項である。そのほか需要家に出荷した液化塩素のポンベを一定期間内に必ず回収することも重要である。需要家においてポンベの安全管理が不十分のため、事故が発生したり、バルブや本体が腐食または損傷する頻度が大きいので、使用済みのポンベは早期に回収することが望ましい。

(iv) 液化塩素のポンベ充填作業において、特に注意すべき事項は、“過充填”の防止である。“過充填”されたポンベは、温度の上昇に伴う液の膨張によって過大な圧力をうけ、安全弁からの液の吹出しやポンベ破裂の事故を起すことがある。このため調査団は、過充填防止のためのダブルチェック・システムを当工場において確立することを勧告する。

(v) ポンベが直射日光下に長時間曝露された場合は、内圧が異常に高くなる。(例えば70℃における液化塩素の平衡蒸気圧は約20.9kg/cm²に達する)ので、充填ポンベは戸外での一時置場や輸送時には直射日光を避けるための覆いをするように、作業員、輸送関係者、需要家に対して指導を徹底する必要がある。

(2) 合成塩酸

図1-21に示したように、1st合成塩酸系列へは第1系列電解槽から、2ndおよび3rd合成塩酸系列へは第2系列電解槽から塩素ガスが供給されている。調査当日は第2系列合成装置のうち、1基は取替え中で、1基のみ操業が行われていた。

当工場の各系列塩酸合成装置の設計能力と実能力は次の通り：

	設計能力 (t/d)	実能力 (t/d)
1st 塩酸	20	16
2nd 塩酸	30	12 (1基休止中)
3rd 塩酸	50	40

各合成装置の実能力が設計能力に比べて低い理由は、1st 塩酸設備の自動制御装置の損傷によるほか、各装置の吸収能力不足のため、合成塩酸の濃度を35%にまで上昇できないとの工場側の説明であつた。冷却水の入口温度が40℃以下であることから考えて、能力不足の原因は設計の誤りによるものではなく、吸収塔の吸収管の外側に冷却水にもとづく、スケールが付着して吸収管の伝熱係数の大巾な低下を来しているためであろうと推定される。この点を確認するために定修時に検査を行い、稀塩酸による吸収塔内部スケールの酸洗いの実務を調査団は推奨する。

(3) 次亜鉛素酸ナトリウム

- (i) 次亜鉛素酸ナトリウム製造設備の設計能力は5 t/d、実能力は4 t/dであつて、能力の差異がある原因は、反応熱を取り除き反応液の温度を調節するためのチタン製熱交換器の能力不足によるものである。
- (ii) 次亜鉛素酸ナトリウムの製造プロセスは、操作が簡単であるので、原料カ性ソーダ溶液の濃度調節、塩素の供給速度、反応液の冷却が適切であり、また反応終点の判定を誤ることがなければ、順調に操業することができる。

(4) サラン液

- (i) 消石灰スラリーの塩素化に使用される塩素ガスは、第1系列および第2系列電槽からの塩素ガス(電解槽のエンドボックス除害ガスを含む)、液化塩素製造時の排ガス、液化塩素の移送・充填時の排ガス等であり、電解槽からの直送ガス以外は、通常多量の空気、および炭酸ガス、水素、酸素などを含む稀薄ガスであつて、他のプロセスの操業条件によって時間の経過とともに、ガス組成および流量が変動する。従つて物質収支を求めするために塩素量を正確に計量することは困難である。

然しながら、一定の時間内におけるこれらガスからの塩素量のおおよその合計量は、一定時間内における反応液スラリー中の有効塩素の増加分と、反応液量から推定することができる。

- (ii) 需要家の要求によって懸濁液が少ない透明または半透明なサラン液製品を出荷する場合は、沈降槽下部の懸濁物の多い部分の液の出荷ができないので歩溜りが低下する。この場合の歩溜り向上策としては、反応終了液に対して微量の沈降促進剤を加えて、懸濁物を凝縮させ、清澄液部分を多くすることを推奨する。沈降促進剤としては、反応終了液に対して0.01~0.2%のアルカリ澱粉または5~20 ppmのアルカリに安定な高分子沈降剤(Seperan 2610など)が適当である。
- (iii) サラン液の製造に使用される消石灰の銘柄によっては、塩素化によって消石灰中の金属不純物が依化されて、製品に MnO_4^- または CrO_4^{2-} による紅色ないし橙色の着色が現われる。製品の着色が需要家に嫌われる場合には、反応終了液に約10 ppmのアルカリ澱粉溶液またはブドウ糖水溶液などの緩和な有機還元剤を添加すると容易に脱色するので、必要の場合は本法を利用することを推奨する。

2.2.4 補助部門

(1) 水処理施設

図Ⅲ-26に現在の水処理の概要を示した。現在、サンドフィルターの能力が不足するため、冷却用水の給源としては、沈降池において処理された上澄液が直接送水されている。しかし、当工場の水質分析結果では、冷却用水の水質は硬度が低いので現状で大きな問題となっていない。

然しながら、汙濁しない水を冷却水として使用することは、スケールの生成を抑制するためにも好ましくないため、現在多量に廃棄されている使用済みの汙濁水のうち、水質上問題のない部分を、再利用することを調査団は推奨する。

(2) 発電施設

当工場のディーゼル発電機の設定能力750kW×3基に対して、実能力は500kW×3基となっている。能力低下の理由は、本施設の基礎架台の老朽化による振動の増大によるものである。

本施設は当初、電解電力をも含めた工場電力を供給するために設置されたものであるが、その後の製品の増産に伴う電力需要の増加によって、現在では、電解電力はPLNよりの購入電力に依っており、本施設は工場の動力用電のみ送電されている。従って、現在本施設の能力不足は、問題となっていない。

(3) 受電・変電・配電施設

図Ⅱ-27に示したように20kVラインから受電したPLNからの購入電力は、3.3kVに降圧されたのち、電解用電力として第1系列SiR、第2系列SiRによって整流される。また、上記の3.3kVラインの一部は、さらに220Vおよび110Vに降圧されて、それぞれ工場動力の一部および照明用として配送されている。

一方、ディーゼル発電機による3.3kV自家発電ラインは、220Vは工場動力として各製造設備に配送されている。また無停電回路を形成し、緊急電源の役目を果たしている。

(4) 空気圧縮機

当工場の空気圧縮機は、4台のうち液化塩素加圧移送用のものを除いて、計装用空気圧縮機の除湿が行われていない。

計装用空気中の水分は、長年月のうちに計器の内部を腐食させ、故障の原因となるので、計装用空気は必ず除湿されたものが使用されなければならない。

2.3 現設工場の設備診断結果

2.3.1 概 要

旧設備（1970年旭硝子供給）と新設備（1978年台湾 WAH CHANG）の老朽度合を比較すると当然のことではあるが、一般的に前者の老朽化が進んでいる。

一方、機器の種類別に見ると、Tank & Vessel, Piping 等は PT. ISI 自身で補修したものが多々見られ、全体的に良好な状態であった。

Pump, Blower 等の回転機械と熱交換器は、補修に必要な部品の入手困難もあると考えられるが、老朽度合の高いものが数多く見られた。

Structure, 操作用 Stage は操業不良による塩素ガス、塩酸ガスの洩れと、Painting 等の保守整備の不十分の相乗作用によって腐食がはげしい。すでに Brine Saturator の操作 Stage は危険な状態にあり、早急の手直しすべきである。

計器類, Control Valve, 各種ゲージの大部分のものは漏洩ガスによる環境汚染と保守の不十分さにより、作動不良、または不能であり、このことが全工場の操業状態を悪くしている一因となっている。

2.3.2 各設備の調査・診断結果

各設備別に現状の機器を調査、診断の結果をもとに老朽度合に応じ以下の3つのランクに分類した。

A ランク：早急に取り換えるべきもの

B ランク：取り換えた方がよいもの

C ランク：取り換えなくてよいもの

（5年以上の耐用年数がある）

各設備毎の機器の一覧表と診断の結果を以下に述べる。

(1) 塩水精製設備

この設備は1978年に WAHCHANG INTER (台湾) により供給されたもので、設計設備能力は塩水流量 80 m³/h であり、No 1 電解設備と No 2 電解設備に共用されている。

稼働年数は約7年であるが、全体的に老朽化が進んでいる。

— Tank and Vessel

大部分のTank内面のRubber Liningは、すでにPT. ISIによってFRP Liningに変換されている。これは供給時のRubber Lining施行不良によるものと考えられる。

Brine Reaction Tankの性能が著しく低下している。

〔P-1〕の如くReaction後のPurifierの清澄液が白く混濁しているのは、反応が不十分で、かつ、反応生成物が充分なるフロックを形成せず沈降していないことを示すものである。

— Pump

全体的にPump用Motorの腐食がはげしく〔P-2〕、また、Velt, Couplingの安全カバーが取り付けられていないものが多い。

— Instrument

現場取り付けの圧力計〔P-3〕、液面計の老朽度合が高く、満足な操業管理ができない状態である。

これは保守が不十分であると共に予備品の不足も一因である。

— Structure

全体的にStructureの腐食がはげしい。

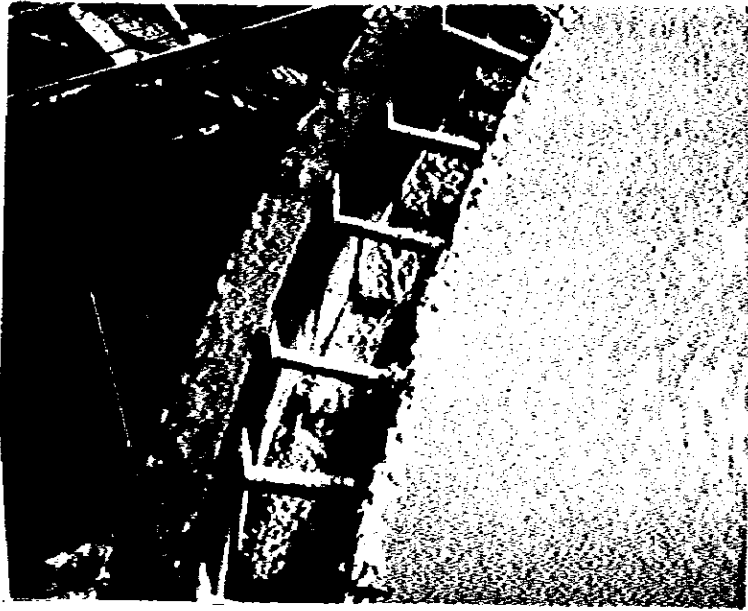
特に、Brine Saturator用のStructure〔P-4〕は、戻りBrineのDechlorinationが不完全なため、Saturator周りの塩素臭がはげしく、それに加えて保全が不十分であり、腐食により操作Stageは危険な状態である。

この設備内の機器で、Aランクと判断されるものは下記の通りである。

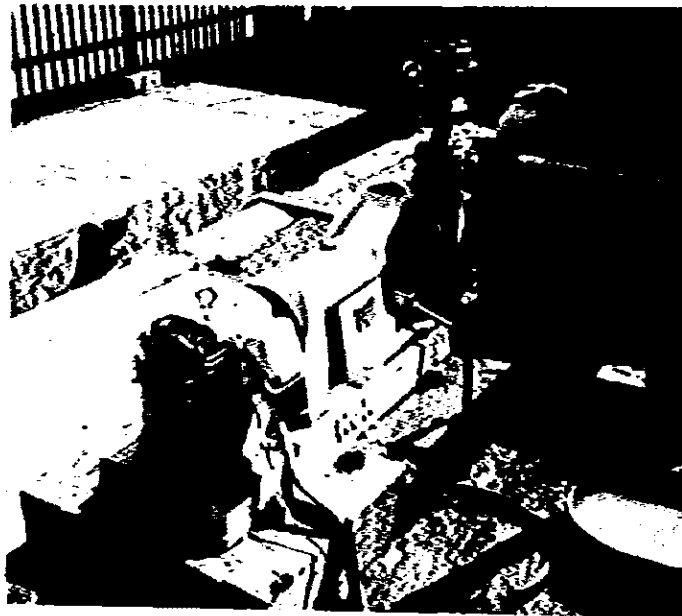
- (a) Brine reactor : 反応の性能が著しく不良で、精製塩水の品質の悪さに大きな影響を与えている。
- (b) Slurry Pump : 塩水による外部腐食がはげしい。
- (c) Return brine Pump : 戻り塩水による内部腐食により内部が損傷されている。

(d) Stage for brine : 塩素ガスによる腐食がはげしく、操作に危険が伴う。
Saturator

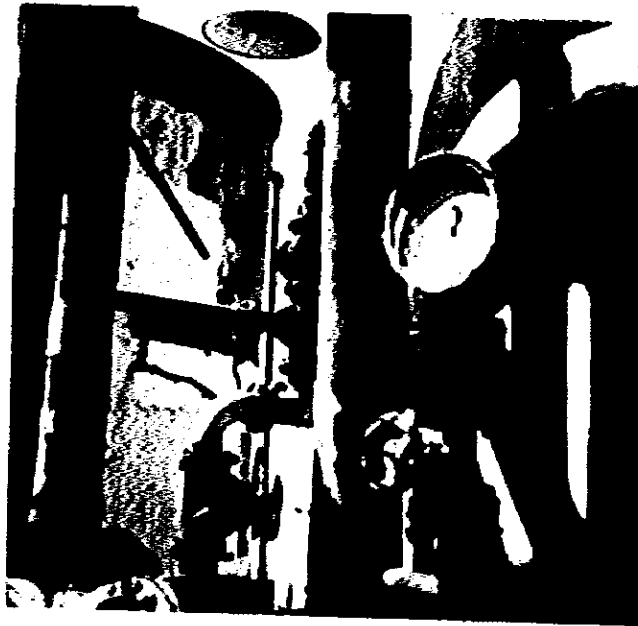
主要機器についての診断結果を表 III-2.2 に示す。



[P-1] Brine Purifier



[P-2] HCL Pump



[P-3] Pressure Gauge for Sand Filter



[P-4] Structure of Brine Saturator

Table III-2.2 RESULT OF DIAGNOSIS

BRINE PURIFICATION PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	Brine Saturator	Capa: 30 m ³ Dime: 2,540 φ x 8,350 H Mate: SS41 + 5 t HRL	2	C	One of them was changed inside Rubber Lining into FRP Lining.
2	Slurry Receiver	Capa: 30 m ³ Dime: 6,200 L x 3,600 W x 1,500 H Mate: Concrete	1	C	
3	Treated Brine Receiver	Capa: 50 m ³ Dime: 3,890 φ x 4,540 H Mate: Concrete + FRP.L.	1	C	Original one (SS + HRL) was replaced by Concrete Tank.
4	Filtered Brine Tank	Capa: 100 m ³ Dime: 5,100 φ x 5,300 H Mate: Concrete + FRP.L.	1	C	Original one (SS + Epoxy) was replaced by Concrete Tank.
5	Charge Brine Head Tank	Capa: 6 m ³ Dime: 1,690 φ x 3,000 φ Mate: SS41 + 5t HRL	1	C	
6	Return Brine Receiver	Capa: 20 m ³ Dime: 2,000 φ x 6,850 φ Mate: SS41 + 5t HRL	1	C	Original one (SS + HRL) was replaced by FRP tank.

Table III-2.2 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	O'TY	DECISION	REMARK
7	Brine Reaction Tank with Agitator	Capa: 18 m ³ Dime: 2,900 φ x 3,030 H Mate: SS41 + 5t HRL	2	A	Reaction ability is declining.
8	Barium Chloride Dissolving Tank with Agitator	Capa: 2.5 m ³ Dime: 1,280 φ x 2,000 H Mate: SS41 + 5t HRL	2	C	
9	Soda Ash Dissolving Tank with Agitator	Capa: 10 m ³ Dime: 2,530 φ x 2,000 H Mate: SS41 + 5t HRL	2	C	
10	Starch Dissolving Tank with Agitator	Capa: 4.5 m ³ Dime: 1,780 φ x 2,000 H Mate: SS41 + 5t HRL	2	C	
11	Caustic Soda Preparing Tank	Capa: 4.5 m ³ Dime: 1,710 φ x 2,000 H Mate: SS41 + Epoxy Resin	2	C	
12	Hydrochloric Acid Receiver	Capa: 2.5 m ³ Dime: 1,380 φ x 1,820 H Mate: FRP	1	C	Original one (PVC) was replaced by FRP Tank.
13	Brine Sand Filter	Capa: 30 m ³ /H Dime: 2,300 φ x 3,000 H Mate: SS41 + 5t HRL	4	C	

Table III-2.2 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	O'TY	DECISION	REMARK
14	Brine Purifier with Agitator	Capa: 80 m ³ /H Dime: 15,240 φ x 4,800 H Mate: SS41 + 5t SRL	1	C	
15	Dechlorination Tower	Capa: 9 m ³ Dime: 1,750 φ x 4,000 H Mate: SS41 + FRP.L	2	C	Original HRL was changed into FRP Lining.
16	Dilute Chlorine Gas Cooling Tower	Dime: 750 φ x 3,670 H Mate: PVC Packing: 2" PVC Raining Ring	1	C	
17	Treated Brine Pump	Capa: 86 m ³ /H Head: 25.4 m Size: 150 φ/125 φ Mate: Porcelain Motor: 3.7 kW	2	C	
18	Charge Brine Pump	Capa: 88 m ³ /H Head: 20 m Size: 150 φ/125 φ Mate: Porcelain Motor: 3.7 kW	2	C	
19	Slurry Pump	Capa: Head: 15 m Size: 80 φ/65 φ Mate: Cast Iron Motor: 3.7 kW	1	A	

Table III-2.2 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
20	Return Brine Pump	Capa: 90 m ³ /H Head: 20 m Size: 150 φ/125 φ Mate: Porcelain Motor: 3.7 kW	2	A	
21	Chemical Feed Pump	Capa: 1 m ³ /H Head: 15 m Size: 25 φ/25 φ Mate: Cast Iron + HRL Motor: 1.5 kW	8	C	
22	Hydrochloric Acid Pump	Capa: 1 m ³ /H Head: 17 m Size: 25 φ/25 φ Mate: Porcelain Motor: 1.5 kW	2	B	Motor: A
23	Dechlorination Blower	Roots Blower Capa: 17 m ³ /min Motor: 15 kW	2	C	
24	Brine Heat Exchanger	Plate Type Surf: 10.88 m ² Mate: Ti	1	C	
25	Salt Elevator		1	B	

(2) No 1 電解設備 (No 1 Cell Unit)

この設備は、1970年旭硝子社によって供給されたもので、設計能力は100% NaOHとして10 t/dである。

設備の構成はGraphite電極使用の定格30kA電解槽が12 Cellsと、その付属設備を有している。

設備は全体的に相当老朽化が進んでおり、電解槽の補修は頻繁に行われている。

1984年5月の診断時も、12槽中4槽が停止していた。また、付属設備の老朽化は特にはげしい。

設備診断において、全体的に老朽化している設備を、さらに部分的に老朽度合を区分することは困難であるが、特にAランクと判断できるものは下記の通りである。

- (a) Caustic Liquor Cooler : 外部腐食がはげしくて、冷却機能を果し得ない状態である。
- (b) Washing Water Pump : 全体的に腐食されており、能力低下している。
- (c) Caustic Liquor Cooler Pump : 外部腐食がはげしくて、すでにメンテナンスできる範囲を越えている。

主要機器についての診断結果を表Ⅲ-2.3に示す。

Table III-2.3 RESULT OF DIAGNOSIS FOR NO. 1 UNIT

NO. 1 ELECTROLYSIS PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	Electrolyzer	Capa: 30 KA Mate: SS41 + HRL	12	B	
2	Decomposer	Size: 542 φ x 800 H Mate: SS41	12	B	
3	Hydrogen Gas Cooler	Shell & Tube Type Capa: 1.6 m ² Mate: SS	12	B	
4	Washing Water Level Tank	Capa: 0.5 m ³ Mate: SS	1	B	
5	Washing Water Tank	Capa: 0.5 m ³ Mate: SS	1	B	
6	Washing Water Cooler	Shell & Tube Type Capa: 3.2 m ² Mate: SS	1	B	
7	Hydrogen Gas After Cooler	Shell & Tube Type Capa: 5 m ² Mate: SS	3	B	
8	Caustic Liquor Receiver	Capa: 0.5 m ³ Mate: SUS	1	B	

Table III-2.3 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
9	Caustic Liquor Cooler	Plate Type Capa: 2.85 m ² Mate: SUS	1	A	
10	Caustic Liquor Filter	Capa: 2.5 3/H Mate: SUS	1	B	
11	Pure Water Level Tank	Capac: 0.5 m ³ Mate: SS + HRL	1	B	
12	Mercury Pump	Capa: 0.9 m ³ /H Head: 2.5 m Mate: FC Motor: 0.75 kW	12	B	
13	Washing Water Pump	Capa: 6 m ³ /H Head: 12 m Dime: 40 Mate: FC Motor: 1.5 kW	2	A	
14	Caustic Liquor Pump to Cooler	Capa: 0.7 m ³ /H Motor: 28 m Dime: 35 Mate: SUS Motor: 3.7 kW	2	A	

Table III-2.3 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
15	Caustic Liquor Pump to Filter	Capa: 0.7 m ³ /H Head: 28 m Dime: 35 Mate: SUS Motor: 3.7 kW	2	B	
16	Caustic Soda Pump	Capa: 5 m ³ /H Head: 7 m Dime: 35 Mate: SUS Motor: 3.7 kW	2	C	

(3) No 2 電解設備 (No 2 Cell Unit)

この設備は、1978年WAH CHANG INTER (台湾)によって供給されたもので、生産能力は100% NaOHとして頭初20t/dであった。

電解槽はイタリアのPESTALOZZA社製で、Graphite電極使用の定格50kA 12Cellsであった。

1983年に電極はGraphiteから西ドイツのSIGRI社製の金属電極に変更され、定格容量も50kAから75kAに増強され、現在の生産能力は、100%NaOHとして30^T/dである。

電解および付属機器は良好な状態であり、全てCランクと判断できる。主要機器についての診断結果を表Ⅲ-24に示す。

Table III-2.4 RESULT OF DIAGNOSIS FOR NO. 2 UNIT

NO. 2 ELECTROLYSIS PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	O'TY	DECISION	REMARK
1	Inlet Boxes Wash Water Head Tank	Capa: 2.6 m ³ Dime: 1,500 φ x 1,500 H Mate: FRP	1	C	
2	Inlet Boxes Wash Water Tank	Capa: 2.6 m ³ Dime: 1,500 φ x 1,500 H Mate: FRP	1	C	
3	Outlet Boxes Wash Water Tank	Capa: 2.6 m ³ Dime: 1,500 φ x 1,500 H Mate: FRP	1	C	
4	Caustic Soda Receiver	Capa: 3.5 m ³ Dime: 1,500 φ x 2,250 H Mate: SUS316	1	C	
5	Caustic Soda Tank	Capa: 100 m ³ Dime: 5,100 φ x 5,300 H Mate: SS + EPOXY Resin	1	C	
6	Mercury Cell	Capa: 75 kA	12	C	
7	Decomposer	Capa: n.a Mate: SS	12	C	
8	Mecury Pump	Capa: n.a Mate: FC	12	C	

Table III-2.4 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
9	Amalgam Washing Pump	Capa: 6.0 m ³ /H Head: 15 m Mate: FC Motor: 1.5 kW	2	C	
10	Feed Water Pump	Capa: 6.6 m ³ /H Head: 20 m Mate: FC Motor: 2.2 kW	2	C	
11	NaOH Pump to Filter	Capa: 3 m ³ /H Head: 35 m Mate: SUS Motor: 7.5 kW	2	C	
12	Caustic Soda Filter	Capa: 3 m ³ /H Dime: 630 φ x 1,010 H Mate: SB42 + Ebonite Elem: Graphite Tube	2	C	
13	Hydrogen Gas Cooler	Shell & Tube Type Capa: n.a Mate: SS	12	C	
14	Amalgam Washing to Top Box Cooler	Plate Type Sufo: 2.16 m ² Mate: SUS316	1	C	

Table III-2.4 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
15	End Box Cooler	Plate Type Sufa: 1.8 m ² Mate: Ti	1	C	
16	NaOH Cooler	Plate Type Sufa: 5.28 m ² Mate: Ti	1	C	

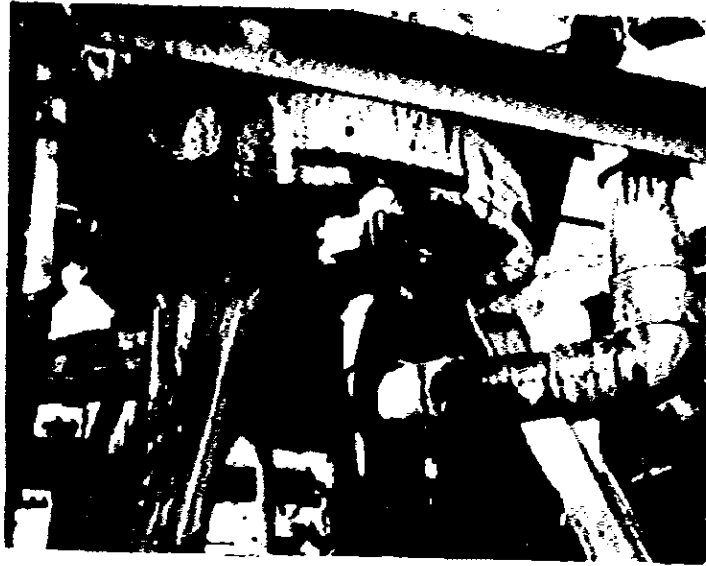
(4) 1st 塩酸設備

この設備は、1970年旭硝子によって供給されたもので、設計能力は33%HC1として20t/dである。

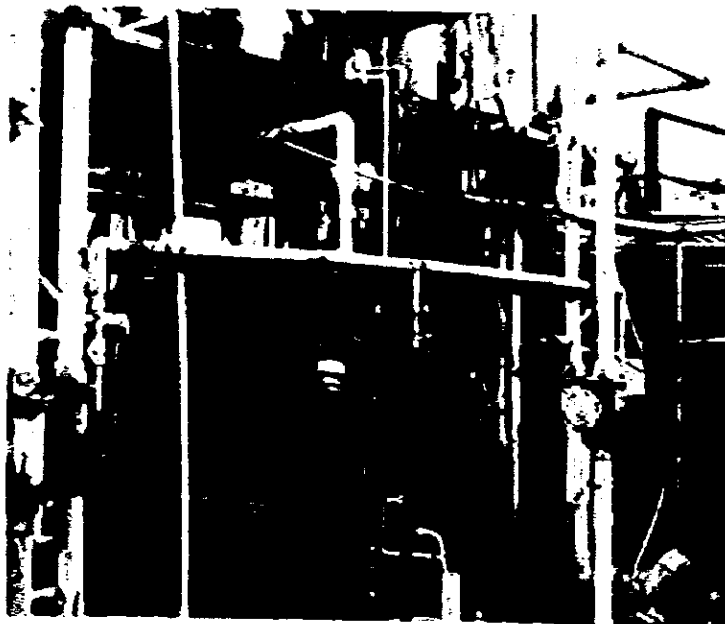
設備は全体的に相当老朽化が進んで居り、特にComoustion Towerの金属部分〔P-5〕とUnitの架構〔P-6〕の腐食がはげしい。耐装品は全て使用不能で、現在は手動操作により運転されている。

設備診断の結果として、全体が一様に老朽化しているので、全体的にあと2年程度の寿命しかないと判断できる。

主要機器についての診断結果を表Ⅲ-25に示す。



[P-5] Bottom of Combustion Tower



[P-6] Structure of Unit

Table III-2.5 RESULT OF DIAGNOSIS FOR 1ST-HCL

1ST HYDROCHLORIC ACID PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	Mist Catcher	Dime: 600 φ x 1,200 H Mate: SS + 4t HRL.	2	B	
2	Combustion Tower	Dime: 450 φ / 358 φ x 4,500 H Mate: Graphite	2	B	
3	Cascad Cooler	Dime: 3B Mate: Graphite	2	C	
4	Absorption Tower	Dime: 15B Mate: Graphite	2	C	
5	Waste Gas Elimination Tower	Dime: 670 φ x 600 H Mate: PVC Packing: Raschig Ring	2	C	
6	Waste Gas Mist Catcher	Dime: 200 φ x 2,300 H Mate: PVC Packing: Raschig Ring	2	C	
7	Cooling Water Head Tank	Capa: 1 m ³ Mate: SS41	1	B	
8	Pure Water Level Tank	Capa: 0.5 m ³ Mate: SS + 3t HRL	1	B	

Table III-2.5 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	O'TY	DECISION	REMARK
9	Condensed Acid Receiver	Capa: 0.6 m ³ Mate: SS + HRL	1	B	
10	HCl Receiver	Capa: 1 m ³ Mate: SS + 4t HRL	1	B	
11	Chlorine Gas Fan	Capa: 1 m ³ /min Head: 105 mmAq Mate: Porcelain Motor: 1.5 kW	3	B	
12	Waste Gas Fan	Capa: 1 m ³ /min Head: 105 mmAq Mate: Porcelain Motor: 1.5 kW	3	B	
13	HCl Pump	Capa: 1.3 m ³ /H Head: 7 m Mate: Porcelain Motor: 1.5 kW	2	B	
14	Structure for Unit		1	B	

(5) 2nd 塩酸設備

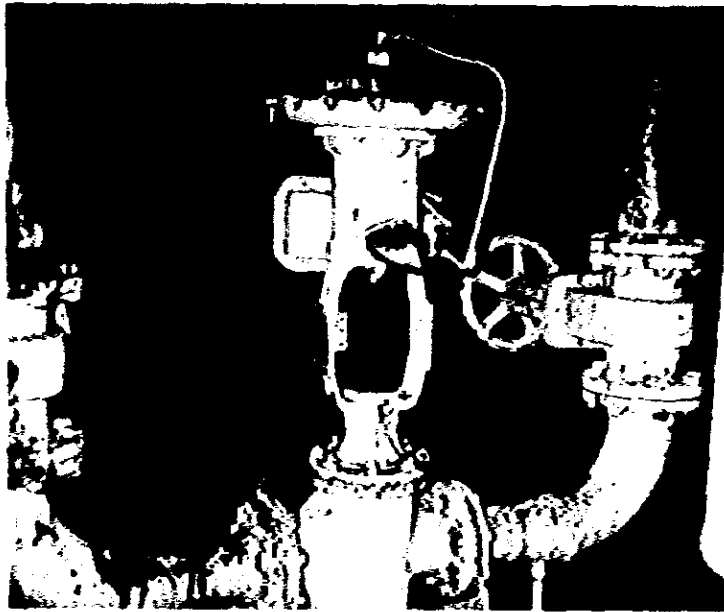
この設備は、1978年にWAH CHANG INTERによって供給されたもので、設計能力は、33% HClとして、15 l/d Unitが、2 Unitsで30 T/dである。

現在、One Unitが爆発により破損し、稼動していないが近々PT. ISIによって復旧すべく計画が進められている。

設備は全体的にそれ程老朽化していないが、一部水素ガスの圧力制御系(P-7)が全く作動不能の状態である。

その他の機器も、現在の工場環境では急速に老朽化が進むので、充分なる保全を行えば、5年以上の使用に耐えられると判断出来る。

主要機器についての診断結果を表Ⅲ-26に示す。



**[P-7] Pressure Control Valve
for Hydrogen Gas**

Table III-2.6 RESULT OF DIAGNOSIS FOR 2ND-HCL

2ND HYDROCHLORIC ACID PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	Hydrogen Gas Holder	Capa: 20 m ³ Dime: 3,000 φ x 3,050 H Mate: SS41	1	C	
2	Soft Water Receiver	Capa: 7.5 m ³ Dime: 1,940 φ x 2,700 H Mate: SS + 5t SRL	1	C	
3	Soft Water Head Tank	Capa: 0.45 m ³ Dime: 815 φ x 940 H Mate: PE	1	C	
4	Ejector Water Circulating Tank	Capa: 2 m ³ Dime: 1,500 φ x 1,500 H Mate: SS + 5t SRL	2	C	
5	Dilute HCl Acid Receiver	Capa: 0.9 m ³ Dime: 1,060 φ x 1,070 H Mate: PE	1	C	
6	Hydrochloric Acid Receiver	Capa: 9 m ³ Dime: 1,690 φ x 4,300 L Mate: SS + 5t HRL	2	C	
7	HCl Storage Tank	Capa: 100 m ³ Dime: 5,100 φ x 5,300 H Mate: SS + 5t HRL	2	C	

Table III-2.6 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
8	H ₂ Gas Scrubber	Dime: 700 φ x 2,600 H Mate: SS41 Packing: Rashig Ring	1	C	
9	Hydrochloric Unit	Capa: 15 T/D Mate: Graphite	2	C	
10	Soft Water Circulating Pump	Capa: 3 m ³ /H Head: 14 m Mate: Porcelain Motor: 2.2 kW	2	C	
11	Ejector Pump	Capa: 19 m ³ /H Head: 19 m Mate: Porcelain Motor: 3.7 kW	2	C	
12	HCl Receiver Pump	Capa: 8.2 m ³ /H Head: 7 m Mate: Porcelain Motor: 3.7 kW	2	C	
13	HCl Transfer Pump	Capa: 8.2 m ³ /H Head: 7 m Mate: Porcelain Motor: 3.7 kW	2	C	

Table III-2.6 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
14	HCl Waste Pump	Capa: 3 m ³ /H Head: 15 m Mate: Porcelain Motor: 1.5 kW	1	C	
15	Hydrogen Gas Roots Blower	Capa: 9 m ³ /min Head: 1,400 mmAq Mate: FC Motor: 7.5 kW	2	C	

(6) 3rd 塩酸設備

この設備は、1982年にLE CARBONE LORRAINによって供給されたもので、PT. ISII場で最も新しい設備である。

設計能力は33% HClとして50 t/dである。

1984年5月に定期修理が施されて居り、設備全体は良好な状態である。

各機器は全てCランクと判断できる

主要機器の診断結果を表III-2.7に示す。

Table III-2.7 RESULT OF DIAGNOSIS FOR 3RD-HCL

3RD HYDROCHLORIC ACID PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	HCl Unit	Capa: 50 t/d Mate: Graphite	1	C	
2	Washing Tower	Dime: 900 φ x 3,000 H Mate: PVC	1	C	
3	Mist Catcher	Dime: 700 φ x 2,000 H Mate: PVC	1	C	
4	HCl Receiver Tank	Capa: 6 m ³ Dime: 2,000 φ x 2,200 L Mate: SS + HRL	2	C	
5	Pure Water Tank	Capa: 5 m ³ Dime: 1,900 φ x 2,000 H Mate: FRP	1	C	
6	CL Water Pump	Capa: 12 m ³ /H Head: 15 m Mate: Porcelain Motor: 2.2 kW	2	C	
7	Pure Water Pump	Capa: 3 m ³ /H Head: 20 m Mate: Porcelain Motor: 1.5 kW	2	C	

Table III-2.7 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
8	HCL Pump	Capa: 3 m ³ /H Head: 20 m Mate: Porcelain Motor: 1.5 kW	2	C	
9	CL Gas Blower	Capa: 4 Nm ³ /min Pres: 1,000 mmAq Mate: FRP Motor: 3.7 kW	2	C	
10	Waste Gas Blower	Capa: 4 Nm ³ /min Press: 600 mmAq Mate: FRP Motor: 3.7 kW	2	C	
11	CL Water Cooler	Plate Type Sufo: T1 Mate: T1	1	C	

(7) 塩素液化設備

この設備は、1978年にWAH CHANG INTERによって供給されたもので、設計能力は、液化塩素として151/dである。

稼働年数は約7年にすぎないが、設備は全般的に老朽化が進んでいる。

— Tower

PVC製のDrying Towerは、硫酸Coolerの不良のため、発熱を除去できずにTowerを加熱し、Tower下部が変形している。

— Tank

Liquid-Cl₂ Receiverの外面の腐食がはげしい(P-8)。保冷施工不良による結露と、塩素ガス漏洩による環境汚染によるものであろう。

Receiverに取付けられている塩素用Valveは、ひどく腐食している。

— Heat exchanger

Drying Tower用Double Tube Typeの硫酸Coolerは、適切な材質の入手困難によって、約6ヶ月ごとに交換されている。

Nush Pump用Shell & Tube Typeの硫酸Coolerは洩れにより使用不能になって居り、現在Box Typeの仮りの熱交を使用している(P-9)。

— Instrument

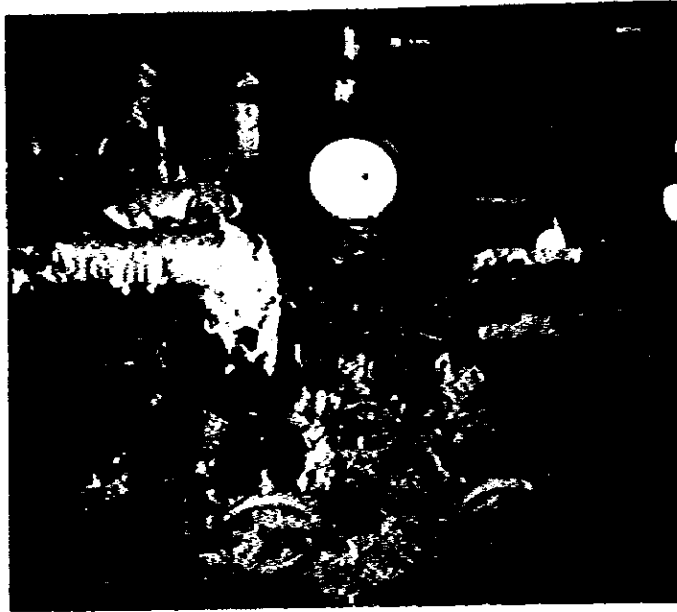
液化器周りの計器及びControl Valveは、全く作動不能であり、手動運転を行っている。

この設備内の機器でAランクと判断できるものは下記の通りである。

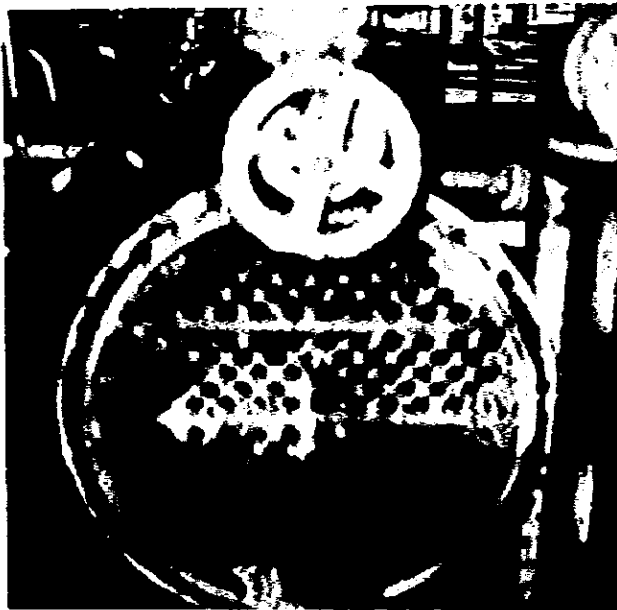
- (a) Insulation : 液化塩素タンク用の保冷材不良のため、タンク外面に結露している。
- (b) Sulfuric acid Cooler : Tubeから液洩れが生じ、使用不能である。
- (c) Chlorine condensor : 内外面の腐食がはげしく、また、制御系が作動不能なため、正常運転ができない。

(d) Sulfuric acid : 材質の不適と冷却能力不足である。
cooler for
drying tower

主要機器の診断結果を表 III-2.8 に示す。



[P-8] L-Cl₂ Receiver



[P-9] Sulfuric Acid Cooler
for Hush Pump

Table III-2.8 RESULT OF DIAGNOSIS

LIQUID CHLORINE PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	Chlorine Gas Cooling Tower	Dime: 770 φ x 6,100 H Mate: PVC Packing: PVC Tellerette	1	C	
2	Mist Eliminator	Dime: 500 φ x 3,450 H Mate: PVC	1	C	
3	Chlorine Gas Drying Tower	Dime: 650 φ x 6,100 H Mate: PVC Packing: PVC Tellerette	2	B	
4	Chlorine Gas Drying Tower	Dime: 650 φ x 6,100 Mate: SS Packing: PVC Tellerette	1	B	
5	Drying Tower Mist Catcher	Dime: 500 φ x 800 H Mate: SS Cycloidal Type		C	
6	Liquid Cl ₂ Receiver	Capa: 5 tons Dime: 1,400 φ x 4,400 L Mate: SM41	3	C	Insulation: A Valve: B
7	Liquid Cl ₂ Charge Tank	Capa: 5 tons Dime: 1,400 φ x 4,400 L Mate: SM41	1	C	Insulation: A Valve: B

Table III-2.8 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
8	Conc. H ₂ SO ₄ Storage Tank	Capa: 7 m ³ Dime: 1,940 φ x 2,400 H Mate: SS41	1	C	
9	Dil. H ₂ SO ₄ Storage Tank	Capa: 5 m ³ Dime: 1,700 φ x 2,400 H Mate: SS + SRL	1	C	
10	Level Control Tank	Capa: 0.1 m ³ Dime: 450 φ x 800 L Mate: SS41	1	C	
11	H ₂ SO ₄ Separator	Capa: 0.2 m ³ Dime: 500 φ x 1,000 H Mate: SS41	1	C	
12	Cl ₂ Water Circulating Pump	Capa: 15 m ³ /H Dime: 12 m Mate: Porcelain Motor: 3.7 kW	2	C	
13	H ₂ SO ₄ Circulating Pump	Capa: 10 m ³ /H Head: 13 m Mate: Cr Cast Iron Motor: 3.7 kW	3	C	
14	H ₂ SO ₄ Seal Pump	Capa: Head: Mate: FC Motor: 1.5 kW	1	C	

Table III-2.8 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
15	Nush Pump	Capa: 290 m ³ /H press Su: 0.005 kg/cm ² Di: 1.76 kg/cm ² Motor: 37 kW	2	C	
16	Freon Compressor	Capa: 75 kW Motor: 75 kW	1	C	
17	Air Compressor	Capa: 45 m ³ /H press: 7 kg/cm ² Motor: 7.5 kW	1	C	
18	Cl ₂ Water Cooler	Plate Type Surf: 6.24 m ² Mate: Ti		C	
19	H ₂ SO ₄ Cooler	Shell & Tube Type Surf: Mate:	1	A	
20	Snife Gas Heat Exchanger	Double Tube Type Surf: 3.5 m ² Mate: STPG	1	B	
21	Cl ₂ Condenser	Shell & Tube Type Surf: 39 m ² Mate: SM41	1	A	

Table III-2.8 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
22	Freon Condenser	Shell & Tube Type Dime: 492 ϕ x 2,400 L Surf: 48 m ³ Mate:	1	C	
23	H ₂ SO ₄ Cooler for Drying Tower	Double Tube Type Surf: 1.8 m ² Mate: Pb	3	A	

(8) Ca-Hypo 設備

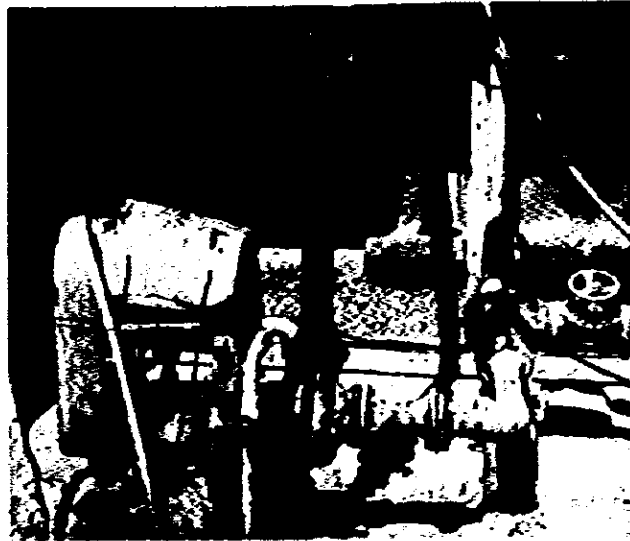
この設備は、1970年に日本曹達によって供給されたもので、設計能力は有効塩素8%のさらし液として30 l/dである。

設備内の塔、槽類はコンクリート製で、まだ使用に耐えられると考えられるが、Pump (P-10)、Blower は老朽化がはげしい。

設備診断の結果、Aランクと判断できるものは、下記の通りである。

- (a) Reacting Pump : 外面の腐食がはげしく、また、グラント部に損傷あり。
- (b) Ca-Hypo Pump : 同上
- (c) Cl blower : 外面の腐食がはげしく、軸受部に損傷あり。

主要機器の診断結果を表 III-29 に示す。



[P-10] Ca-Hypo Pump

Table III-2.9 RESULT OF DIAGNOSIS

Ca-HYPO PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	Ca(OH) ₂ Dissolving Tank with Agitator	Capa: Dime: Mate: Concrete	1	C	
2	Reacting Tower	Dime: Mate: Concrete	2	C	
3	Liquor Circulating Tank with Cooler	Capa: Dime: Mate: Concrete	2	C	
4	Slurry Settling Tank	Capa: Dime: Mate: Concrete	2	C	
5	Ca-Hypo Storage Tank	Capa: Dime: Mate: n.a	2	C	
6	Ca(OH) ₂ Pump	Capa: Head: Mate: Motor: n.a	2	B	

Table III-2.9 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
7	Reacting Pump	Capa: n.a Head: Mate: Motor:	2	A	
8	Ca-Hypo Pump	Capa: n.a Head: Mate: Motor:	2	A	
9	Cl2 Blower	Capa: n.a Press: Mate: Motor:	2	A	

(9) Na-Hypo 設備

この設備は、1970年にPT. ISI自身で据付けたもので、設計能力は有効塩素12%溶液で5 l/dである。

設備は全体的にかなり老朽化が進んでいる。

特にCl₂ブローは、軸受の損傷が原因と思われるが、はげしく振動しながら稼働している。

設備診断の結果、Aランクと判断出来るものは下記の通りである。

- (a) Cl₂ gas blower : 外部の腐食と軸受部の損傷
- (b) Reacting cooler : 全体的に腐食により損傷している。

主要機器についての診断結果を表Ⅲ-210に示す。



[P-11] Reaction Tower and Cl₂ Blower

Na-HYPO PROCESS

Table III-2.10 RESULT OF DIAGNOSIS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	Washing Tower	Dime: n.a Mate: PVC Packing: Rashig Ring	1	B	
2	Reaction Tower	Dime: Mate: PVC Packing: Rashig Ring	1	B	
3	NaOH Dissolving Tank	Capa: Dime: Mate: SUS	1	C	
4	NaOH Storage Tank	Capa: Dime: Mate: SUS	1	C	
5	Reaction Tank with Cooler	Capa: Dime: Mate: FRP	2	C	Cooling ability is insufficient.
6	Circulating Pump	Capa: Head: Mate: Motor:	2	B	
7	Na-Hypo Pump	Capa: Head: Mate: Motor:	2	B	

Table III-2.10 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
8	NaOH Feed Pump	Capa: Head: Mate: Motor:	2	B	
9	Cl ₂ Gas Blower	Capa: Press: Mate: Motor: Porcelain 1.5 kw	2	A	
10	Na-Hypo Storage Tank	Capa: 10 m ³ Dime: Mate: FRP	1	C	
11	Structure for Tower		1	B	
12	Reacting Cooler	Plate Type Sufo: n.a Mate: Ti	1	A	

(10) 水処理設備

この設備は、1970年に旭硝子によって供給された400l/h能力の設備をベースにして、その後、プラント増設に伴って随時増強された。

現在の設計能力は下記の通りです。

- (a) Water intake : 1000m³/h
- (b) Settling basin : 650m² × 2
- (c) Cooling water : 410m³/h
- (d) Sand filter : 120m³/h × 2
- (e) Filtered water : 200m³/h

設備は工場内で最も環境の良い場所に設置されており、各機器も良好な状態で操業されて居り、全てCランクと判断できる。

各機器の診断の結果を表Ⅱ-211に示す。

Table III-2.11 RESULT OF DIAGNOSIS

WATER TREATMENT PROCESS

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
1	Settling Basin	Capa: 650 m ³ Mate: Concrete	2	C	
2	Storage Tank	Capa: 330 m ³ Mate: Concrete	1	C	
3	Water Receiver	Capa: 30 m ³ Mate: Concrete	1	C	
4	Sand Filler	Capa: 120 m ³ /H Mate: SS + HRL	2	C	
5	No. 1 Cooling Tower	Capa: 300 m ³ /H	1	C	
6	No. 2 Cooling Tower	Capa: 110 m ³ /H	1	C	
7	Intake Pump	Capa: 336 m ³ /H Head: 6 m Mate: FC Motor: 11 kW	5	C	
8	Intake Pump	Capa: 400 m ³ /H Head: 15 m Mate: FC Motor: 30 kW	2	C	

Table III-2.11 (CONTINUED)

NO.	EQUIPMENT NAME	SPECIFICATION	Q'TY	DECISION	REMARK
9	Feed Pump	Capa: 200 m ³ /H Head: 30 m Mate: FC Motor: 30 kW	4	C	
10	Vacuum Pump	Capa: 24 m ³ /H Press: 570 mmHg Mate: FC Motor: 0.75 kW	1	C	
11	Filter Pump	Capa: 336 m ³ /H Head: 25 m Mate: FC Motor: 22 kW	2	C	

(11) 電源設備

(a) ディーゼル発電機

発電機は、1970年にプラント納入時に旭硝子によって供給されたもので、能力は750kW×3基である。

現在、3基の内1基は予備部品の不足と基礎不良による振動が生ずるため停止状態にあり、2基は稼働できる状態にある。

現在の主電力は、電力会社(PLN)から供給されており、発電機は動力用電力の殆んどを常時供給し、1基稼働でその役目を充分満している。このために非常用電源の役目も果している。

(b) No 1 整流設備

1970年、No 1電解設備用の整流器として旭硝子によって供給されたもので、能力は定格30kA×55Vで製作者は三菱電機である。

この整流設備内の制御系は、Panel内の部品、およびリレーの接点が一様に腐食されておりControlに不調をきたしている。

整流器本体はOil pump, Director Switch, Motor Driven Mechanismの不調と、一部シリコンダイオードの劣化がみられる。

これらの理由によって、定格電流の低下とControlの不調をきたしている。

(c) No 2 整流設備

1978年、No 2電解設備用として、WAH CHANGによって供給されたもので、当時の能力は定格50kAであり、製作者は東芝である。

その後、1983年No 2電解槽の陽極を金属電極に変更した時点で、定格電流を75kA×65Vに能力アップしたものである。

現在、良好な状態で操業されている。

(d) 受変電設備

1979年、PT. ISI側により据付けられたものである。この時点から主電源は発電機から、一般受電に変更された。

現在、良好な状態で操業されている。

(12) Pipe Rack and Piping

現プラントのPipe Rackは、全体的に見てほぼ良好な状態である。

Pipe RackのColumnはReinforced Concreteで作られており、Cl₂ Gas雰囲気に対して耐食性があり、問題はないが上部BeamおよびSub-Rack等のSteel部はこのまま放置すれば腐食が進行するので、早急に防食対策を施すべきである。

現設のMain Pipe Rackのルートを図III-28に示す。

Brine, Cl₂ Gas, HCl等の腐食性流体のPipingはFRP, PVC等の耐食材料であり、良好な状態である。

しかし、Liquefied Cl₂のReceiver周りのPipingは腐食がはげしく、一部、漏洩したのを補修したあともみられ、これらのものは取り替えるべきである。

(13) Workshop and Sub-Contractor

PT. ISI は工場内に 200m²(10m×20m)のWorkshop Roomを持っている。その中に有する設備は下記の通りであり、通常PT. ISI規模のソーダ工場のMaintenanceをまかなうには充分な設備である。

また、各Machineは良好な状態であり、相当長い将来にわたって、使用に對えられると判断出来る。

- Lathe : 4 台
- Drilling Machine : 3 台
- Planning Machine : 1 台
- Cut-off Machine : 2 台
- Welder : 2 台
- Surface planer : 1 面

更に、PT. ISI工場の近隣に業種別のSub-Contractorがあり、PT. ISIの要請に従って、各作業が出来る状態になっている。

業種別のSub-Contractorは下記の通りである。

PT. KARPINDO BAHAGIA	} Steel Works -Vessel & Tanks -Steel Structure -Maintenance of Machinery
PT. LEE WON	
CV. GAJAH PASACHA	FRP & PVC Works -FRP & PVC Vessel -FRP Lining Rubber Lining
CV. SUMBER DJAYA	Civil Works
PT. ISI 自身	Electrical Works Painting Works

以上のように、工場保全に対する体制はととのっているのに、工場の老朽化の度合が高いのは、特殊なSpare Partsの入手困難もあると思われるが、毎年の保全予算と工場管理の不十分さにあると考えられる。

第3章 関連事項の検討

3.1 電解プロセスの選定

3.1.1 電解法

現設水銀法電解設備のリノベーション計画策定にあたっては、経済性、操業の安定性、製品品質、環境上の問題等について総合的に検討され、最適のプロセスが選択されなければならない。

塩素・アルカリの電解製造法としての水銀法、隔膜法、イオン交換膜法の優劣については、表Ⅲ-3.1に比較したが、調査団は上記の選定基準によってこれらの各プロセスについて検討を行った結果、イオン交換膜法が最適の方法であると判断し、リノベーション計画は本法に基づいて進めた。

結論として、イオン交換膜法は、他の方法に較べて下記のような優れた特徴がある。

- (a) 槽電圧を低く抑えることができるので、電力原単位が低く、電力費の大巾なコストダウンをはかることができる。特に電気料単価の比較的高いPT・ISIの立地条件に対して有利である。また、槽電圧が低いので、現有の整流器を転用して、塩素・アルカリの増産をはかることが可能である。
- (b) 製品力性ソーダの品質は、ほぼ水銀法製品に近い高品質のものである。
- (c) 水銀やアスベストを使用しないので、無公害のプロセスである。
- (d) 設備がコンパクトであって、現有整流器の能力がフルになるまで塩素・アルカリの増産を行っても、現設の建家およびその他の設備を転用することができる。
- (e) 安定した運転をすることが可能で、要員の節減をはかることができる。
- (f) 水銀法から転換する場合、隔膜法よりも建設費が安い。

なお、水銀法、隔膜法、イオン交換膜法の原理については、付録-III-1に添付した。

3.1.2 イオン交換膜法電解槽の形式(単極式と複極式)

イオン交換膜電解槽は、図III-3.1に示したように、電解槽を構成するユニットセルの電気回路の違いによって、単極式と複極式に分けられる。単極式電解槽内のユニットセルは、電気回路のうえでは並列に組立てられており、また、複極式電解槽内のユニットセルは直列に組立てられている。

いま、単極式電解槽において、電解槽を構成するユニットセルの数を n 、ユニットセルの電圧を V_1 、平均電流を \bar{i}_1 とすると、この電解槽の示す電流は $\bar{i}_1 \times n$ 、電圧は V_1 である。これに対し、複極式電解槽では、ユニットセルの数を n 、ユニットセルの平均電圧を \bar{V}_2 、電流を i_2 とすると、この電解槽の示す電流は i_2 、電圧は $\bar{V}_2 \times n$ である。上記の点が、単極式電解槽と複極式電解槽の最も重要な相違点であって、整流器の所要直流電圧と密接な関係がある。そのほか、単極式電解槽と複極式電解槽の比較を表III-3.2に示した。本表から明らかのように、いずれの方式も各々の特徴がある。

調査団は、これら両方式の電解槽について検討した結果、PT・ISIにおいて既設のNo.1 SiR(直流出力30kA×55V)および/または、No.2 SiR(直流出力75kA×65V)のような低電圧・大電流の整流器の転用を前提とする場合は、整流器を現在の仕様のままで容易に転用することが可能で、かつ長期間の操業において保守の比較的容易な単極式電解槽の採用が適切であると結論した。

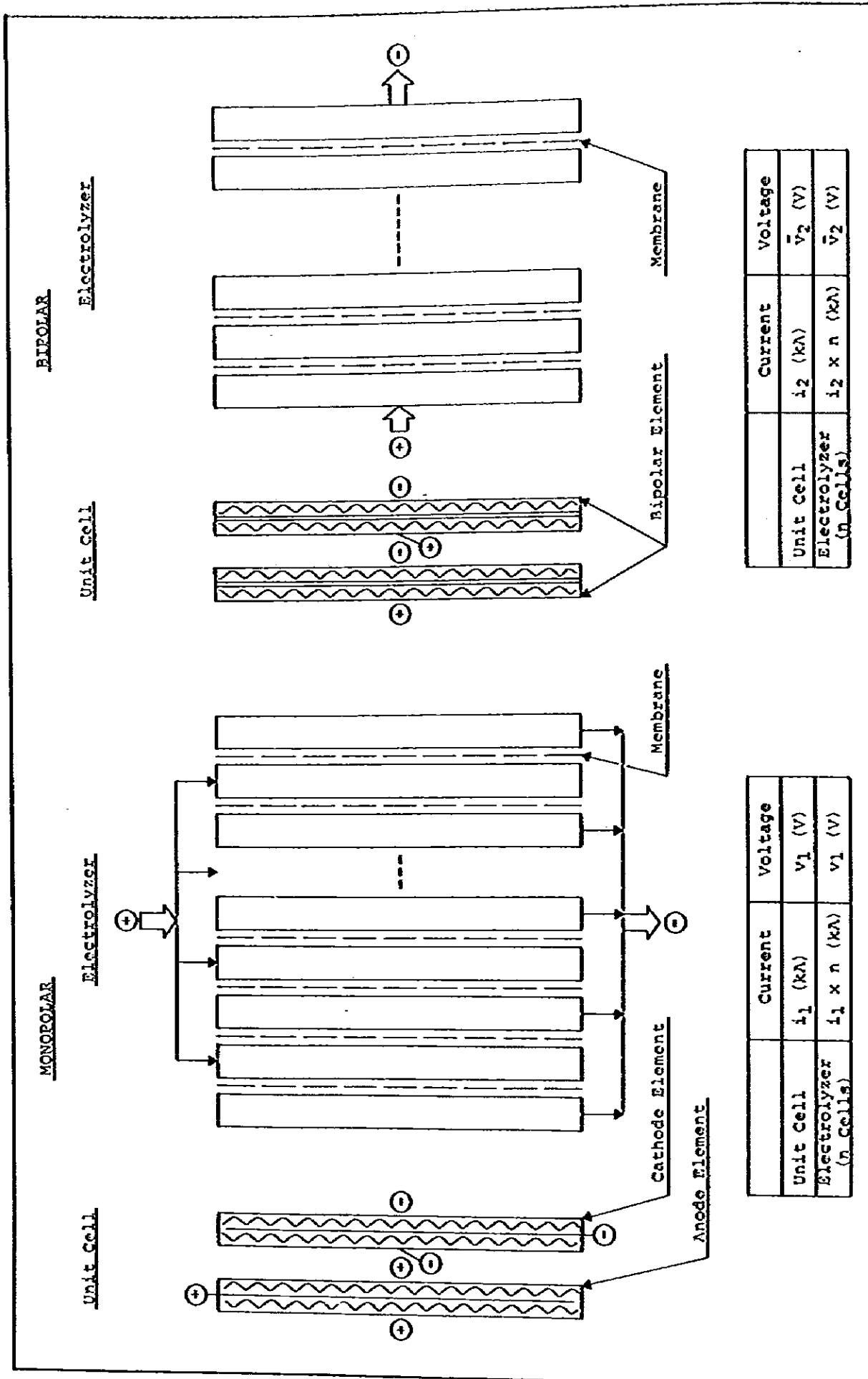


Figure III-3.1 A SCHEMATIC STRUCTURE OF ELECTROLYZER

Table III-3.1 COMPARISON AMONG MERCURY, DIAPHRAGM, AND MEMBRANE PROCESS

Item	Mercury Process	Diaphragm Process	Membrane Process
I. Process			
1. Brine Purification			
(1) Purification System	Saturate brine is prepared by dissolving raw salt with depleted brine returned from electrolyzers, and the saturated brine is purified.	Recovered salt from the crystallizer of cell liquor evaporator, and raw salt are dissolved in water and prepared saturated brine which is then purified.	Saturated brine is prepared and purified in the same way as mercury process, but secondary purification is necessary to obtain suitable brine for membrane process.
(2) Required Brine Purity	High	Moderate	Very high
2. Electrolysis			
(1) DC Power Consumption	(Note 1) 3,100 ~ 3,300 kWh/t NaOH	(Note 2) 2,400 ~ 2,600 kWh/t NaOH	(Note 3) 2,050 ~ 2,300 kWh/t NaOH
(2) Chlorine Gas Purity	H ₂ in Cl ₂ gas 0.1 ~ 1 vol %	H ₂ in Cl ₂ gas 0.1 ~ 0.5 vol % or less than 0.1 Vol %	H ₂ in Cl ₂ gas less than 0.1 vol %
(3) Hydrogen Gas Purity	H ₂ more than 99% (Hydrogen gas from electrolyzer contains small amount of mercury vapour which should be eliminated from environmental aspect.)	H ₂ more than 99% O ₂ in Cl ₂ gas 0.1 ~ 3 vol % (O ₂ content in Cl ₂ is varied under the nature of anode catalyzer and/or pH of anode liquor.)	O ₂ in Cl ₂ 0.1 ~ 3 vol % (Same as Diaphragm Process)

Table III-3.1 (CONTINUED)

Item	Mercury Process	Diaphragm Process	Membrane Process
(3) Steam Consumption	-	(Note 4) 2.6 t/t NaOH (In the case of inlet caustic concentration of cell liquor to a triple effect evaporator is 10.5%, and outlet concentration is 50%.)	(Note 5) 0.6 t/NaOH (In the case of inlet caustic concentration of cell liquor to a double effect evaporator is 35%, and outlet concentration is 50%.)
(4) Quality of Caustic Soda	High Purity (Example) (Note 5) NaOH 49 ~ 51% NaCl 0.000 ~ 0.005% Na ₂ CO ₃ 0.02 ~ 0.05% Na ₂ ClO ₃ less than 0.001% Na ₂ SO ₄ less than 0.001%	Contains about 1% NaCl (Example) (Note 6) NaOH 49 ~ 51% NaCl 0.9 ~ 1.0% Na ₂ CO ₃ 0.1 ~ 0.3% Na ₂ ClO ₃ 0.05 ~ 0.1% Na ₂ SO ₄ 0.01 ~ 0.02%	High Purity (Example) (Note 6) NaOH 49 ~ 51% NaCl 0.000 ~ 0.01% Na ₂ CO ₃ 0.02 ~ 0.05% Na ₂ ClO ₃ 0.04 ~ 0.1% Na ₂ SO ₄ less than 0.001%
II. Required Special Facility or Equipment than Other Process			
1. Brine System			
(1) Brine Preparation	-	Transportation and dissolving facilities of recovered salt from evaporator.	-
(2) Brine Purification	-	-	Secondary Brine purification facility
(3) Dechlorination	Dechlorination facility	-	Dechlorination facility

Table III-3.1 (CONTINUED)

Item	Mercury Process	Diaphragm Process	Membrane Process
(4) Concentration of Cell Liquor (Catholyte) and its Quality	<p>NaOH concentration 49 ~ 51%</p> <p>NaCl in NaOH solution 0.000 ~ 0.005%</p> <p>(Caustic solution from decomposer contains trace amount of mercury and the solution is treated to eliminate mercury.)</p>	<p>NaOH concentration 10 ~ 12%</p> <p>NaCl in catholyte 13 ~ 15%</p>	<p>NaOH concentration 20 ~ 35%</p> <p>NaCl in catholyte 0.000 ~ 0.01%</p>
(5) Dechlorination of Depleted Brine	<p>Necessary (Sometimes this treatment is partially operated or omitted for the environmental countermeasure to prevent the dissolved mercury in brine is transferred to brine mud.)</p>	<p>Not necessary (All fed brine to the anode compartment of a cell is gradually transferred to the cathode compartment through diaphragm.)</p>	<p>Necessary (Free chlorine in brine is harmful to the resin for secondary brine purification.)</p>
2. Concentration by Evaporation of Cell Liquor	Not necessary	Necessary	<p>Necessary (In case cell liquor is provided as dilute caustic solution less than 35% NaOH, evaporation is not necessary.)</p>
(2) Supplementary Operation	Not necessary	<p>Separation of crystallized salt, cooling of concentrated caustic solution, filtration of concentrated caustic solution.</p>	Not necessary

Table III-3.1 (CONTINUED)

Item	Mercury Process	Diaphragm Process	Membrane Process
2. Electrolyzer System			
(1) Floor Space Occupied by Electrolyzers	-	-	Less floor space to a unit production amount is required because of the characteristic of "Filter Press Type" cell.
3. Evaporation System			
(1) Evaporator	-	Generally, triple or quadruple effect evaporator is required.	Double effect evaporator is enough.
(2) Supplementary Facility	-	Facilities for separation of recovered salt, cooling and filtration of concentrated caustic solution.	-
III. Environmental Countermeasure			
1. Mercury Pollution	Countermeasure described below should be taken to prevent mercury pollution: Countermeasure for disposal of brine mud, prevention of mercury co-precipitation in brine purification, diminution of mercury vapor, elimination of mercury in water, recovery of spilled mercury, recovery and elimination of mercury vapor in hydrogen gas, elimination of mercury in caustic solution.	-	-

Table III-3.1 (CONTINUED)

Item	Mercury Process	Diaphragm Process	Membrane Process
2. Asbestos Pollution	-	Countermeasure for asbestos dust should be taken to prevent asbestos pollution in diaphragm making procedure.	-

- Source:
- 1 A Centennial History of Soda Industry in Japan. P-381, Japan Soda Association (1982)
 - 2 Ibid
 - 3 Maker's Catalogue Data
 - 4 Soda Handbook. P-278, Japan Soda Association (1975); Standard for Surveying the Capacity of Soda facilities, P-27, Japan Soda Association et al. (1966)
 - 5 Soda Handbook, P-198, Japan Soda Association (1975)
 - 6 Ibid. P-199, 285, 287
 - 7 A Centennial History of Soda Industry in Japan. P-492, Japan Soda Association (1982)

Table III-3.2 COMPARISON OF CHARACTERISTICS BETWEEN MONOPOLAR AND BIPOLAR MEMBRANE ELECTROLYSER

Item	Monopolar Electrolyzer	Bipolar Electrolyzer
Electric Circuit of Unit Cell	<p><u>Parallel</u></p> <p>Denoting by n, number of unit cells in a monopolar electrolyzer, by V_1 and I_1, voltage and average current of a unit cell respectively, then current (I_1) and terminal voltage (V_1) of this electrolyzer are given in the following formulas:</p> $I_1 = I_1 \times n \quad (\text{KA})$ $V_1 = V_1 \quad (\text{V})$	<p><u>Series</u></p> <p>Denoting by n, number of unit cells in a bipolar electrolyzer, by V_2 and I_2, average voltage and current of a unit cell respectively, then current (I_2) and terminal voltage (V_2) of this electrolyzer are given in the following formulas:</p> $I_2 = I_2 \quad (\text{KA})$ $V_2 = V_2 \times n \quad (\text{V})$
Rectifier	<p><u>Suitable for low voltage and high current rectifier</u></p> <p>Monopolar electrolyzer can be fitted for the current of existing rectifier by adjusting the number of unit cell.</p>	<p><u>Suitable for high voltage and low current rectifier</u></p> <p>Bipolar electrolyzer can be fitted for the voltage of existing rectifier by adjusting the number of unit cell.</p>
Structure of Electrode	<p><u>Comparatively simple</u></p> <p>However, each unit cell has two jointing parts with electric conductor, and each electrolyzer has many unit cells, so it become comparatively complicate on the whole.</p>	<p><u>Comparatively complicate</u></p> <p>It has a comparatively complex structure because one side of an electrode is an anode surface, the other side is a cathode surface, and material of each side is different. However, an electrolyzer requires only two jointing parts with conductor at the opposite extreme ends.</p>

Table III-3.2 (CONTINUED)

Item	Monopolar Electrolyzer	Bipolar Electrolyzer
Electric Insulation of Unit Cells	<p><u>Comparatively easy</u></p> <p>Electric insulation of the unit cells in an electrolyzer and its connected pipe lines are comparatively easy because the potential of each unit cell is equalized.</p>	<p><u>Comparatively complicate</u></p> <p>Electric insulation is comparatively complicated because each unit cell has different absolute potential.</p>
Required Sectional Size of Main Bus-Bar	<p><u>Larger size</u></p> <p>Generally, monopolar electrolyzer requires larger sectional size of main bus-bar than bipolar electrolyzer.</p>	<p><u>Smaller size</u></p> <p>Generally, bipolar electrolyzer requires smaller sectional size of main bus-bar than monopolar electrolyzer.</p>
Electrolytic Corrosion	<p>Monopolar electrolyzer has less tendency to suffer from electrolytic corrosion than bipolar electrolyzer.</p>	<p>Bipolar electrolyzer has tendency to suffer from electrolytic corrosion than monopolar electrolyzer.</p>
High Voltage	<p>Monopolar electrolyzers are operated in comparatively low voltage, so it has less hazardous to get a electric shock to a human body than bipolar electrolyzers.</p>	<p>Bipolar electrolyzers are operated in comparatively high voltage, so it has more hazardous to get a electric shock than monopolar electrolyzers.</p>

3.2 原料塩の供給と原塩洗浄設備の検討

3.2.1 原料塩の供給

インドネシアにおいて天日製塩法により生産される原塩は、オーストラリア、メキシコ等よりの輸入塩と比較した場合、価格も割高であり品質も劣るのが現状である。インドネシア国工業省と輸入塩の使用の可能性につき質疑を行った結果、PT. ISIの設立の目的のうちの 하나가、マドラ島近郊の国産塩の利用であったことも鑑み、本計画の原料としては、国産塩を利用することを前提とすることになった。但し、将来国内塩の供給不足が生じたときは、国産塩の生産を圧迫しない範囲での輸入はケースバイケースで認可されることになると思われる。

現在、PT. ISIは原料塩を国営の製塩会社Perusahaan Umum Garam (PUO)から購入していて、リノベーション実施後の原塩使用量は、下記の数量になると推算される。

	NaOH生産量 (t/d)	原塩使用量 (t/d)
Case 1	46	78.2
Case 2	47	79.9
Case 3	63	107.1

(計算基礎)：原塩中のNaCl純度を90%、塩水ロスを2%とすれば、力性ソーダ(100%)1t当り原塩原単位は、次の通りになる。

$$\frac{\text{NaCl}}{\text{NaOH}} \times \frac{1}{0.90} \times (1+0.02) = 1.658 \text{ t/t NaOH} \\ \approx 1.7 \text{ t/t NaOH}$$

PUOはマドラ島およびスラバヤ近郊に6ヶ所の製塩場を有し、その生産量は表I-3.3に示した通り、年度によってかなりの変動があるが、これは5月～11月の乾期にのみ製塩を行い、乾期の長短等気候条件に左右されるものであるが、生産量の多い年で25万t/yである。

インドネシアにおいてはPUO以外に多数の小規模な民営製塩場が散在し、乾期に

はこれら民営の製塩 (People Salt) も行われている。表Ⅲ-3.3には1980年～1984年の塩の製造者別生産量ならびに銘柄別需要量を示した。本表で明らかのように一般塩 (食卓塩その他) は工業塩に較べて数量が多いが、品質は低い。また、表Ⅲ-3.4にインドネシアにおける主要製塩場の耕地面積を示した。本表の塩田面積に、インドネシアにおける単位塩田面積 (ha) 当りの年間製塩量 40 t/ha を乗ずると、PUGの生産量は約20万 t/y, People Saltは約100 t/yとなる。

即ち、生産能力は年間120万 tonレベルであり、一方消費は、表Ⅲ-3.3からみる通り60万 ton弱 (工業塩10万 ton, 一般塩50万 ton弱) である。差額の大半は不作にそなえての在庫になっておりPUGによれば、常時1年分の在庫を維持しているとのことである。また1984年の工業塩の推定消費量が通常年の10万 tonから28万 tonへと増加している。理由は不明であるが、これだけの消費が実際に発生しても量的にみる限りでは、1984年で30万 tonの余剰があり、PT. ISIの最大増加所要量は高々1.4万 ton ($63 \text{ t/d} \times 1.7 \times 330 \text{ 日} - 36 \text{ t/d} \times 20 \times 300 \text{ 日}$) であり供給量に不安はないといえる。

3.2.2 原料塩の品質

PT. ISIで1983年1月から6月までに使用された原塩の品質を表Ⅲ-3.5に示すと共に、工業塩についてのインドネシアスタンダードを示した。同表から見る通り、PT. ISI使用の品質はスタンダードを大幅に下回っている。生産側が高品質の工業塩を供給できない (製塩法と気候が最大の原因) ことと、PT. ISIが品質が悪くても安価な塩を購入しているのがその理由である。

表Ⅲ-3.6には、比較のため1983年に工業塩として日本に輸入された原料塩の品質を示した。このうち、数量的に多く、かつ水銀法電解用に使用されるオーストラリア塩およびメキシコ塩の品質を上記のPT. ISI購入品と較べてみると、PT. ISI購入品はオーストラリア塩またはメキシコ塩に対して Mg^{2+} で約10倍、 Ca^{2+} で約5倍、 SO_4^{2-} で4～5倍多く、NaCl純度も5～6%低い。不純物の多い低品質の原料塩が電解に使用された場合は、塩水の精製において添加される精製薬剤の費用が嵩み、かつ今回のリノベーション計画において採用を予定しているイオン交換膜法電解プロセスにおいては極めて高純度の精製塩水を必要とするので、第1次精製塩水をさらに

キレート樹脂によって第2次精製を行う必要があるが、第1次精製が不充分であると第2次精製に過大な負担がかかる。

低品質の国産塩を利用するのは本計画の前提条件であるから、一つの方法として、原塩を洗浄して不純物を除去し精製設備の負担を減少させることが考えられる。下に原塩洗浄の経済性の両面から原塩洗浄の可能性を検討する。

3.2.3 原料塩の洗浄の検討

(1) 洗浄の場所

原塩を洗浄する方法としてオーストラリアの塩田で実施されているように、原料塩を塩田において洗浄して結晶の表面に付着している食塩よりも水に対する溶解速度の大きい塩化マグネシウム、塩化カルシウム等の不純物を洗い出し、原料塩の品位を向上せしめる方法がある。調査団は、インドネシアの場合この方法の実施が適切であるか否かを確認するためにスラバヤ近郊の塩田を現地調査して検討を行ったが、下記の理由によって塩田の一部に原塩洗浄施設を設置して純度向上をはかる案は、実際的には実施困難との結論を出した。

- (a) オーストラリア塩田の場合と異なり、洗浄塩の取扱量は100t/d前後と極めて小規模であり、雨期においては塩田閉鎖のため、洗浄排水の利用が不可能であり、経済的メリットがないこと。
- (b) 塩田の位置、施設の保安管理、運転管理、メンテナンス、洗塩の貯蔵、集荷の点からも、洗浄施設を塩田に設備する場合は問題が多いこと。

更に原塩供給公社(PUG)との面接調査によっても、公社は少量の特定利用者に対し、洗浄プラントを公社の費用として設備することに興味を示さなかった。

(2) 原塩洗浄設備を設置する利益得失

表Ⅱ-3.7に水銀法電解槽にフィードされる精製塩水のPT、ISIの経験値を示したが、この品質ではイオン交換法の電解槽に利用できない。高品質の原塩を利

用しても、イオン交換膜法では第一次精製設備のほかに第二次精製装置の設置が不可欠である。すなわち、たとえ原塩を洗浄して品位向上を達成したにしても、同じ能力の精製設備は必要である。原塩洗浄設備を設置したときの利害得失は次のようにまとめられる。

- (a) 洗浄を行えば、精製用薬剂量が減少し、その分の費用が減少し、かつプラントの安定操業が容易になる。(利益)
- (b) 洗浄設備の建設費用、若干の運転費用が発生し、かつ、原塩の流失ロスがある。(損失)

(3) 比較検討の前提条件と経済的効果

(a) 洗浄方式

中国塩等の低品位原料塩の洗浄実績の最も多い傾斜スクリーン方式によるものとする。

(b) 原料塩の品質と不純物の除去率

原料塩の品質を表Ⅲ-35に示す。1983年購入の原塩の不純分は規格値を超えているが、PT. ISIが過去購入した原料塩の分析値の平均値はPUGの規格値にほぼ等しいので、原塩洗浄の要否の検討には原塩品質としてPUGの規格値を用いる。洗浄による除去率は経験値より設定した。Ca²⁺は水洗では除去されない。

	洗浄前	除去率	洗浄後
Ca ²⁺	0.30%	0	0.30%
Mg ²⁺	0.30%	60%	0.12%
SO ₄ ²⁺	0.50%	31%	0.345%

(c) 原料塩消費量とロス

原料塩のリノベーション後の原単位はカ性ソーダ1 ton の生産に対し1.70 ton であり、原塩洗浄によるロス率は経験値より10%と設定する。すなわち、原料塩を洗浄する場合は、カ性ソーダ1 ton 当り1.89 ton の原料をフィードし、そのうち0.19 ton がロスとなり、1.70 ton が一次精製へ送られる。洗浄しない場合は1.70 ton が直接一次精製へフィードされるため、不純物除去のための薬剤消費量が大きくなるわけである。下に原塩の量と精製設備入口の1.70 ton フィードされる塩に含まれる不純物の量を示す。

	(NaOH ton 当り)		
	洗浄しない場合	洗浄した場合	洗浄した時の増減
原塩消費量 (ton)	1.70	1.89	+0.19
不純物含有量 (kg)			
Ca ²⁺	5.10	5.10	0
Mg ²⁺	5.10	2.04	-3.06
SO ₄ ²⁻	8.50	5.87	-2.63

(d) 薬剤減少量と削減費用

塩水の精製工程では、マグネシウム(Mg)は、カ性ソーダとの反応により水酸化マグネシウムとして、硫酸根(SO₄)は塩化バリウムの注入により硫酸バリウムとして沈澱して除去される。すなわち、原塩洗浄による薬剤の消費量削減はカ性ソーダ、塩化バリウムの消費量の減少として表われる。

カ性ソーダ消費の削減

薬剤としてのカ性ソーダは、当工場内で生産されたものを自家消費として使用し、洗浄しない場合の原単位は生産されるカ性ソーダトン当り29.6 kg、洗浄すれば19.6 kgと計算される。カ性ソーダの単価は1984年の予測販売単価US\$ 288/tとする。なぜなら、もしこのカ性ソーダが薬剤として自家消費されなかったとしたら、市場価格で販売されたものと考えられるからである。節約額は次の通りとなる。

$$10.0\text{kg} \times \text{US\$ } 0.288/\text{kg} = \text{US\$ } 2.9/t, \text{ NaOH}$$

塩化バリウム消費の削減

塩化バリウム消費量は、原塩洗浄なしの場合カ性ソーダ生産トン当り18.45kg洗浄した場合12.74kgであり、その節約量は5.71kgと計算される。単価はUS\$410/tとする(第V編参照)。

従って節約額は次の通りである。

$$5.71 \text{ kg} \times \text{US} \$ 0.41 / \text{kg} = \text{US} \$ 2.34 / \text{t}, \text{ NaOH}$$

合計削減費用はUS\$5.24/t, NaOHとなる。

(e) 原塩洗浄のための費用

前項で述べた削減費用は、原塩洗浄による利得であるが、洗浄のためには追加費用が必要であり、次のように推算される。いずれも1984年価格で表示する。

洗浄設備費用	:	US\$120,000
運転費用		
電力1 kWh/h	:	US\$432/y
(@US\$0.06/kWh, 7200 h/y)		
運転人員 0.5人	:	US\$1,608/y
(@US\$3,217/人, 含福利厚生)		
原塩ロス0.19 t/t, NaOH	:	US\$6.16/t, NaOH
(@US\$32.4 t/t, Salt)		
補修費	:	US\$3,600/y
(設備の3%)		

(f) 経済性の検討と結論

運転費用をケース毎にカ性ソーダトン当りに換算すると次の通りになる。

Case 1 (46 t/d or 13,800 t/y, NaOH) : US\$6.57/t

Case 2 (47 t/d or 14,100 t/y, NaOH) : US\$6.56/t

Case 3 (63 t/d or 18,900 t/y, NaOH) : US\$6.46/t

(d)項で述べた薬剤費用の削減US\$ 5.24/1と比較した場合、薬剤費の削減額は原塩ロス10%の損失にも見合わないことになる。従って、原塩洗浄の設備投資をしてもその見返りはマイナスにしかならないので、本計画に原塩洗浄設備は設置しないものとする。

Table III-3.3 ANNUAL PRODUCTION AND CONSUMPTION OF SALT IN INDONESIA

Annual Production of Salt in Indonesia

Producer	1980	1981	1982	1983	1984 (est.)
PERUM GARAM	198,000	67,000	258,000	117,000	200,000
People salt	1,000,000	400,000	1,000,000	800,000	865,000
Total	1,198,000	467,000	1,258,000	917,000	1,065,000

(Unit: t)

Source: Perusahaan Umum Garam (PERUM GARAM)

Annual Consumption of Salt in Indonesia

Consumption	1980	1981	1982	1983	1984 (est.)
Industrial salt	65,000	90,000	95,000	115,000	280,000
Food/table salt and others	463,000	450,000	461,000	472,000	480,000
Total	528,000	540,000	556,000	587,000	760,000

(Unit: t)

Source: Perusahaan Umum Garam (PERUM GARAM)

Table III-3.4 SALT FIELDS IN INDONESIA AND SALT FARM AREA

Producer	Region	Area of Salt Field
PERUM GARAM	Sumenep	1,234 (ha)
	Pamehasan	980
	Sampang	1,114
	Nembakor	883
	Gresik Manyar	410
	Gresik Putih	440
	(Total)	(5,061)
People Salt	Acek	580
	West Java	3,238
	Central Java	5,497
	East Java	0,711
	Nusa Tenggara Barat	650
	South Sulawesi	4,419
	Others	503
	(Total)	5,598

(Source) Perusahaan Umum Garam (PERUM GARAM)

Table III-3.5 QUALITY OF RAW SALT

A. Use by PT. ISI in 1983

Date	Ca ²⁺ (%)	Mg ²⁺ (%)	SO ₄ ²⁻ (%)	NaCl (%)
4 January	0.1924	0.2235	0.5386	92.6640
15 January	0.2084	0.2476	0.6058	90.7796
19 January	0.1803	0.1652	0.5071	91.0492
29 January	0.1603	0.5524	0.9022	89.5625
23 February	0.1683	0.6561	1.1250	89.1017
25 February	0.2084	0.4665	0.9195	89.7114
26 March	0.1443	0.5297	1.1738	90.2557
28 March	0.1402	0.1822	0.4653	91.0160
1 April	0.1683	0.2917	0.6889	90.5837
19 April	0.2485	0.3305	0.6009	90.6118
25 April	0.1202	0.4811	0.8116	88.9995
27 April	0.1523	0.4422	0.7787	89.8370
15 May	0.1620	0.5832	0.7920	88.5405
10 May	0.1282	0.5929	1.1307	88.9160
2 June	0.1923	0.4179	0.6250	90.5097
Average	0.1716	0.4088	0.7777	90.1492

B. Standard of salt for industry use

SII/1977	0.20 max	0.06 max	0.20 max	98.5 min
For oil drilling	0.30 max	0.40 max	0.40 max	97.0 min
Perum garam	0.30 max	0.30 max	0.50 max	97.0 min

Table III-3.6 IMPORTED AMOUNT AND QUALITY OF RAW SALT FOR INDUSTRIAL USE IN JAPAN DURING 1983

Supplier	Australia							
	China	Mexico	Total	Port Headland	Dampier	Mc Leod	Shark Bay	Port Alma
1. Amount (t/y)	584,376	2,494,171	2,809,340	511,923	1,504,195	483,385	278,239	31,598
2. Average Quantity								
H ₂ O (%)	3.37	2.37	2.57	2.28	2.45	3.49	2.11	2.99
I.M. (%)	0.15	0.02	0.01	0.01	0.01	0.01	0.02	0.02
Cl (%)	58.16	58.96	58.85	58.97	58.72	58.38	59.12	58.51
SO ₄ (%)	0.40	0.14	0.15	0.16	0.15	0.15	0.13	0.12
Ca (%)	0.14	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	0.04	0.05
Mg (%)	0.06	0.02	0.03	0.04	0.03	0.04	0.03	0.03
K (%)	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.01
Na (%)	37.62	38.20	38.11	38.18	38.16	37.79	38.29	37.90
Total (%)	99.92	99.78	99.79	99.71	99.79	99.93	99.76	99.63
NaCl (%)	95.67	97.12	96.88	97.04	97.01	96.11	97.31	96.35

(Notes) (1) Total imported raw salt for industrial use in Japan in 1983 was 5,887,887 t

(2) I.M. is abbreviation from "insoluble matter".

Table III-3.7 QUALITY OF PURIFIED BRINE IN 1982 - 1983 AT PT. ISI

Month	Ca ²⁺ (mg/l)		Mg ²⁺ (mg/l)		SO ₄ ²⁻ (g/l)	
	1982	1983	1982	1983	1982	1983
January	22.80	27.50	21.70	19.90	5.55	5.3654
February	21.80	40.50	22.10	31.10	5.26	5.1633
March	18.60	11.96	18.90	21.84	5.52	5.4148
April	19.90	29.82	19.80	62.70	6.00	8.0032
May	21.80	60.85	19.10	151.58	5.89	8.1100
June	23.60	28.05	21.20	33.29	5.25	9.4146
July	56.70	18.43	48.60	18.71	5.08	9.6642
August	79.90	22.25	69.50	27.21	5.22	9.2405
September	138.10	38.07	108.60	31.34	5.45	8.5455
October	81.10	24.84	77.60	27.20	5.41	6.0765
November	28.90	22.85	26.70	29.62	5.94	9.7245
December	67.0	15.63	47.80	20.89	5.79	9.4642
Average	48.35	28.39	41.80	39.61	5.53	7.8488
Standard	less than 10		less than 3		5 ~ 7 g/l as Na ₂ SO ₄	

3.3 電力の経済的利用の問題

3.3.1 序

クロール、アルカリ工業では、電力コストは製造原価の40%以上を占めるので、電力料金は工場運営上もっとも重要な要因である。この電力料金は電力会社との契約kVA、受電圧、消費量により変化する。PT・ISIは現在契約容量6,010kVA、受電圧20kVで受電しているが、受電を70kVラインに変更し、また、力率をアップして消費電力を下げ電力コストの低下を計画している。また、Ⅱ編1章に述べた如く停電回数の多いのは20kVラインより受電しているためで、70kVラインよりの受電に切替えることにより停電回数の低下が考えられ、この面よりの利益も大である。

3.3.2 インドネシアの電力料金体系とPT・ISI電力料金の関係

表Ⅱ-3.8はインドネシア工業用電力料金表である。料金体系は1-1より1-4までの4段階に分かれ受電圧および契約容量によりランクされる。PT・ISIは現在1-3にランクされているが受電圧を70kVに変更すれば1-4に変更可能である。設備料金は契約容量に応じた固定料金で契約容量に料率を乗じた金額を電力使用量に関係なく月々支払うものである。従量料金は電力使用量に応じて支払う料金でピーク時とそれ以外の時間帯で料率を変えている。この料金表以外に力率が0.75以下の場合にはペナルティーが課せられる事になっている。

(1) 受電圧の変更による利得

PT・ISIは現在1-3にランクされているが、1-4に変更されれば設備料金単価はRp 130/kVA、従量料金単価はピーク時でRp 15/kWh、ノンピーク時でRp 8.5/kWhと低くなりその効果は非常に大きい。70kVラインより受電するためには、PLNの70kV幹線より分岐してPT・ISIまでの送電線の新設と、70kV/33kV変圧器の設置が必要である。

(2) 力率向上による利得

現在、PT. ISIの力率は後述のように0.84であるが、力率を0.94まで改善すれば、受電電流は約90% ($1 - 0.84/0.94$)に低下するので契約容量(kVA)を約10%下げる事が可能となり、設備料金は約10%低くなる。このためにはキャパシタントコンデンサーを主変圧器と整流器の間に設置する必要がある。但し、従量料金については現在の力率は0.84であり、0.75以上なので上記の力率向上による料金の変更はない。

3.3.3 評価のための基本条件

PT. ISIは第1章で述べたように、3台のジーゼル発電機よりプラント内照明および回転機械の電力を供給し、電解用の電力をPLNより購入している。従ってここでは買電について検討する。第4章に述べるリノベーション3案は、いずれも既存の整流器を基本として立案するので、現在のデータをベースとして、評価のための基本条件を定める。

(a) 契約容量 6,600 kVA

(b) 購入電力 5,458 kWh/h

現在の第1および第2系列が設計能力で稼働するものとし、電力原単位はPT. ISI 1983年の予算値とする。

第1系列 $3,200 \text{ kWh/t} \times 10 \text{ t/d} \div 24 \text{ h} = 1,333 \text{ kWh/h}$

第2系列 $3,300 \text{ kWh/t} \times 30 \text{ t/d} \div 24 \text{ h} = 4,125 \text{ kWh/h}$

(計) 5,458 kWh/h

(c) 力率 0.84

表Ⅲ-3.9は整流器の運転記録より求めた力率であるが、一部に整備不良の計器が含まれているので、力率は0.84とする。

(d) 整流器の容量

第1系列	55V	×	30kA	=	1,650kVA
第2系列	65V	×	75kA	=	4,875kVA
計					6,525kVA

3.3.4 受電圧の変更による経済効果

現在の20kV母線は国有鉄道沿いに南北に走り、この母線より分岐してPT. ISI変電所に導かれる。図III-3.2に70kV受電計画を示す。PLNのWARU変電所とSUKOLILO変電所を結ぶ70kV母線は、150kV母線と並んでPT. ISIの北方1.9kmの地点を通っている。図に示す如く、70kVラインに分岐点を設け、ここよりJALAN FANPUNG沿いに送電線を敷設し、PT. ISI構内の新設変電所に接続する。

70kVの母線よりPT. ISIのために分岐する分岐点の工事と工場までの架線およびPT. ISIの構内に設置するスイッチ、ブレーカーよりなるM.O. (Metering Outfit = 取引計器変成器)はPLNが設計と工事を行い、PT. ISIがその費用を払う。工事費用は次項に示したが、これはPT. ISIの要請により今年始めにPLNが試算したものである。

変電所内には新たに6,600kVA、70kV/3.3kVの変圧器を設け70kVより3,300Vに降圧して第1および第2系整流器に送電する。図III-3.3に既設変圧器と新設変圧器の関係を示す。既設主変圧器と整流器変圧器間の配線は撤去され、新設主変圧器よりそれぞれの整流器変圧器に結線される。変圧器以降の設計と工事はPT. ISIが行うことになる。

(2) 工事費用と電気料金の低減額

(a) 工事費用

価格はすべて1984価格とし、1US\$ = 1,000Rp = 230yenで全てUS\$に換算した。

分岐点及び架線工事	: US\$ 889,000
M.O. 工事	: US\$ 582,000
受変電設備 (70kV/3.3kV)	: US\$ 670,000
総工事費	: US 2,141,000

(b) 電気料金の低減額

受電圧を70kVに変更する事により、電力料金は1-3より1-4に変更される。これによる単位料金の減額は次の通りである。

	1-3	1-4	低減額
設備料金 US\$/kVA	2.10	1.97	0.13
従量料金 US\$/kWh			
ピーク時	0.0965	0.0815	0.015
非ピーク時	0.0605	0.052	0.0085

従って受入電圧変更による料金低減額は次の通りである。

設備料金	US\$0.130/kVA × 6,600kVA × 12M	=US\$ 10,296/年
従量料金		
ピーク時	US\$0.015/kWh × 5,458kWh × 4h × 300d	=US\$ 98,244/年
非ピーク時	US\$0.0085/kWh × 5,458kWh × 20h × 300d	=US\$ 278,358/年
(合計)		US\$ 386,898/年

(3) 経済効果と結論

最初の1年目にUS\$2,141,000の費用を投資し、その後経済寿命を12年とし、毎年同額、すなわち、US\$386,898/年 費用節減効果があるものとして内部収益率 (IRR) を次式で求めると14.6%となる。

$$2,141,000 = 386,898 \frac{(1+i)^n - 1}{(1+i)^n i}$$

(ここで n=12, i=IRRである。)

また、投資を回収するには、投資額を毎年の節減額で除して5.5年となる。

結論として受電圧の変更によるIRRは14.6%と高い値を示し、投資効果は十分認められる。上記の数値に含まれていない受電圧の変更による停電回数の低減による操業率の上昇も期待されることも考慮に入れて、本計画に受電圧変更工事も含むこととする。

(注) 第4章で述べるCase 2即ち、第1系整流器を休止する案では、費用節減額は少くなる。分岐、架線、受変更設備は本来の増設を見込んでその他のCaseと同じように設備するものとして、IRRを試算する。第2系整流器だけについての毎年の低減額は、US\$ 292,269となりIRRは8.5%と低下するものの依然として受電圧変更のための投資は効果が認められる。

3.3.5 力率改善による経済効果

(1) 設備工事

力率の改善は、主変圧器と整流器変圧器の間の3,300ラインに進相コンデンサーを設けることにより無効電流を減ずることによって達成される。コンデンサーは二つの整流器を同時にまかなうより大きな容量のものを1個だけ設置することも可能であるが、運転中に電圧が過大になることがあるので運転の容易性を考慮して、各々に1セットずつ設置することにする。第1系列の三菱製整流器には700kVAのコンデンサーを1つ、第2系列の東芝製整流器には800kVAのもの3つで各セットを構成する。

(2) 工事費用と電気料金の低減額

(a) 工事費用

第1系列整流器用コンデンサー	：	US\$	18,190
第2系列整流器用コンデンサー	：	US\$	56,910
合 計		US\$	75,100

(b) 電気料金の低減額

力率を 0.84 より 0.94 に改善すると受電 kVA は 0.84/0.94 に低下するので契約容量の低下が可能になる。

力率 0.84 の契約容量	6,600 kVA
力率 0.94 の "	$6,600 \text{ kVA} \times 0.84 / 0.94$ 5,900 kVA

従って設備料金の節約額は次の通りである。

(i) 受電圧 20,000V の場合 (料金表 I-3)

$$\text{US\$ } 2.10 / \text{kVA} \times (6,600 - 5,900) \text{ kVA} = \text{US\$ } 1,470 / \text{月}$$
$$\underline{\text{US\$ } 17,640 / \text{年}}$$

(ii) 受電圧 70,000V の場合 (料金表 I-4)

$$\text{US\$ } 1.97 / \text{kVA} \times (6,600 - 5,900) \text{ kVA} = \text{US\$ } 1,379 / \text{月}$$
$$\underline{\text{US\$ } 16,550 / \text{年}}$$

受電圧が高いもの (I-4 表) はすでに単価が安くなっているので力率向上による低減額は相対的に少くなる。

(3) 経済効果と結論

前項の受電圧と同じ条件で IRR の計算をすると、節約額の少ない方の受電圧 70,000V の場合でも IRR は 19.5% になり、投資金額は 4.5 年間の節約額で回収できることになる。

$$75,100 = 16,550 \frac{(1+i)^n - 1}{(1+i)^n i}$$

(ここで $n=12$, $i = \text{IRR}$ である)

従って、力率改善のための投資は十分利益をもたらすことになり、本計画の設備の範囲に含めるものとする。

(注) 第1系の整流器を休止する場合、投資額はUS\$56,910となり、節約額は70,000Vの受電圧の場合、年間節約額はUS\$13,344となり、IRRは21.0%となり、やはり改善効果は高い。

ここで使用した契約容量、購入電力量は受電圧の変更および力率向上の効果を比較するために現状値をベースとして設定したものである。従ってリノベーションが実施された後の値は、コントラクターより提出されたデータをベースとして決められなければならない。

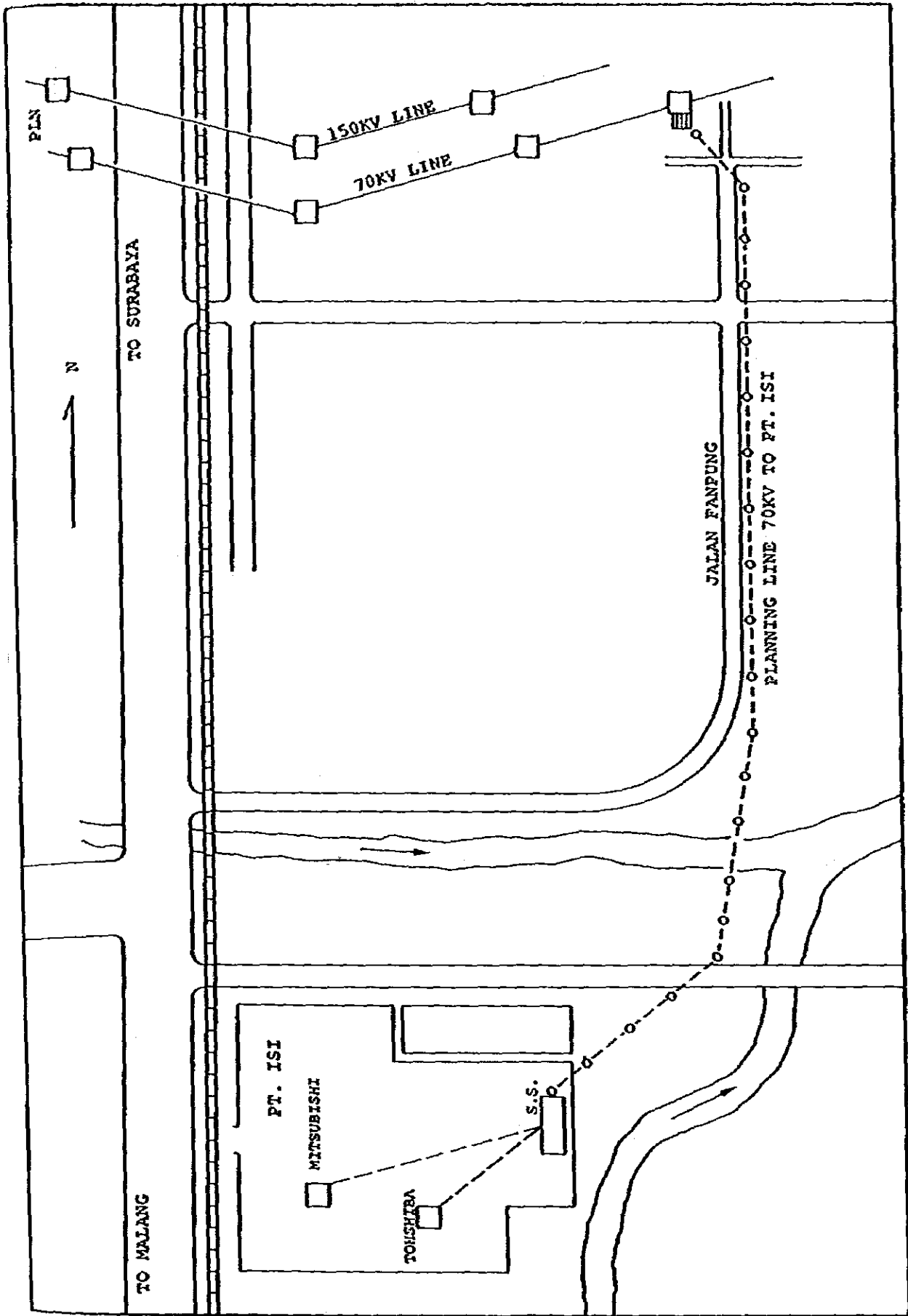


Figure III-3.2 PLAN FOR POWER SOURCE ALTERNATION

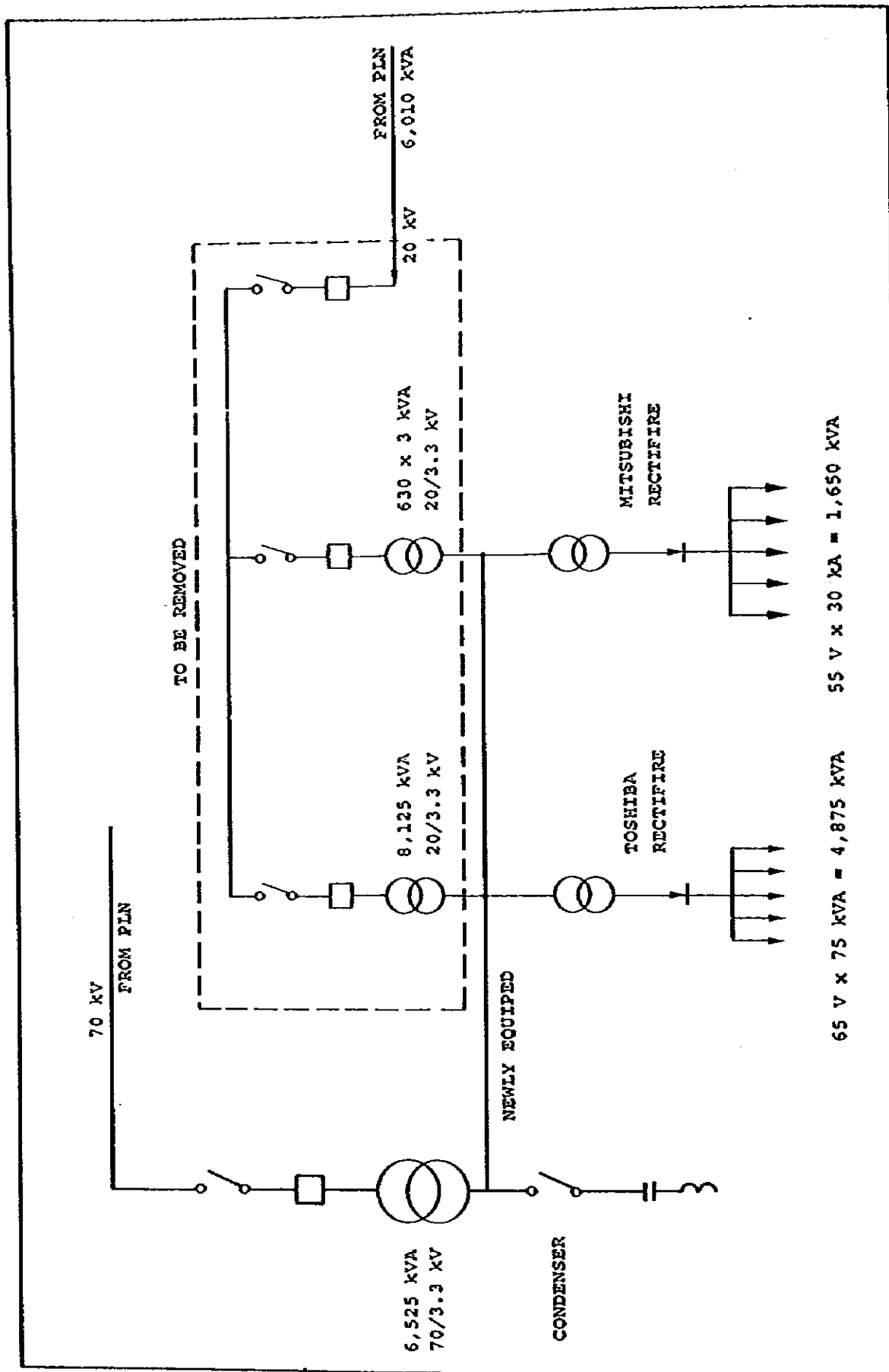


FIGURE III-3.3 PLAN FOR POWER SOURCE ALTERNATION

Table III-3.8 TARIFF SYSTEM OF ELECTRICITY

Class	Condition	Monthly Power Tariff Rp/kVA	Energy Tariff Rp/kWh	
I-1	Up to 99 KVA	2,300	WBP	106
			< WBP	66
I-2	100 KVA to 200 KVA	2,300	WBP	100
			< WBP	62.5
I-3	Over 201 KVA	2,100	WBP	96.5
			< WBP	60.5
I-4	Over 5,000 kVA	1,970	WBP	81.5
			< WBP	52

(Note) WBP: Peak time 18:00 to 22:00
 <WBP: Non peak time 22:00 to 18:00

Table III-3.9 POWER FACTOR

No. 1 RECTIFIER (22-5-1984)

<u>Time</u>	<u>KV</u>	<u>A</u>	<u>MW</u>	<u>POWER FACTOR (1)</u>
07	3.25	148	0.83	0.88
08	3.18	152	0.82	0.88
09	3.12	152	0.82	0.88
15	3.18	165	0.95	0.90
16	3.25	165	0.95	0.90
17	3.25	165	0.95	0.90
23	3.20	168	0.93	0.88
24	3.25	168	0.93	0.87

No. 2 RECTIFIER (28-5-1984)

<u>Time</u>	<u>KV</u>	<u>A</u>	<u>KW</u>	<u>POWER FACTOR (2)</u>
07	3250	100	550	0.98
08	3200	100	550	0.99
23	3200	340	1550	0.82
24	3200	340	1550	0.82
01	3200	340	1550	0.82
02	3200	340	1550	0.82
03	3200	340	1550	0.82
04	3200	340	1550	0.82

Note: (1) Measured by Power Factor Meter
 (2) Calculated Value

3.4 環境保全の問題

3.4.1 環境問題

1956年PT. ISI が生産を開始した当時、水銀法カ性ソーダプロセスは高品質のカ性ソーダを経済的に生産する最良の方法であった。しかしながら1965年頃より水銀の毒性が問題となり、世界的に水銀の系外への漏洩防止が研究され、水銀クロースト化の技術が進歩した。また、水銀を用いない電解プロセスも研究され、無公害プロセスとしてイオン交換膜法プロセスが開発された。現在、日本では水銀法プロセスの工場は完全クロースト化され、また新たに建設される工場は水銀法以外のプロセスが採用されている。法律により1985年末までに既設の水銀法プロセスは、水銀を用いぬプロセスに転換する事になっている。

PT. ISI が建設された当時、工場周辺は未開発で人家も無かったがWaru 地区の開業が進み、周囲が居住区域になってきた現在、環境問題は当工場にとって大きな問題である。当工場は水銀問題を抱えるのみならず、その製品の液化塩素は大気に放出されれば有毒ガスであり、また塩酸およびカ性ソーダは河川に流出すれば環境破壊の汚染物質である。調査団はPT. ISIの環境を調査し、その対策を検討した。

3.4.2 大気汚染

(1) 現状

調査団は検知管式ガス検知器(光明理化式)を用い、工場内の塩素ガス、塩酸ガス、水銀蒸気の濃度測定を行ったが水銀蒸気は検出されなかった。塩素ガスについては第2電解槽室内にて5ppmのガスが測定され、他の場所では検出されなかったが、プラント内全域に塩素臭が感ぜられるので、常時極く微量の塩素ガスが漏洩しているものと考えられる。電解室内で検知された高濃度ガスは30秒後には消滅したので、これは塩素ガスブローの吸引不足により、電解槽に瞬間的に逆圧がかかり塩素ガスが大気中に放出されたものと考えられる。塩酸ガスは合成塩酸設備付近1カ所で1ppmが検出されたのみで、その他の場所では検出されなかった。現在プ

ラントの全計装設備が老朽化し、手動運転にたよらざるを得ないために定められた運転条件の維持が困難であり、このために次の危険性が考えられる。

- (a) 塩素ガスブローと電解槽間の圧力バランスが崩れ、電解槽より塩素ガスがしばしば放出される。
- (b) 液化塩素設備に異状圧力がかかり液化塩素が系外に漏洩すれば、被害は工場周辺に及ぶ可能性がある。
- (c) 電解槽よりの戻り塩水の pH 調整不良のため塩水の脱塩素ガスが不十分で、この塩素が原塩裕解槽で放出され、周辺設備腐食の原因となっている。

(2) 対策

計装設備を改修し、定められた運転条件を維持する事が重要である。

3.4.3 排水

(1) 現状

East Java Local Authority による工場排水基準が設けられ、PT・ISI は Authority による月 1 回排水の水質検査を受け基準に合格しているが、排水系の管理は不十分で問題点が多い。図 III-3.4 に工場内排水システムを示す。各プロセスよりの排水は主排水溝 No. 4, No. 3, No. 2 に集められ、No. 1 を通って工場外の小川に排出される。No. 4 は HCl および Cl プラントよりの排水で pH 5~6 の微酸性を示す。この排水は水処理プラントに送られて、ここより排出される微アルカリ排水を中和して工場内を流れる小川に排出されている。No. 4 および水処理プラントよりの排水の pH は安定していて、小川への排水は特に問題はない。No. 3 排水溝には、BLC プラントよりのアルカリ排水、HCl プラントよりの酸性排水が排出される。BLC プラントよりの強アルカリ排水を中和するために、地下配管により No. 4 の酸性排水が No. 3 に導入されている。このために正常運転時には No. 3 排水口の pH は中性に制御されているが、BLC および HCl プラントよりの排水量によって pH は 1

～9に変動する。特にpHがアルカリ側に傾くと水酸化カルシウムが生成し排水は白濁して工場外に排出される。No3は排水量も多くpHの変動が大きい。No2排水はpH5～6と安定しており水量は少ない。また、No1-1は電解室よりの床上水で常時は流れていない。

East Java Local Authorityによる水質基準を表Ⅲ-3.10に示す。当工場として注意すべき項目はpH, 不溶性固形分, Hg, Cl₂でpHがアルカリ性となると排水中のMg, Caが水酸化物として析出するのでpHの制御は特に注意を要する。また、次項に述べる如く排水中に水銀が検出されているので、水銀除去設備も必要である。

(2) 対策

排水のpH制御のためには、No2およびNo3排水路の合流点付近にピットを設け、このpHを測定しNo3-2より排出される酸性水の流量を制御して排水のpHを制御するのが適当と考えられる。また、各排水溝のpH, Hg, 溶解Clを定期的に測定し排水管理を行わねばならない。排水中の水銀対策は次項で検討する。

3.4.4 水銀汚染

(1) 現状

操業以来工場周辺に水銀汚染問題は起っていないが、長年の操業により周辺への水銀漏洩が考えられる。図Ⅲ-3.5に工場周辺の水銀分布を示す。工場排水中には水質基準を超えた水銀が検出され、排水先の小川の川岸の土壌中にも微量ではあるが、水銀が検出された。また、工場北側の工場境界にも水銀が検出されている。水銀漏洩を防止するためには漏洩場所を明らかにし対策をたてねばならない。

(a) 液体水銀の漏洩

第1電解設備の電解槽は老朽化し、シール部より水銀が漏れて、床上排水中に水銀粒が見られる。また、修理のため開放された電解槽、解汞槽の底部には水銀

粒が残っている。現在床上に漏れた水銀は床上排水中に入り、排水路に設けられた水銀トラップ中に回収され、水銀蒸溜路により回収し再使用されている。しかしながら電解槽系外への漏洩量が多ければ、外部の汚染も多くなるので、先ず電解槽系よりの液体水銀の漏洩を防止しなければならない。

(b) 水銀アマルガムパター

電解槽中の水銀表面に生成するアマルガムパターは集められ、蒸溜器にかけて水銀を回収している。これらの操作中にも水銀が外部に漏れ汚染の一因となっている。アマルガムパターは塩水中の Ca^{2+} 、 Mg^{2+} によるもので、これが水銀表面を覆う場合には電流効率も低下して来るので、アマルガムパター生成を抑止しなければならない。

(c) マッド中の水銀

塩水精製の際発生するCaおよびMgマッドには塩水中に溶解する水銀が共沈し、マッド中には水銀が含まれている。また、サンドフィルターで除去されるマッドにも水銀が含まれている。現在これらのマッドは排水中に放出され水質汚染の一因となっているので、これらのマッドは排水より分離されねばならない。

(d) 水素ガス中の水銀蒸気

電解槽より発生する水素ガスは、電解温度における水銀蒸気圧相当の水銀蒸気を含んでいる。水素ガスは合成塩酸の原料として使用されているので、これらの水銀は水素と共に製品塩酸中に移行している。また、余剰の水素ガスは大気に放出されているので、工場周辺の土壌汚染の一因となっているものと考えられる。

(2) 対策

現在の水銀法電解槽を廃棄しイオン交換膜法に転換すれば、水銀漏洩防止対策は不要になるが、本計画のCase 1、即ち第2系列水銀法が残る案が採用された場合には次の対策が必要である。

(a) 液体水銀の漏洩防止

- (i) 第1系列の電解槽がイオン交換膜法に転換すれば、この系よりの漏洩は解決する。しかしながら第2系列が水銀法のまま残り老朽化してくれば、現在の第1系列と同様の問題が発生して来るので、第2系列の定期点検を強化し老朽化を防止しなければならない。
- (ii) 電解槽室内床面を樹脂塗装し、床面を平滑化して床面への水銀の滯溜を防ぎ回収を容易にする。また、塗装によりコンクリートを通して水銀の地中への浸透を防止する。
- (iii) 真空ポンプを設置し、真空ラインを設ける。この真空水銀回収装置により、床面、排水路の水銀トラップ、開放点検中装置の底部等の水銀を吸引回収し、水銀蒸溜器にて精製回収する。
- (iv) 電解槽室床上排水（設備の洗浄水、電槽よりの漏洩水）はピットに導き、底部に溜る水銀を回収する。また、上澄水は水銀を溶解しているので活性炭吸着塔を通して水銀を吸着除去した後、排水する。

(b) 現存の水銀蒸溜設備を有効活用して、水銀、アマルガムパター等蒸溜回収を強化する。

(c) 塩水精製系マッドの処理

- (i) フィルタープレスを新設し、連続沈降槽にて捕集したマッドを脱水分離して排水路への放出を中止する。水銀を含む脱水マッドはセメントを加え固化せしめ、水銀の溶出を防止する。母液は原塩溶解槽に戻して使用する。
- (ii) サンドフィルターの逆洗は、精製塩水による逆洗に切換え、マッドを含む逆洗塩水はタンクに導きタンク内に静置し、上澄液を原塩溶解槽へ、底部に沈澱したマッドはスラリー中間槽に送り水銀の外部流出を防止する。中間槽に送られたマッドは連続沈降槽を通り、フィルタープレスにかけられる。

(iii) 塩水精製時に発生するマッド中には塩水に溶解する水銀が共沈し、水銀漏洩の一因となっている。水銀の共沈は塩水中の塩素により防止出来るので、

電解槽よりの戻り塩水中の塩素含有量を調整して水銀の共沈を防止する。

(注) 但し、フィルタープレスは全てのケースに設置される。

(d) 水素ガス中の水銀蒸気の除去

洗浄塔を新設し、電解槽より発生する水素ガスを導き、精製塩水で洗浄し、水銀蒸気を除去する。

3.4.5 結 論

PT. ISIの環境上の最重要点は水銀対策にある。水銀以外の環境汚染は一過性のもので、かつ設備特に計装システムの改善をした時点で問題は解決するが、水銀は蓄積性のもので微量の漏洩水銀が永年蓄積されて問題となる。幸いにして現在までに公害問題は起っていないが、微量の水銀が工場外排出されているので、このまま放置すれば将来公害問題の起る可能性も考えられる。環境保持のためには早期に水銀クローズド化設備を設ける必要がある。本プロジェクトでは第2系列が水銀法プロセスとして残る場合の水銀対策を計画するが、設備が老朽化した場合には水銀漏洩の可能性が再発する。水銀法電解槽を全てイオン交換膜法に転換する事が最上の方法であり、第2系列が水銀法のまま残る場合も、そのプラントライフを考えて早期にイオン交換膜法転換する事が望ましい。

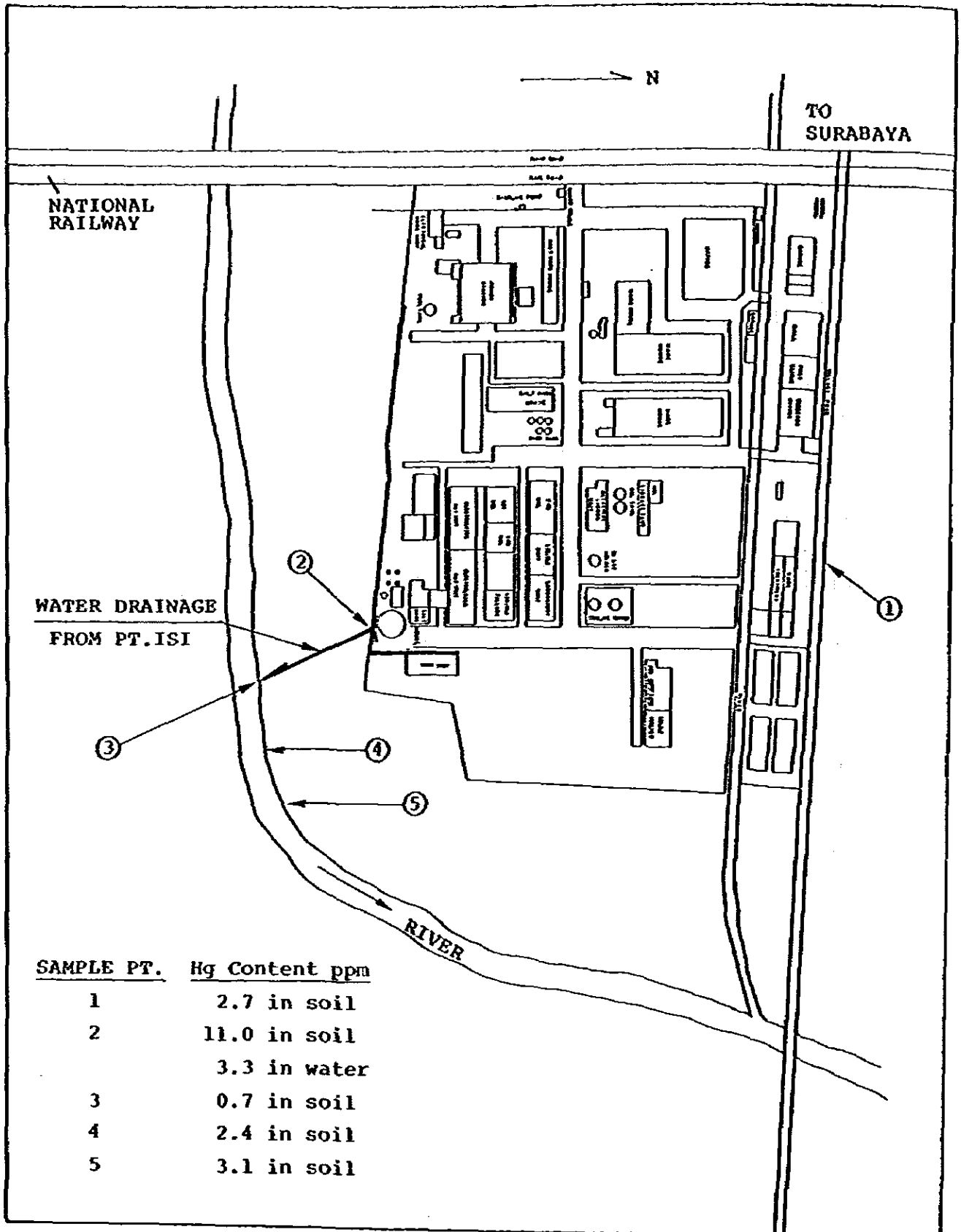


Figure III-3.5 MEASUREMENT OF MERCURY (28 MAY 1984)

Table III-3.10 STANDARD OF WATER QUALITY PREPARED BY EAST JAVA LOCAL AUTHORITY

No. Analisa: P.277 Air buangan

pemeriksaan: Cairan keruh berbau normal

Parameter	Satuan	Batas syarat air buangan	Hasil Analisa
UJI - FISKA			
1. Suhu	°C	10°C dari badan air	-
2. Zat ² terapung yang tertahan oleh saringan ukuran inbang 3 mm	mgr/l	0,0	0,0
UJI KIMIA			
1. Aluminium - Al	mgr/l	10	0,24
2. Arsen - As	"	1	tak teryyata
3. Barium - Ba	"	1	tak teryyata
4. Besi - Fe	"	4	0,16
5. Chrom (VI) - Cr (VI)	"	0,1	tak teryyata
6. Kadmium - Cd	"	1	tak teryyata
7. Nikel - Ni	"	2	tak teryyata
8. Perak - Ag	"	0,1	tak teryyata
9. Raksa - Hg	"	0,1	tak teryyata
10. Seng - Zn	"	4	tak teryyata
11. Tembaga - Cu	"	1	0,10
12. Timbal - Pb	"	1	tak teryyata
13. Ammonium - NH ₃	"	1,5	0,21
14. Chlor beba - Cl ₂	"	0,05	0,10
15. Fluorida - F	"	2	-
16. Nitrit - NO ₂	"	1	0,04
17. Phosphat - PO ₄	"	2	1,9
18. Sulfida - S ⁻	"	0,1	tak teryyata
19. Cyanida - CN ⁻	"	0,1	tak teryyata
20. pH		6,5 ~ 8,5	7,24
21. Uji biru metilen		negatif	positip
22. Kebutuhan biologi akan oksigen (BOD) Shr. 20°C - O ₂	"	30	12,0
23. Kebutuhan kimiawi akan oksigen (COD) - O ₂	"	80	25,0
24. Bizagan KMn O ₄ - O ₂	"	90	5,0
25. Mlayak can	"	10	tak teryyata
26. Phenol jumlar - Phenol	"	0,1	0,01

CATATAN: 1. Contoh belum memeruhi syarat standar air buangan untuk:
Biru methylene, Chlor bebas.
2. Contoh diterima dari PT. I.S.I. Waru Sidoarjo.

Balai Penelitian Dan Pengembangan Industri Surabaya

Signed

(Sir. Paribowo Sutigno)
NIP. 090003536

第4章 リノベーション計画案

4.1 リノベーション計画策定のための前提条件

(1) 工場建設場所

PT. ISI Waru 工場の現有設備を最大限に活用して、投資額をおさえ経済性を追求するということを本計画の前提条件とする。すなわち改修計画に伴う工場移設は行わないものとする。

(2) 電解プロセスの転換

現水銀法電解ユニットを転換する場合は、イオン交換膜法に転換することとし、それによって工場を水銀無公害化させることを旨とし、転換する能力は現有の整流器能力の範囲内とする。

その場合、イオン交換膜電解槽は、現有水銀電解槽に比べて、電力原単位が小さいので増産が得られる。転換の主体は、最も古い Na1 Cell Unit をイオン交換膜法にするものである。

リノベーション計画の中で、現水銀法電解ユニット (Na2 Cell Unit) が残る場合には、その水銀電解ユニットに対する水銀公害対策設備を施すものとする。

(3) 現設老朽設備の改修

現設工場の設備診断結果に基づいて老朽度合が A ランクの機器については適切な改修を行い復元させる。

また、B ランクの機器についても操業上のバランスを考慮し、改修すべきものはその処置をとる。

C ランクの機器については継続運転使用する。

(4) 増産分の塩素ガス処理

イオン交換膜電解は、現有水銀電解槽に比べて電力原単位は小さい。

よって、現有整流器能力の範囲内で、イオン交換膜法に転換することは生産量の増加になる。

その増産された塩素ガスは、市場規模に比較して液塩、さらし液、次亜塩素酸ナトリウム設備能力は十分あるので塩酸設備の増強により吸収するものとする。

(5) 原料塩

インドネシア産の工業塩は、不純物（Ca, Mg, SO_4 ）の含有量が多く品質が悪い。

しかしながら、インドネシアの国策に従って原料塩は、インドネシア産の工業塩を使用するものとする。

(6) 受変電設備

現在、PT. ISI工場の受電圧は20kVであるが、これを安い料金の70kVで受電すべく新たに受電設備を設け、さらに力率を現状0.84から0.94へ改善し、使用電気料金の低減化をはかる。

4.2 リノベーション計画案の策定

リノベーション計画案の策定にあたり調査団とPT、ISIの双方は、イオン交換膜法への転換の方式とリノベーション後のカ性ソーダの生産量について協議し、下記の7つが立案された。

SCHEMES OF RENOVATION PROGRAMS

Unit : t/d (as 100% NaOH)				
	No1 Unit	No2 Unit	New Unit	Product Capa
EXISTING SCHEME	(M) 1/10	(M) 30	--	40
1	(IM) 2/16	(M) 30	--	46
2	(M) 10	(M) 30	(IM) 16	56
3	--	(IM) 47	--	47
4	--	(M) 30	(IM) 50	80
5	(M) 10	(IM) 47	--	57
6	(IM) 16	(IM) 47	--	63
7	(M) 10	(IM) 47	(IM) 16	73

Notes : 1/ Mercury Electrolyzer
2/ Ion Exchange Membrane Electrolyzer

以上の7案について、リノベーション計画の前提条件に照らし合せ、No1 Cell Unitをそのまま稼働させる案、および整流器を含む新ユニットを設置する案は除外した。

すなわち、2、4、5、7の案は前提条件に合わず、検討の対象とはしない。

計画案として採用したものは、1、3、6の案で、それぞれ1案をCase 1、3案をCase 2、6案をCase 3と呼称することとし、以下この3ケースについて、計画を進める。

4.2.1 Case 1の計画概要

(1) 基本的考え方

- (a) No 1 Cell Unitを水銀法からイオン交換膜法に転換し、No 1整流器の能力（30kV×55V）に見合ったイオン交換膜電解槽を現No 1 Cell Unit室に設置する。
- (b) No 2 Cell Unitは水銀法のまま操業されるために、それに対して水銀公害対策設備を設ける。
- (c) 転換したNo 1 Cell Unitから発生する塩素ガスおよび、水素ガスを処理するために、新たに塩素ガスおよび、水素ガスプロセス設備と発生塩素量に見合う塩酸設備を設ける。
- (d) 発生塩素ガスは、流量制御しながら新塩酸設備に送られ、塩酸の生産量調整によって塩素ガスに余剰をきたす場合には、圧力制御しながら現有の設備に送られる。

リノベーション計画のアウトラインと、塩素ガス配分システムを図Ⅲ-4.1と図Ⅲ-4.2に示す。

(2) リノベーションの方法 (Case 1)

- (a) 転換するイオン交換膜電槽に使用する塩水を得るために、現一次塩水を精密精製するために、精密ろ過器と塩水二次精製設備を設ける。
その塩水処理能力は、7m³/hである。
- (b) 現有のNo 1 Unitの電解槽をイオン交換膜電解槽に転換する。
その場合の能力は、現有の整流器の能力に見合う範囲内とするもので、30kAの電解槽を16槽設置する。
カ性ソーダの生産量は、16t/dで、出口濃度は、約35%である。
塩素ガスの生産量は、14.2t/dで塩酸の生産のために供される。

- (c) イオン交換膜電解設備で生産される約35%のカ性ソーダを50%まで濃縮するために、カ性ソーダ濃縮設備を設ける。
その設備は、二重効用缶で能力は16 t/dとする。
- (d) イオン交換膜電解槽で生産される塩素ガスのために塩素ガスプロセス設備を設ける。
この設備は、電解槽の圧力を制御し、新設する塩酸設備に流量を制御しながら、塩素ガスを圧送する。(図Ⅲ-4.3参照)
- (e) イオン交換膜電解槽で生産される水素ガスのために水素ガスプロセス設備を設ける。
この設備は、電解槽の圧力を制御し、新設する塩酸設備に流量を制御しながら水素ガスを圧送する。
また、余剰の水素ガスは、系内の圧力を制御しながら大気に放出される。(図Ⅲ-4.4参照)
- (f) イオン交換膜電解槽で生産される14.2 t/dの塩素ガスに見合う塩酸設備を新設する。
その能力は、33%塩酸として45 t/dである。
- (g) 新設する設備の用役として、純水設備、冷却水設備、ボイラー設備を新たに設ける。
- (h) 新設する設備の計装と、現有設備の計装のために計装用空気設備を新設する。
現有の空気圧縮設備は、プロセス用空気のために転用する。(図Ⅲ-4.5参照)

(3) 水銀対策 (Case 1)

- (a) No 2 Cell Unitの電解槽周辺や床面にこぼれた水銀を回収するために水銀吸引装置を設ける。

- (b) No 2 Cell Unitの床面に、ケミカルライニングを施し、こぼれ水銀が床下に浸透するのを防止する。
- (c) No 2 Cell Unit 周辺で使用した洗浄排水の処理設備を設ける。
排水処理能力は 5m³/h である。
- (d) 戻り塩水中の水銀が一次塩水設備の沈降槽において塩水マッドと共沈し、水銀ロスを防止するために、一次塩水設備の反応槽出口塩水に次亜塩素酸ソーダを注入する装置を設ける。
- (e) 一次塩水のマッドを処理するために、フィルタープレスを設置し、固型化したマッドはセメントとミキシングされブロック化される。
また、母液は一次塩水として回収される。(図 III-4.6 参照)
- (f) 一次塩水サンドフィルターの逆洗水を、一次塩水として回収し系外には排出しない。
- (g) 水素ガス中の水銀を除去するために、水素ガスブローの吐出側に水銀吸着塔を設ける。

(4) リノベーション後の生産量 (Case 1)

リノベーション後のカ性ソーダの生産量は、合計 46 t/d で、その内 No 1 Cell Unit (IM) のカ性ソーダは濃縮設備を経て 50% の製品となる。

カ性ソーダと塩素ガスの生産量は下記の通りである。

PRODUCTION CAPACITY OF NaOH, CL

		Unit: t/d	
		NaOH (as 100%)	CL
No 1	Unit (IM)	16	14.2
No 2	Unit (M)	30	26.6
Total		46	40.8

塩素ガス処理設備の種類と能力は下記の通りである。

CL PROCESSING CAPACITY

	PLANT CAPACITY	UNIT: T/D AS CL ₂
1st-HCL	20 (As 33% HCL)	SHUT DOWN
2nd-HCL	30 (As 33% HCL)	9.6
3rd-HCL	50 (As 33% HCL)	16.0
New-HCL	45 (As 33% HCL)	14.4
L - CL	15	15.0
BLC	30 (Av. CL 8%)	2.4
BLN	5 (Av. CL 12%)	0.6
TOTAL		58.0

以上の如く、1st-HCLは老朽設備であるために使用せず、生産能力45t/dのNew-HCLを設置することにより、塩素ガス発生量40.8t/dに対して塩素ガス処理能力は58t/dとなり、倍率は1.4倍となる。

4.2.2 Case 2の計画概要

(1) 基本的考え方

- (a) No 2 Cell Unitを水銀法からイオン交換法に転換し、No 2整流器の能力(75kA×65V)に見合ったイオン交換膜電解槽を現No 2 Cell Unit室に設置する。
- (b) No 1 Cell Unitは不要となり、工場には水銀法設備はなくなり、よって水銀公害対策設備は不要となる。
- (c) 転換したNo 2 Cell Unitから発生する塩素ガスおよび、水素ガスを処理するため、新たに塩素ガスおよび、水素ガスのプロセス設備と新塩酸設備を設ける。

現在の1st塩酸設備は停止する。

- (d) 発生塩素ガスは、流量制御しながら現2nd塩酸設備、3rd塩酸設備、新設塩酸設備に送られ、塩酸の生産量の調整により、塩素ガスに余剰をきたす場合には圧力制御しながら、現有の塩素液化設備、サラシ液設備、次亜塩素酸ナトリウム設備に送られる。

リノベーション計画のアウトラインと塩素ガス配分システムを図III-4.7と図III-4.8に示す。

(2) リノベーションの方法 (Case 2)

- (a) 転換するイオン交換膜電解槽に使用する塩水を得るために、現一次塩水を精密精製する精密ろ過器と塩水二次精製設備を設ける。
その塩水処理能力は20m³/hである。
- (b) 一次塩水マッドを処理するために、フィルタープレスを設け、ろ液を回収し原塩の原単位向上をはかる。
- (c) 現有の№2 Cell Unitの電解槽をイオン交換膜電解槽に転換する。その場合の電解槽の能力は、現有の№2整流器の能力(75kA×65V)に見合う範囲内とするもので、75kAの電解槽を19槽設置する。
カ性ソーダの生産量は47t/dで、出口濃度は約35%である。
塩素ガスの生産量は、41.6t/dで塩酸、液化塩素、サラシ液、次亜塩素酸ナトリウムの生産のために供給される。
- (d) イオン交換膜電解設備で生産される約35%のカ性ソーダを50%まで濃縮するために、カ性ソーダ濃縮設備を設ける。その設備は、二重効用缶で、能力は47t/dである。
- (e) イオン交換膜電解槽で生産される塩素ガスのために、塩素ガスプロセス設備を設ける。この設備を新設することにより、現在各塩素処理設備に付属している塩素ガス供給ブローは不要となり、全て新設備から配分供給される。

新設備のシステムは、電解槽の圧力を制御し、3ユニットの塩酸設備に流量制御しながら塩素ガスを圧送する。(図Ⅲ-4.9参照)

- (f) イオン交換膜電解槽で生産される水素ガスのために水素ガスプロセス設備を設ける。

この設備のシステムは、電解槽の圧力を制御し、3ユニットの塩酸設備に流量を制御しながら水素ガスを圧送する。余剰の水素ガスは、系内の圧力を制御しながら大気に放出される。(図Ⅲ-4.10参照)

- (g) 生産能力が33%塩酸として50t/dの塩酸設備を新設し、現1st塩酸設備は稼働させない。

- (h) 新設する設備の用役として、純水設備、冷却水設備、ボイラー設備を新設する。

- (i) 計装用空気設備を新設する。

(3) リノベーション後の生産量 (Case 2)

リノベーション後のカ性ソーダの生産量は、47t/dで、塩素ガスの生産量は、41.6t/dである。イオン交換膜電解槽から産出される約35%のカ性ソーダ溶液は、濃縮設備によって50%の製品となる。

塩素ガス処理設備の種類と能力は下記の通りである。

CL PROCESSING CAPACITY

		Unit: t/d	
	Plant Capacity	as Cl ₂	
1st - HCL	Stopped	-	
2nd - HCL	30t/d (As 33% HCL)	9.6	
3rd - HCL	50t/d (")	16.0	
New - HCL	50t/d (")	16.0	
L - CL	15t/d	15.0	
BLC	30t/d (Av. CL 8%)	2.4	
BLN	5t/d (Av. CL 12%)	0.6	
Total		59.6	

1st-HClは、老朽設備であるために使用せず生産能力50 t/dのNew-HClを設置することにより、塩素ガス発生量41.6 t/dに対して、塩素ガス処理能力は59.6 t/dとなり、その倍率は約1.4倍である。

4.2.3 Case 3の計画概要

(1) 基本的考え方

- (a) 現在のNo.1 Cell UnitとNo.2 Cell Unitの双方を水銀法からイオン交換膜法に転換し、それぞれ現有整流器に見合ったイオン交換膜電解槽をそれぞれの現Unit室に設備する。
- (b) 工場には水銀法設備はなくなり、よって水銀公害対策設備は不要となる。
- (c) 転換したNo.1 Cell UnitとNo.2 Cell Unitから発生する塩素ガスと水素ガスを処理するために、それぞれのUnitに対して、新たに塩素ガスおよび、水素ガスのプロセス設備を設け、増産される塩素ガスに対して新塩酸設備を設ける。この場合も、現1st-HClは停止する。
- (d) 発生塩素ガスは、流量制御しながらそれぞれの塩酸設備に送られ、塩素液化設備等の塩酸設備以外の設備に送る場合には系内の圧力制御を行う。
リノベーション計画のアウトラインと塩素ガスの配分システムを、図Ⅲ-4.11と図Ⅲ-4.12に示す。

(2) リノベーションの方法 (Case 3)

- (a) 転換するイオン交換膜電解槽に使用する塩水を得るために、現一次塩水を精製する精密ろ過器と塩水二次精製設備を設ける。塩水処理能力はNo.1 Cell UnitとNo.2 Cell Unitの合計流量として27 m³/hである。
- (b) 一次塩水マッドを処理するために、フィルタープレスを設け、ろ液を回収し原塩の原単位の向上をはかる。

- (c) 現有のNa1 Cell UnitとNa2 Cell Unitをイオン交換膜電解槽に転換する。その場合、各々の電解槽の能力は、現有の整流器の能力に見合う範囲内とする。Na1 Cell Unitには、30kAの電解槽が16槽設置され、カ性ソーダの生産量は16t/dで、Na2 Cell Unitには75kAの電解槽が19槽設置され、カ性ソーダの生産量は47t/dである。合計カ性ソーダの生産量は63t/dとなり、電解槽の出口濃度は約35%である。

塩素ガスの生産量は、Na1 Cell Unitにおいて14.2t/dで、Na2 Cell Unitにおいて41.6t/dで合計55.8t/dである。塩素ガスは、塩酸、液化塩素、サラン液、次亜塩素酸ナトリウムを生産するためにそれぞれの設備に供給される。

- (d) イオン交換膜電解設備で生産される約35%のカ性ソーダを50%まで濃縮するために、カ性ソーダ濃縮設備を設ける。その設備は、二重効用缶で能力は63t/dである。

- (e) イオン交換膜電解槽で生産される塩素ガスのために、Na1 Cell UnitとNa2 Cell Unitの各々に塩素ガスプロセス設備を設ける。全ての塩素ガス処理設備に対して、この設備から塩素ガスは供給されるもので、現有の各塩素ガス処理設備に付属している塩素ガスブローは不要となる。

新設備のシステムは、電解槽の圧力を制御し、4ユニットの塩素設備に流量を制御しながら塩素ガスを圧送する。(図Ⅲ-4.13参照)

- (f) イオン交換膜電解槽で生産される水素ガスのために、Na1 Cell UnitとNa2 Cell Unitの各々に水素ガスプロセス設備を設ける。この設備のシステムは、電解槽の圧力を制御し、4ユニットの塩酸設備に流量を制御しながら水素ガスを圧送する。余剰の水素ガスは、系内の圧力を制御しながら大気に放出される。(図Ⅲ-4.14参照)

- (g) 生産能力が、33%塩酸として60t/dの塩酸設備を2系列新設し、現在の1st-HClは使用しない。

- (h) 新設する設備の用役として、給水設備、冷却水設備、ボイラー設備を新設する。

(i) 計装用空気設備を新設する。

(3) リノベーション後の生産量 (Case 3)

リノベーション後のカ性ソーダの生産量は63t/dで、塩素ガスの生産量は558t/dである。イオン交換膜電解槽から産出される約35%のカ性ソーダ溶液は、濃縮設備によって50%の製品となる。

カ性ソーダと塩素ガスの生産量は下記の通りである。

PRODUCT CAPACITY OF NaOH & Cl₂

		Unit : t/d	
		NaOH (as 100%)	Cl ₂
№1	Unit (IM)	16	14.2
№2	Unit (IM)	47	41.6
Total		63	55.8

塩素ガス処理設備の種類と生産能力は下記の通りである。

Cl₂ PROCESSING CAPACITY

		Unit : t/d	
		Plant Capacity	as Cl ₂
1st	- HCl	Stopped	-
2nd	- HCl	30 (As 33% HCl)	9.6
3rd	- HCl	50 (")	16.0
NEW	- HCl	120 (") (60×2)	38.5
	L-Cl	15	15
	B L C	30 (Av. Cl 8%)	24
	B L N	5 (Av. Cl 12%)	0.6
Total			82.1

1st-HClは、老朽設備であるために使用せずに生産能力60t/dのNew-HClを2系列、合計120t/dの塩酸設備を設置することにより、塩素ガス発生量55.8t/dに対して、塩素ガス処理能力は82.1t/dとなり、その倍率は約1.4倍となる。

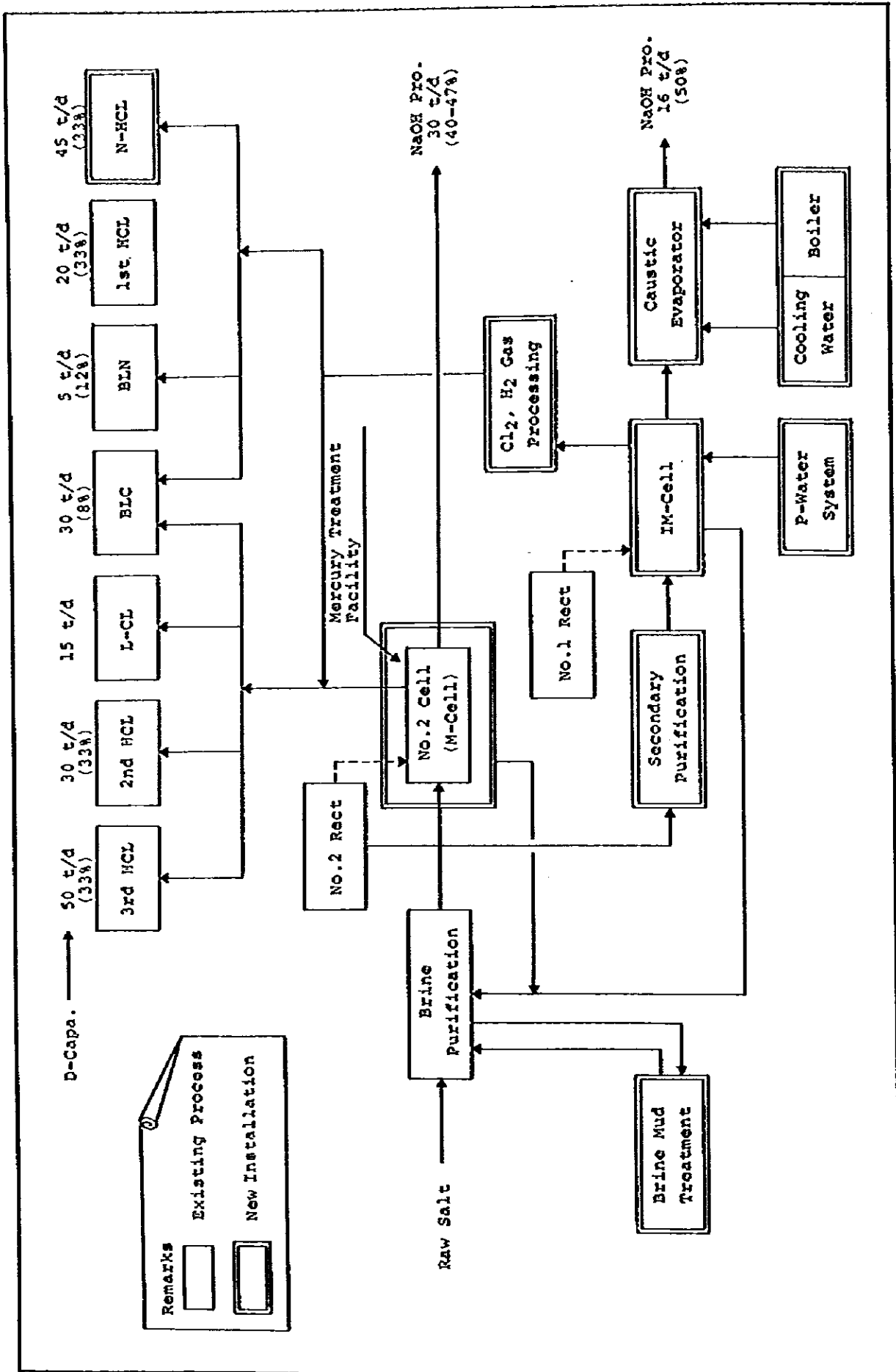


FIGURE III-4.1 OUTLINE OF RENOVATION PROGRAM (CASE 1)

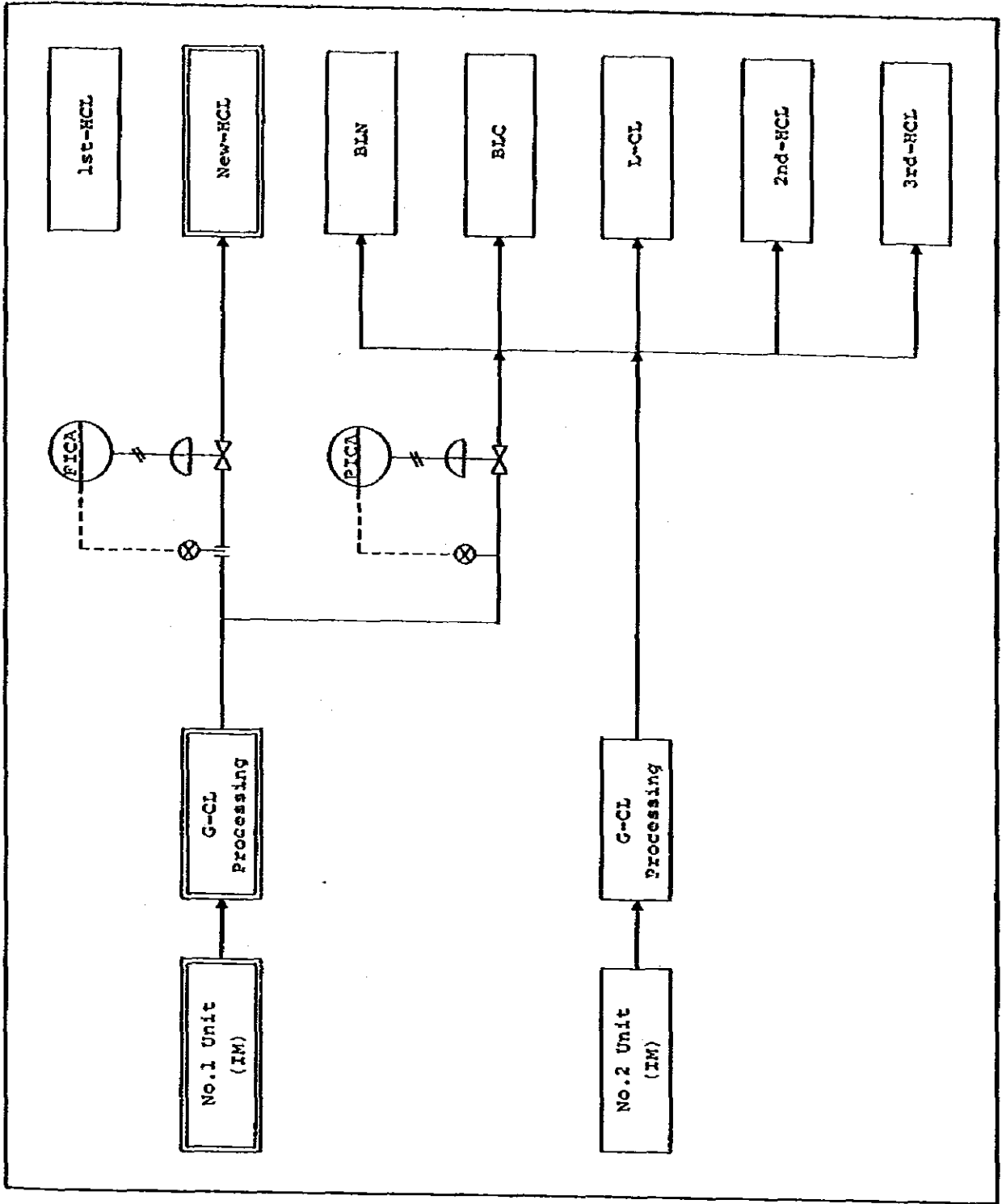


Figure III-4.2 G-CL DISTRIBUTION SYSTEM (CASE 1)

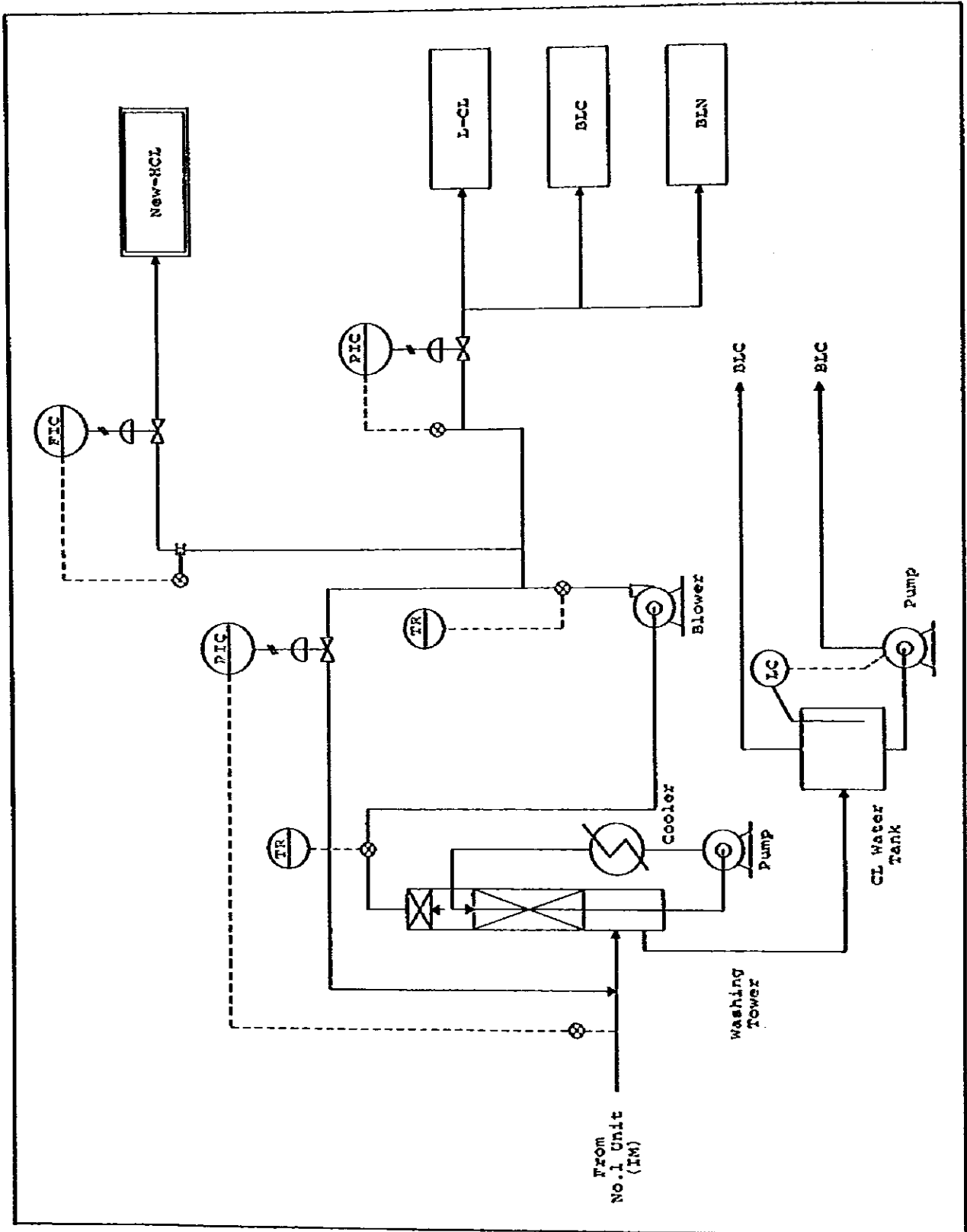


FIGURE TTF-4.3 C-CL PROCESSING (CASE 1)

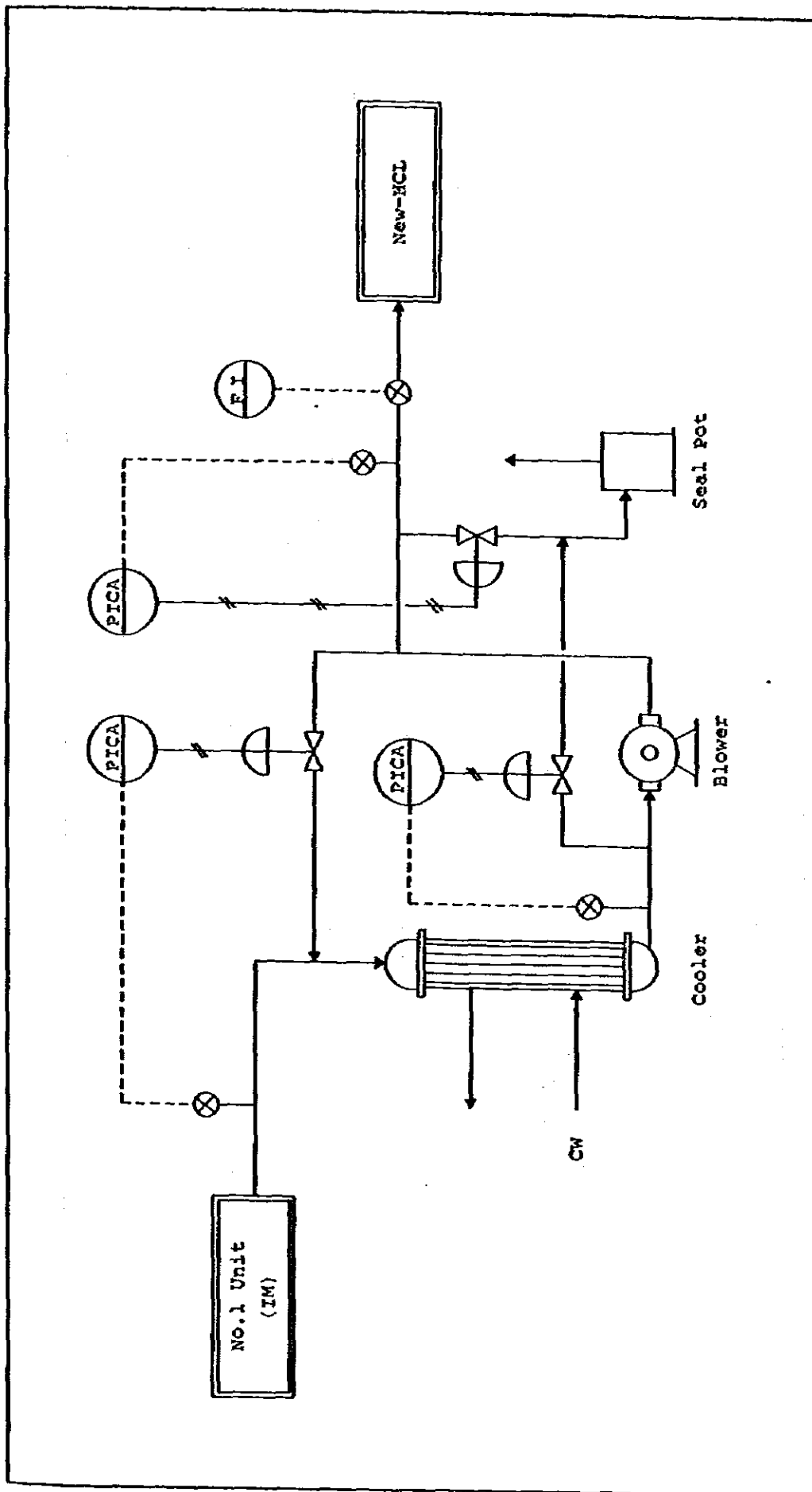


Figure III-4.4 HYDROGEN GAS PROCESSING (CASE 1)

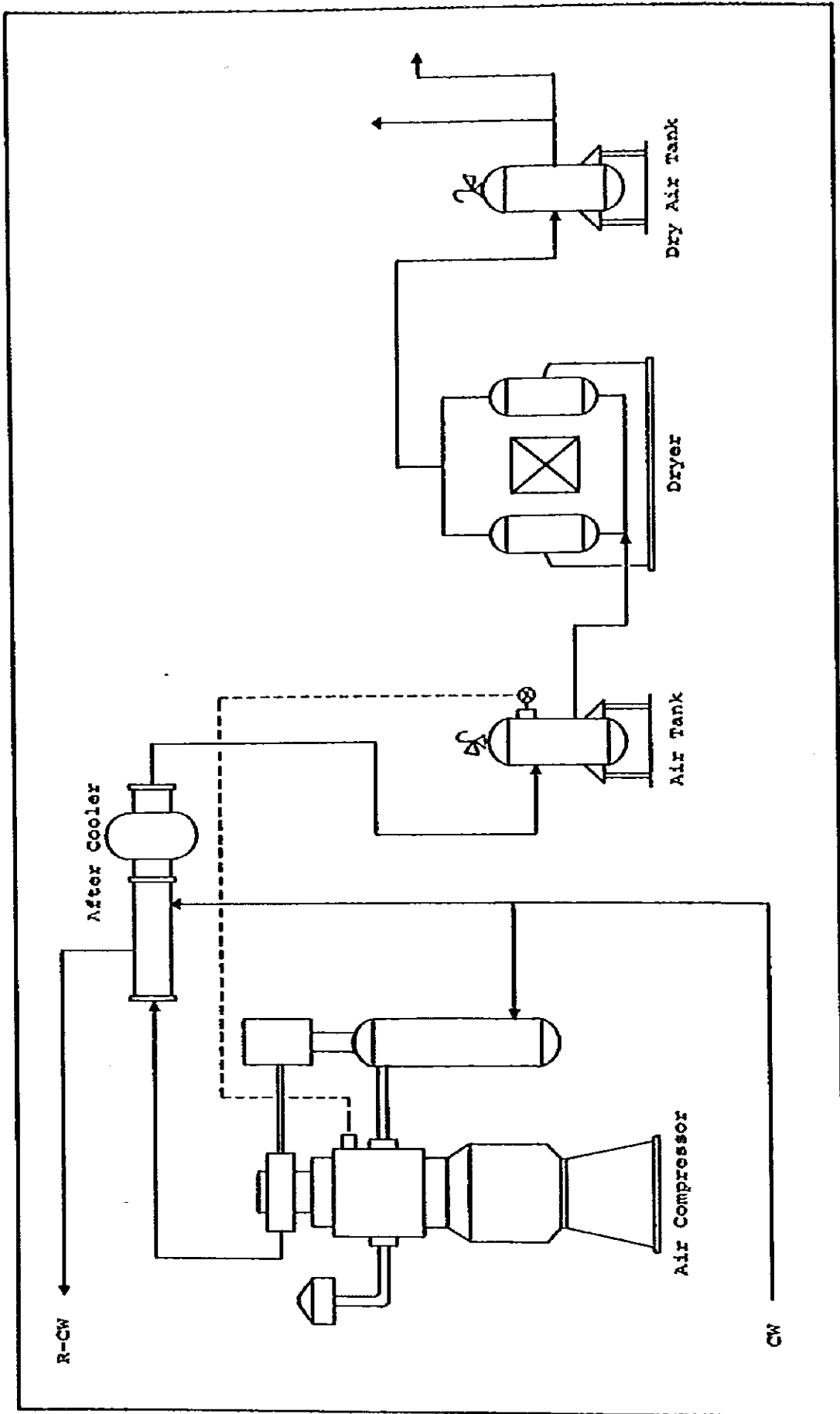


Figure III-4.5 DRY AIR PROCESS (CASE 1)

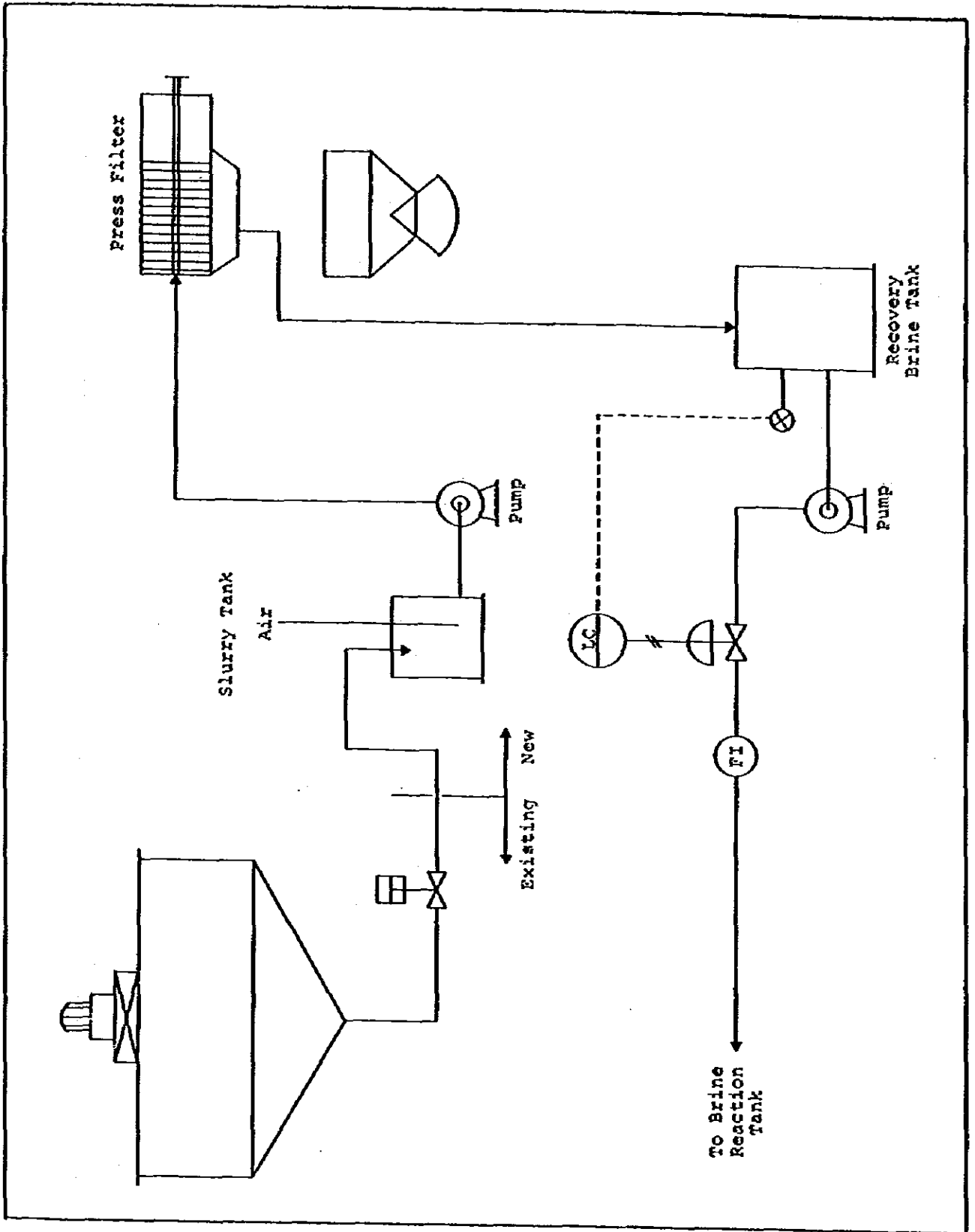


Figure III-4.6 BRINE MUD TREATMENT (CASE 1)

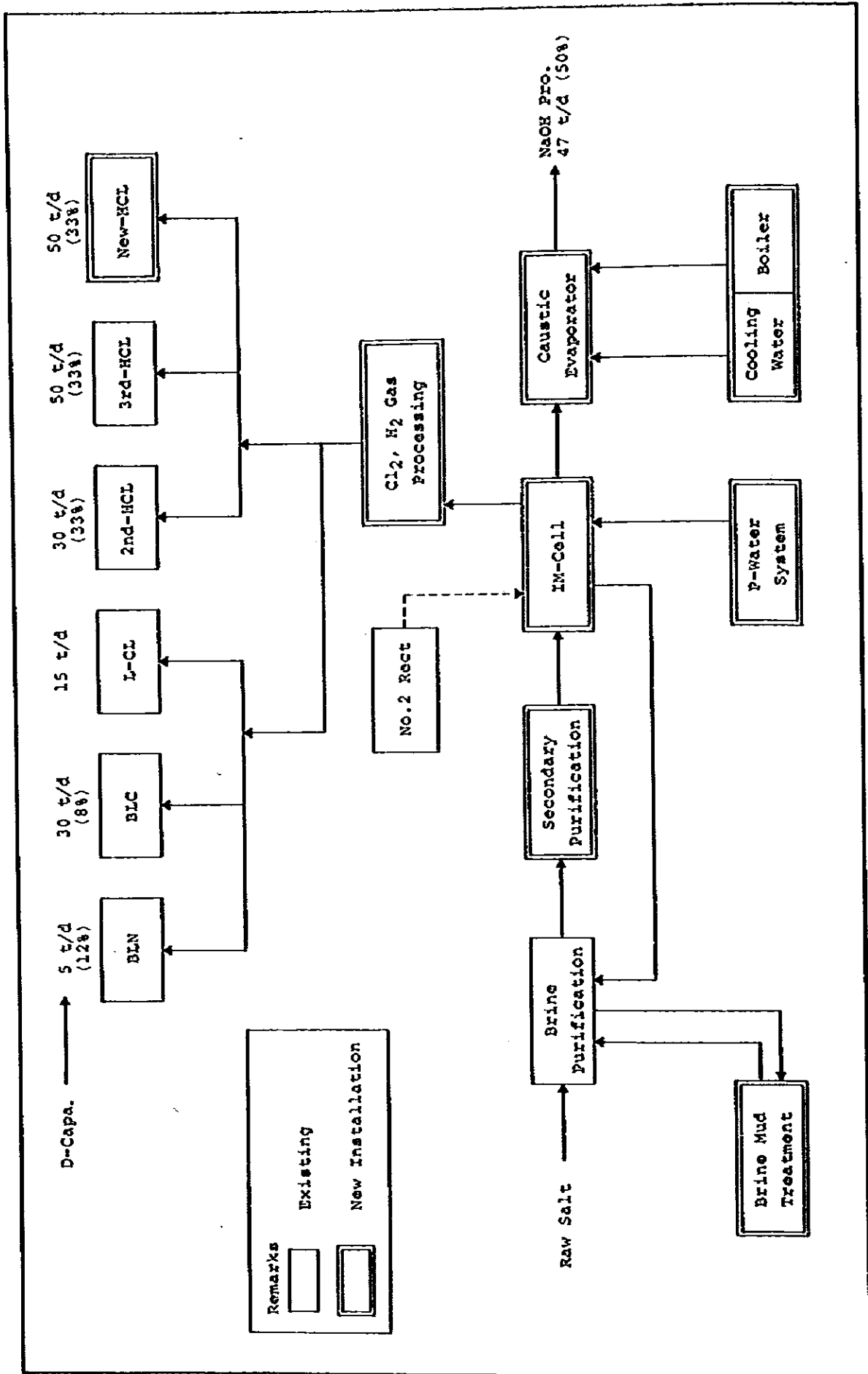


FIGURE III-4.7 OUTLINE OF RENOVATION PROGRAM (CASE 2)

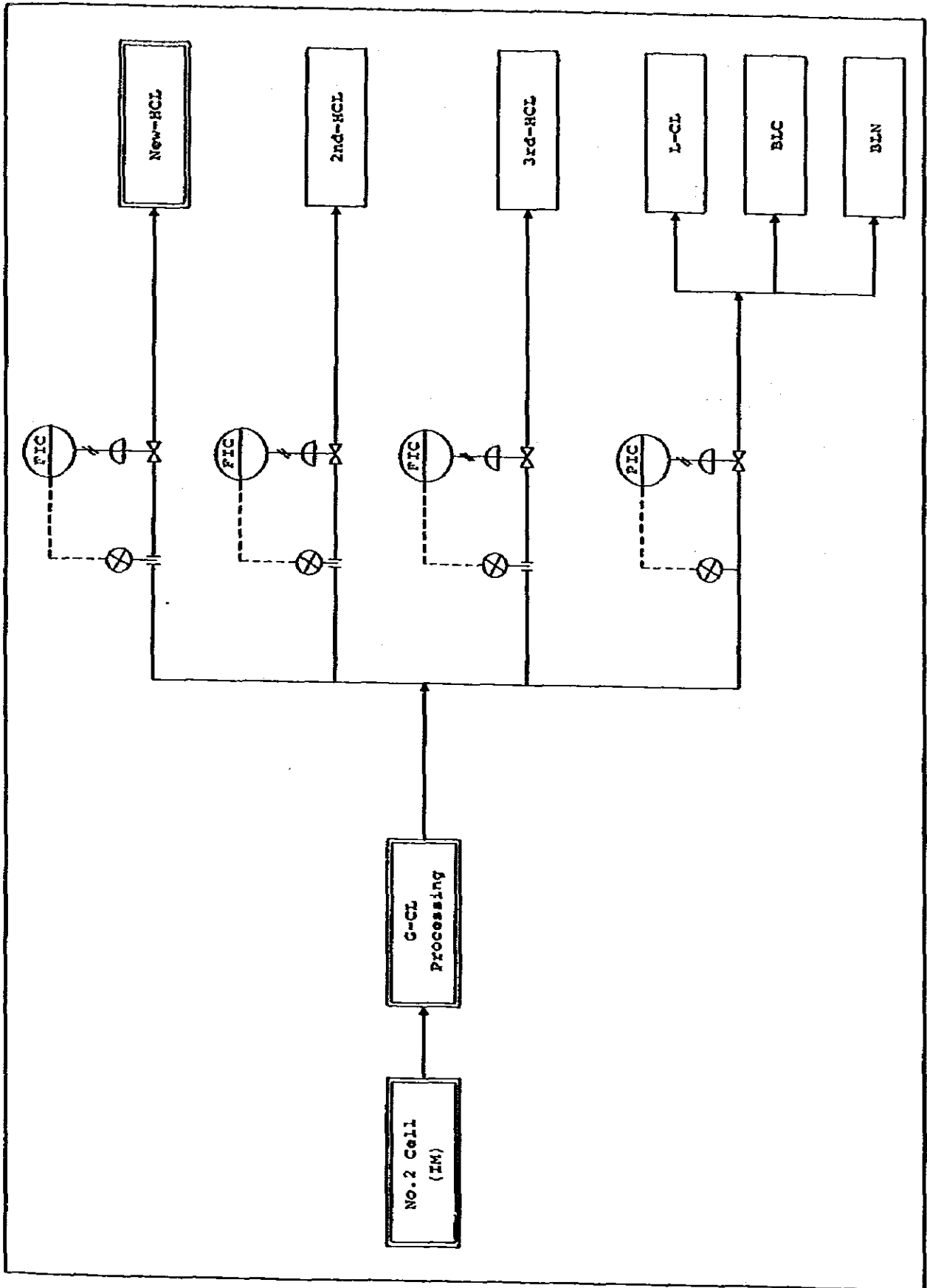


FIGURE III-4.0 G-CL DISTRIBUTION SYSTEM (CASE 2)

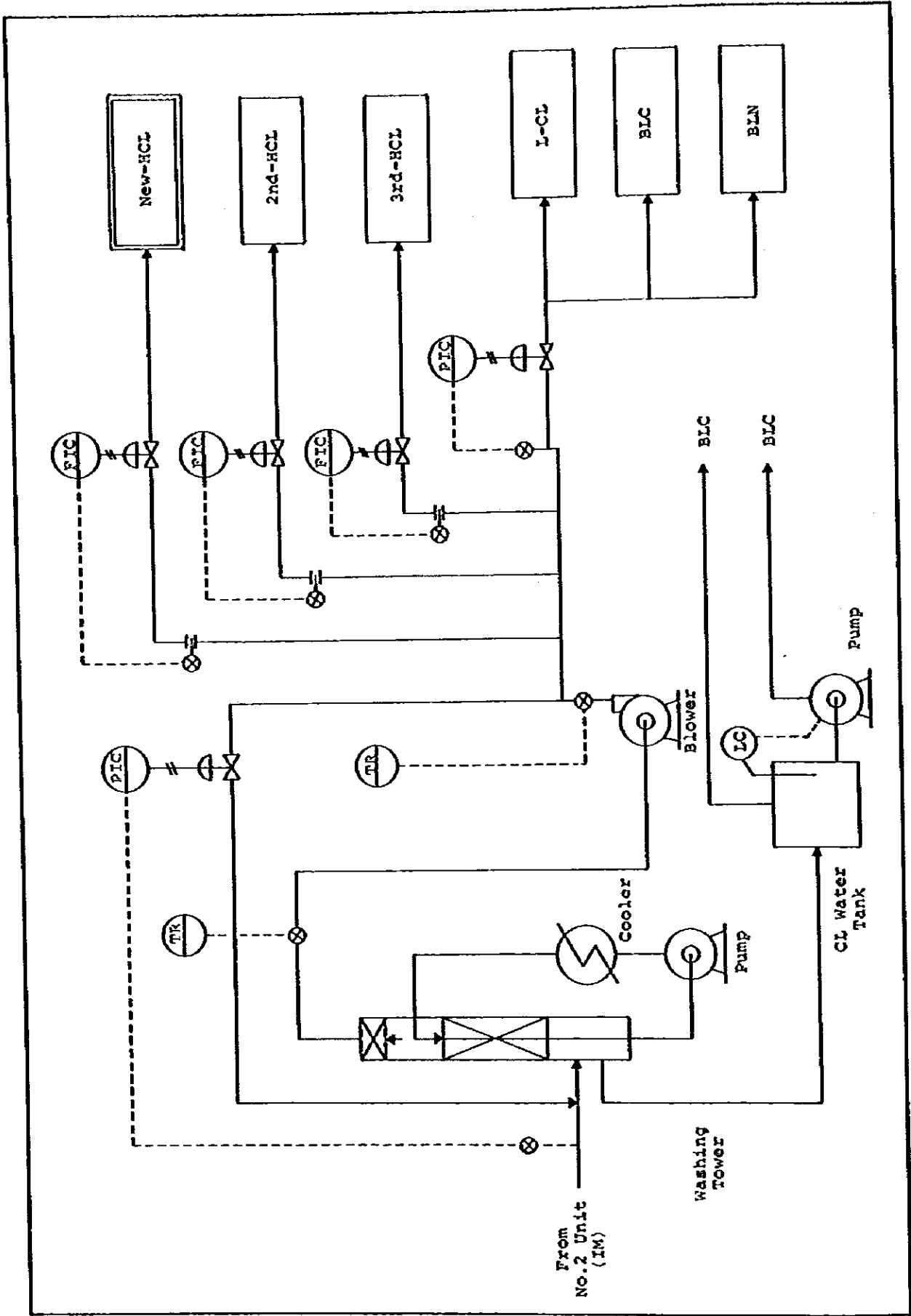


Figure III-4.9 G-CL PROCESSING (CASE 2)

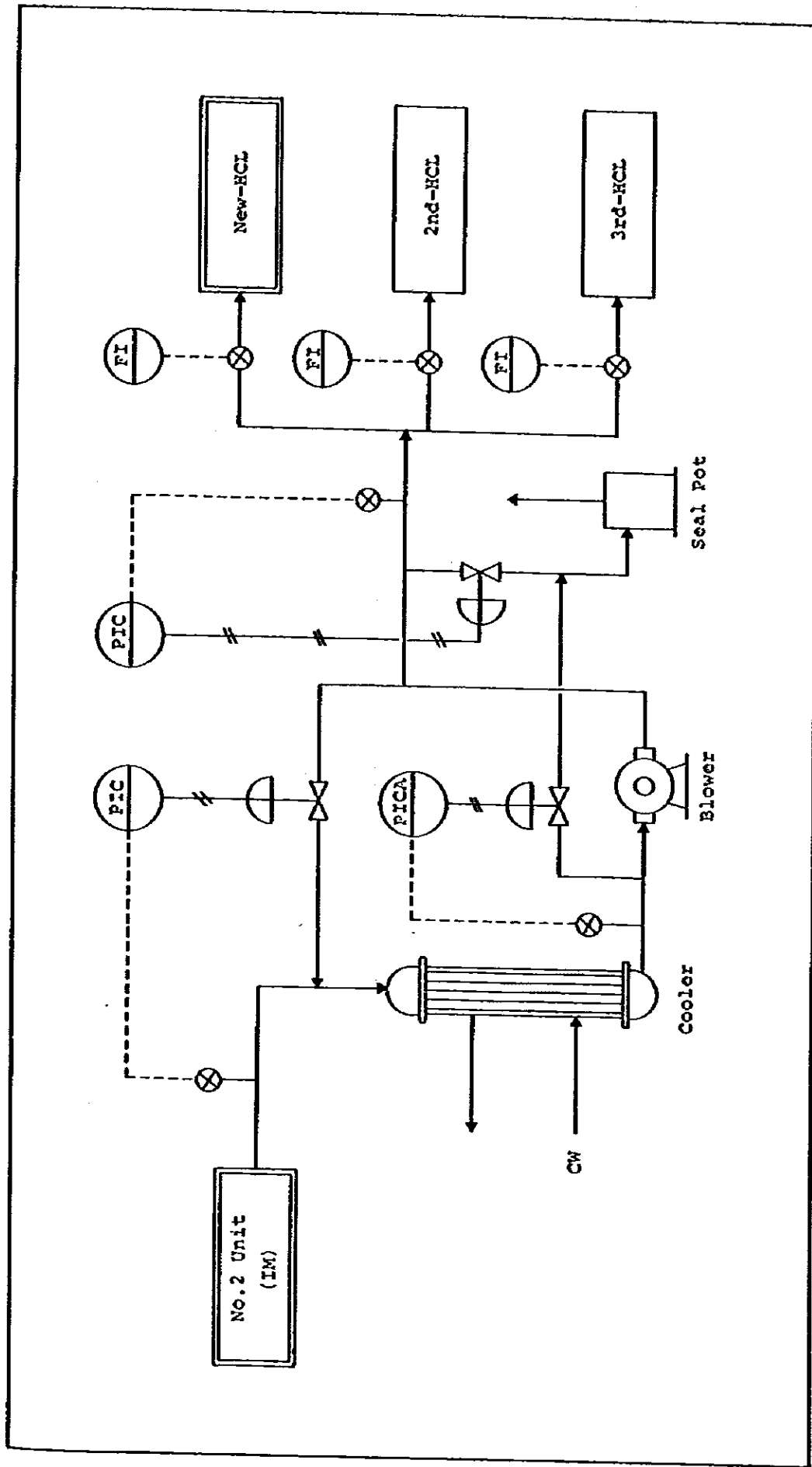


Figure III-4.1.0 HYDROGEN GAS PROCESSING (CASE 2)

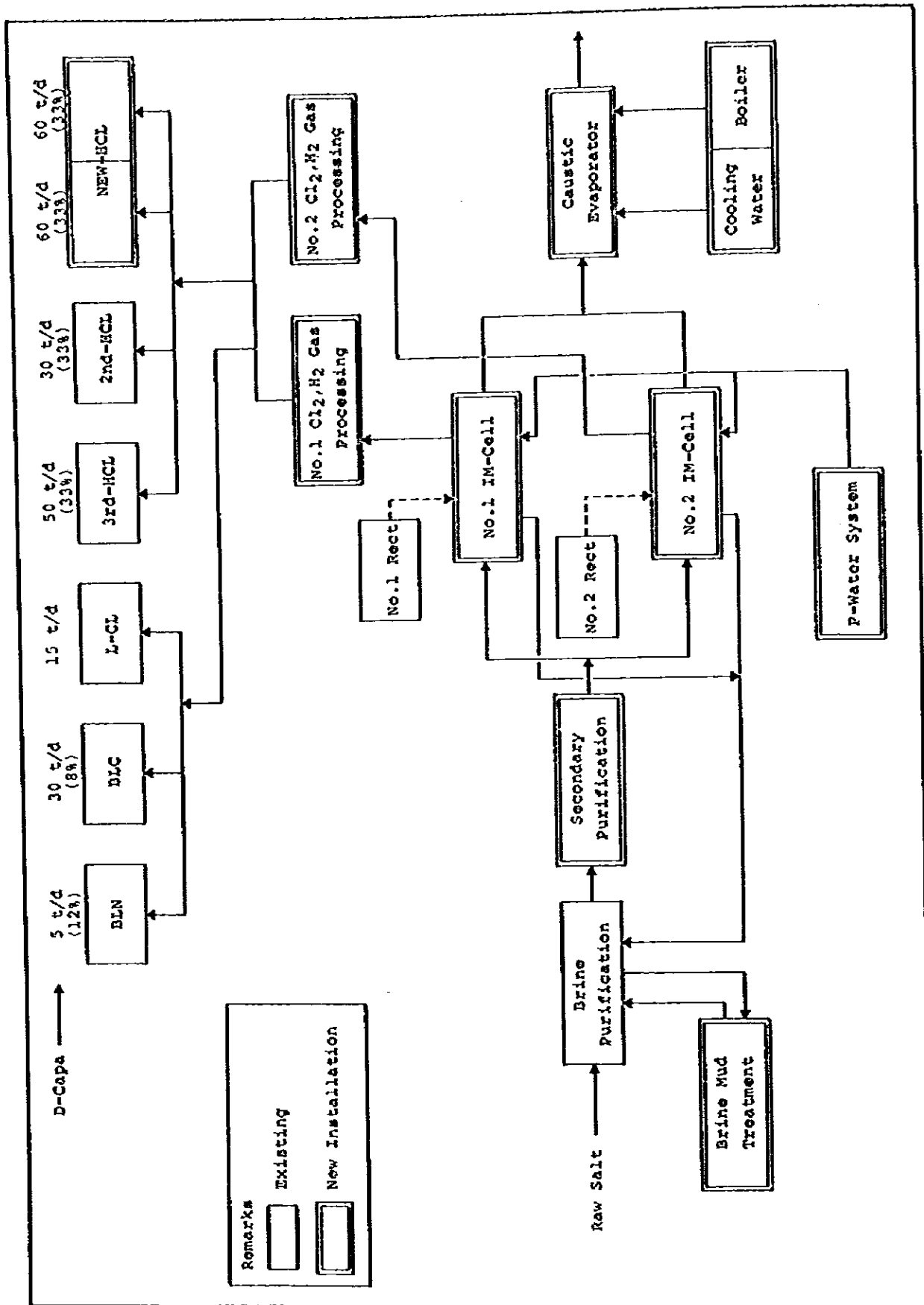


FIGURE III-4.1.1. OUTLINE OF RENOVATION PROGRAM (CASE 3)

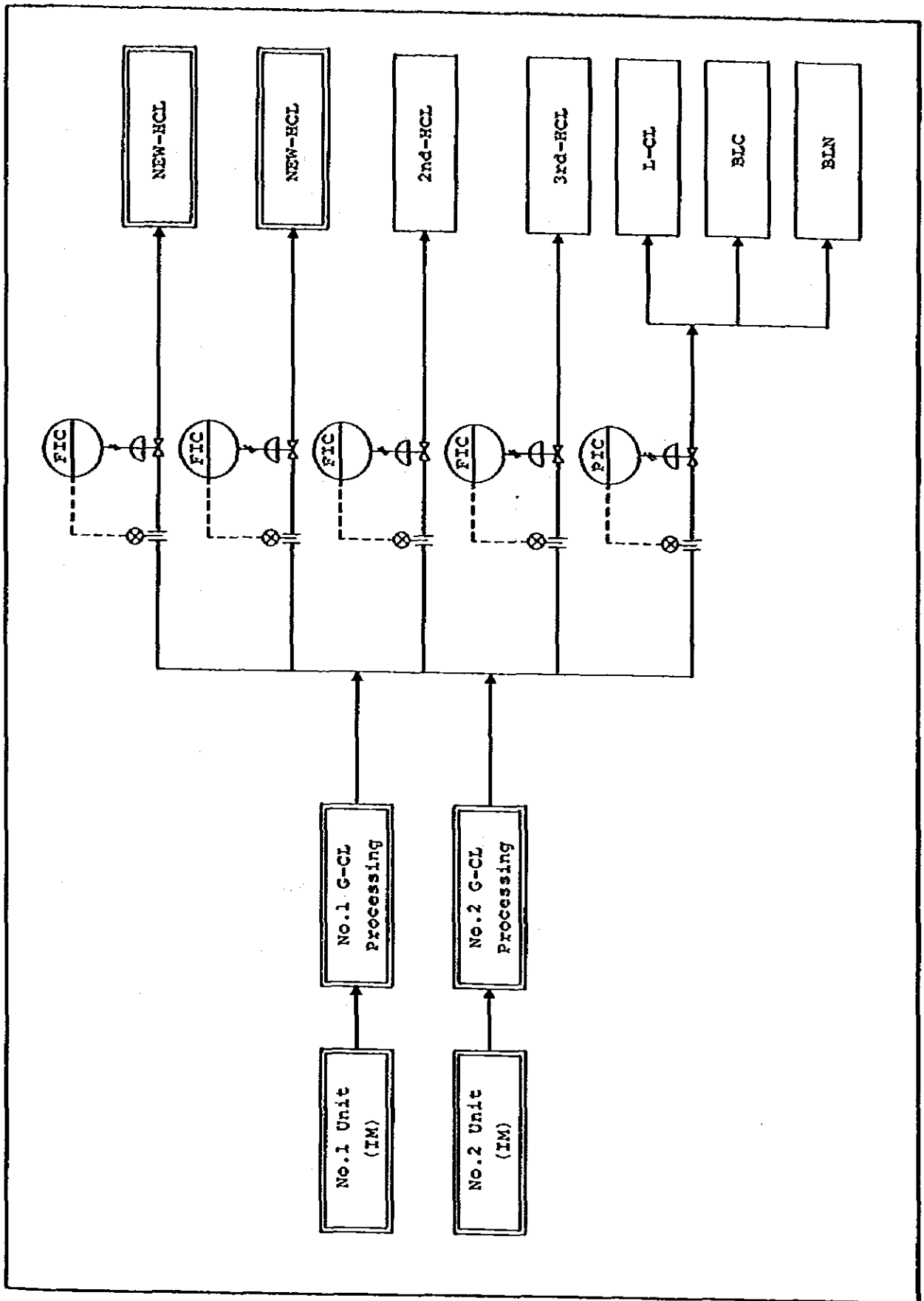


Figure III-4.12 G-CL DISTRIBUTION SYSTEM (CASE 3)

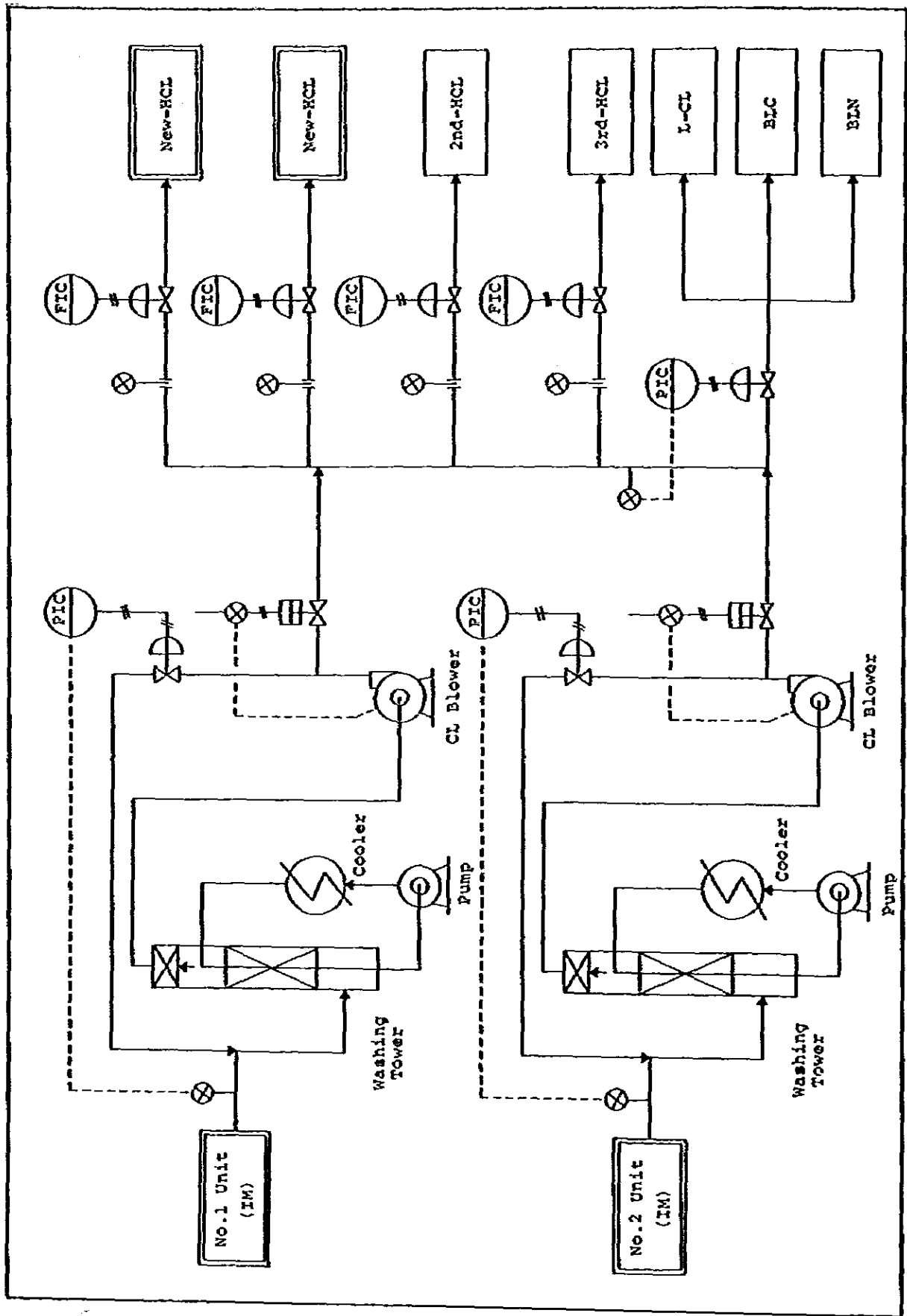


FIGURE III-4.13 G-CL PROCESSING (CASE 3)

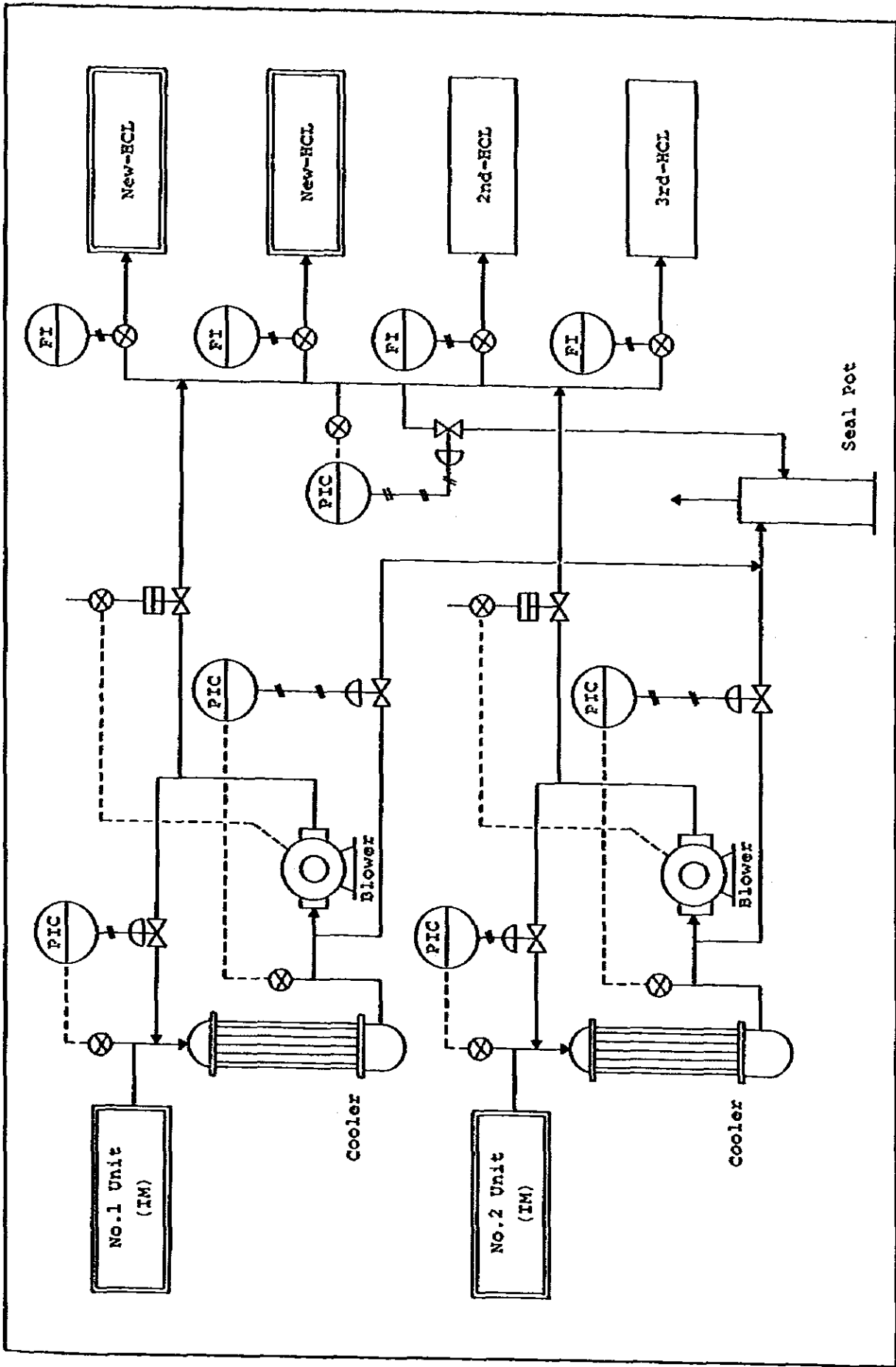


Figure III-4.14 HYDROGEN GAS PROCESSING (CASE 3)

4.3 現設設備の手直し

4.3.1 概 要

現設工場の設備は全般的に老朽化しているし、一部老朽化していない設備も現在の工場環境では、近い将来、同様に老朽化するであろう。

各設備の老朽化による能力低下の度合は第1章(2)に示した通りである。

4.3.2 各設備の手直し計画

前章の現設工場の設備診断結果をもとにして、各設備ごとに、現有機器の不備な点や老朽部分を、改修、改良する。

(1) 塩水精製設備

- (a) 反応性能が劣化している現反応槽を、新しい設計による新反応槽に、完全リプレイスし、合わせて薬注の計装化をはかる。

リノベーション計画の各ケースにおける設計能力は、Case 1の場合は50 m³/h、Case 2の場合は25 m³/h、Case 3の場合は32 m³/hである。

(図Ⅲ-4.15参照)

- (b) 地盤沈下によって現沈降槽は傾斜し、そのために清澄塩水が片流している。これを調整するために、オーバーフロー部全周にPVDの板をセットし、その板に水平なV型ノッチをカットする。

- (c) 現沈降槽はカバーのない開放型である。これは降雨時に雨水が塩水中に入り、飽和塩水を希釈し、また、沈降槽において反応生成物の沈降をさまたげ、電解槽の効率を低下させる。

これを防止するために、現沈降槽の上に独立した屋根を設ける。

- (d) リノベーション計画Case 1の場合、現サンドフィルター後の塩水を、水銀法

用とイオン交換膜法用に分流させ、水銀法用塩水に塩酸を添加し、pHの調整を行う。(図Ⅲ-4.16参照)

- (e) 戻り塩水の脱塩素効果をより高めるために、脱塩素塔入口の戻り塩水に塩酸を添加し、pHの自動調整を行う。

酸性の塩水が飽和槽及び反応槽に戻ると、正常な反応を阻害するために、脱塩素後の戻り塩水にカ性ソーダ溶液を添加し、pHの自動調整を行う。(図Ⅲ-4.17参照)

- (f) Slurry Pump 1台と Return Brine Pump 2台をリブレースする。

- (g) 飽和槽用架構の操作ステージの補修を行う。

(2) No 1 Cell Unit

リノベーション計画のいずれのケースも、現設備は、イオン交換膜設備に転換されるため、この設備内の各機器について改良は行わない。

- (a) Case 1とCase 3の場合、現電解室内に独立したクレーン用架構を設け、吊上げ能力2 tonのクレーンを新設する。(図Ⅲ-4.18参照)

- (b) Case 1とCase 3の場合、現制御室を改良して密閉化し、エアコンディショナーを設置する。

- (c) Case 2の場合は、現設備の各機器を撤去する。

(3) No 2 Cell Unit

Case 2とCase 3の場合、現設備はイオン交換膜設備に転換されるために、75kAのイオン交換膜電解槽用に、現クレーンは、25 tonクレーンに取り替えられる。

(4) 塩酸設備

- (a) 3ユニットある現塩酸設備の内、1st塩酸設備は全体的に老朽化が進んでいるので、リノベーション計画のいずれのケースにおいても運転を停止する。よって、この設備の各機器の改良は行わない。

2ndと3rdの塩酸設備は、まだ十分に使用に耐える設備である。しかし、老朽化を防止するために、これらに対する定期的な保全は必要である。

- (b) 現在、PT. ISI では、小型容器の充てんが、多く行われている。現在の充てん方法は、容器を広場に並べ、それぞれ個々に、充てんホースで充てんするものである。

この方法は、充てんした量目は不正確であり、容器ごとの量も不統一である。且つまた、充てん時に塩酸ガスが、大気中に放散され工場環境を、汚染している原因ともなっている。

以上の不備を改良するために、新しい充てん装置を新設する。

改良の要点は下記の通りである。

(図Ⅲ-4.1.9参照)

- (i) 9個ないしは12個の容器に同時に充てんし、作業の能率化をはかる。
- (ii) 充てん量の正確化をはかる。
- (iii) 充てん時の大気への塩酸ガスの放出を防止し、工場環境の保全をはかる。

(5) 塩素液化設備

- (a) Nash Pump 用の硫酸冷却器をリプレースする。

- (b) Nash Pump の予備と、予備部品を用意する。
そのリストは下記の通りである。

(i) Cl ₂ Gas Compressor	1 Set
(ii) Mechanical Seal Complete	4 Sets
(iii) Shaft Sleeve SUS 316	12

(V) Stationary	12 /
(V) Rotary Seal	12 /
(V) O-Ring Byton	40 /
(VI) O-Ring Floating Retainer	40 /
(VII) Floating Retainer & Seal Ring	8 Sets
(X) Teflon V Packing	40 /
(X) Floating Retainer Seat	8 /

(c) Drying Tower 用の硫酸冷却器 3 セットをリプレースする。

(d) 塩素ガス Condenser とそれに附属する計器をリプレースし、現設のものは充分整備して、予備とする。

(e) 液化塩素容器の保冷材を用意し、施工をやり直す。
再施工するものは下記の通りである。

(i) Liquid Cl ₂ Receiver	3 Sets
(ii) Liquid Cl ₂ Tank	1 Set
(iii) Cl ₂ Condenser	1 /

(f) 塩素用バルブの予備品を用意する。
そのサイズと数量は下記の通りである。

(i) AT-A 15A	8 Pcs
(ii) AT-A 20A	8 /
(iii) AT-A 25A	20 /
(iv) AT-B 25A	4 /
(v) AT-B 50A	8 /

(g) 液化塩素充てん用に使用している圧縮空気の、Air Dryer をリプレースする。

(h) 液化塩素用 Cylinder の耐圧テスト装置を新設する。

(6) サラシ液設備

- (a) Reacting Pump をリブレースする。
- (b) Ca-Hypo Pump をリブレースする。
- (c) Cl_2 Gas Blower をリブレースする。

(7) 次亜塩素酸ナトリウム設備

- (a) Cl_2 Gas Blower をリブレースする。
- (b) Reacting Cooler をリブレースする。

(8) No 1 整流器

電流制御パネルを一式リブレースし、整流器本体は充分整備し、不良部品は取り替える。

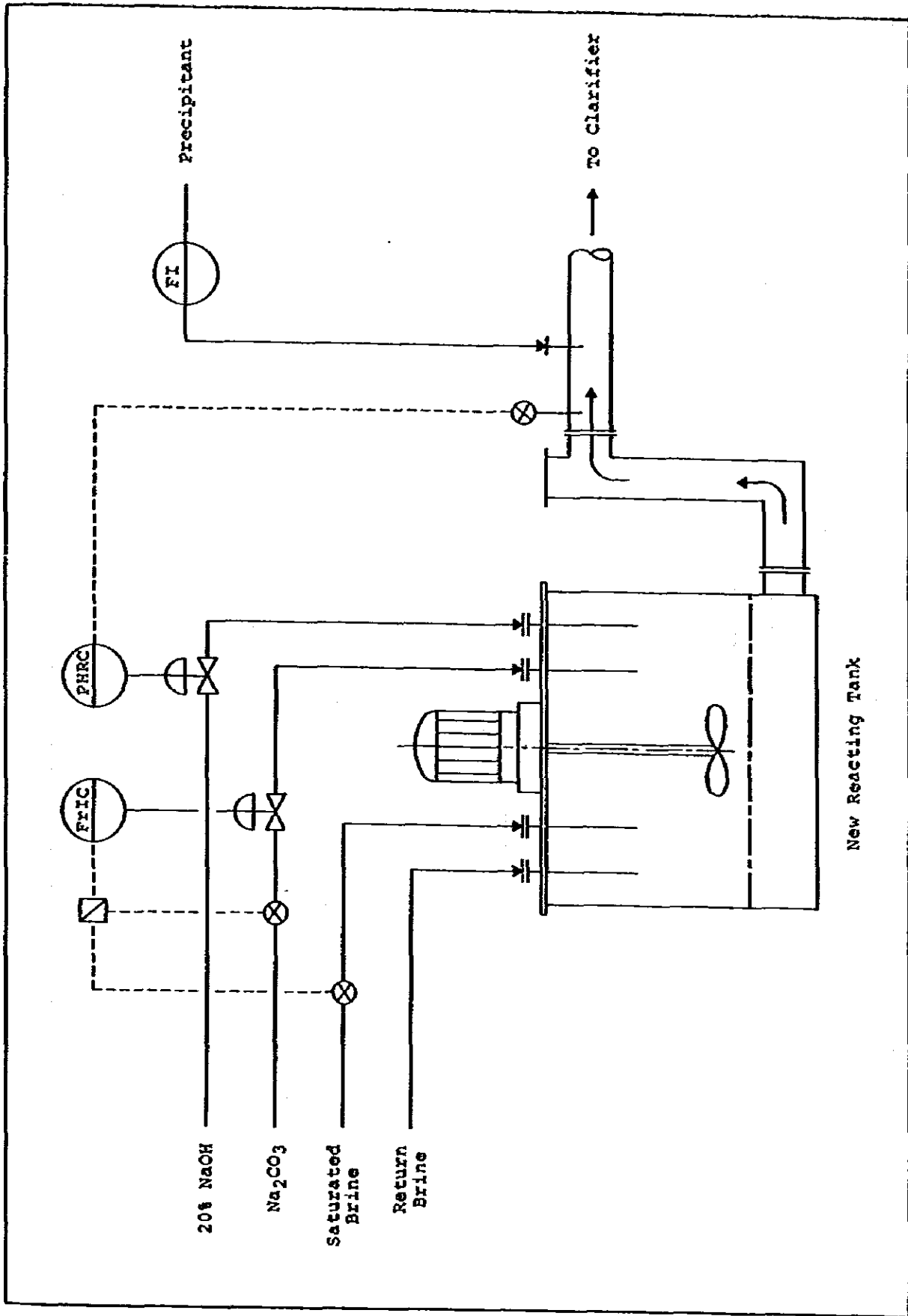


FIGURE III-4.15 NEW REACTING TANK AND CONTROL SYSTEM FOR CHEMICAL FEED (BRINE PURIFICATION SECTION)

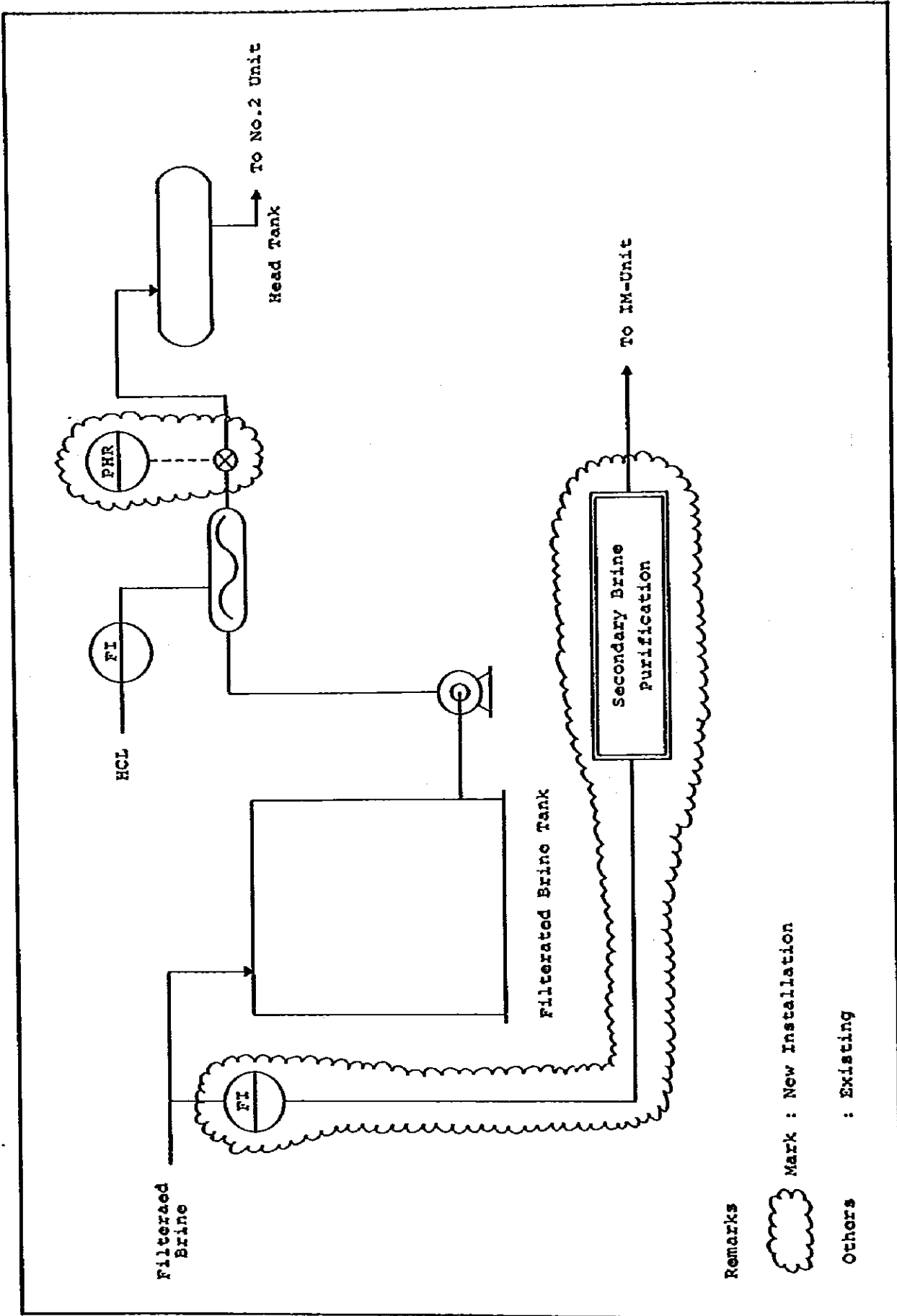
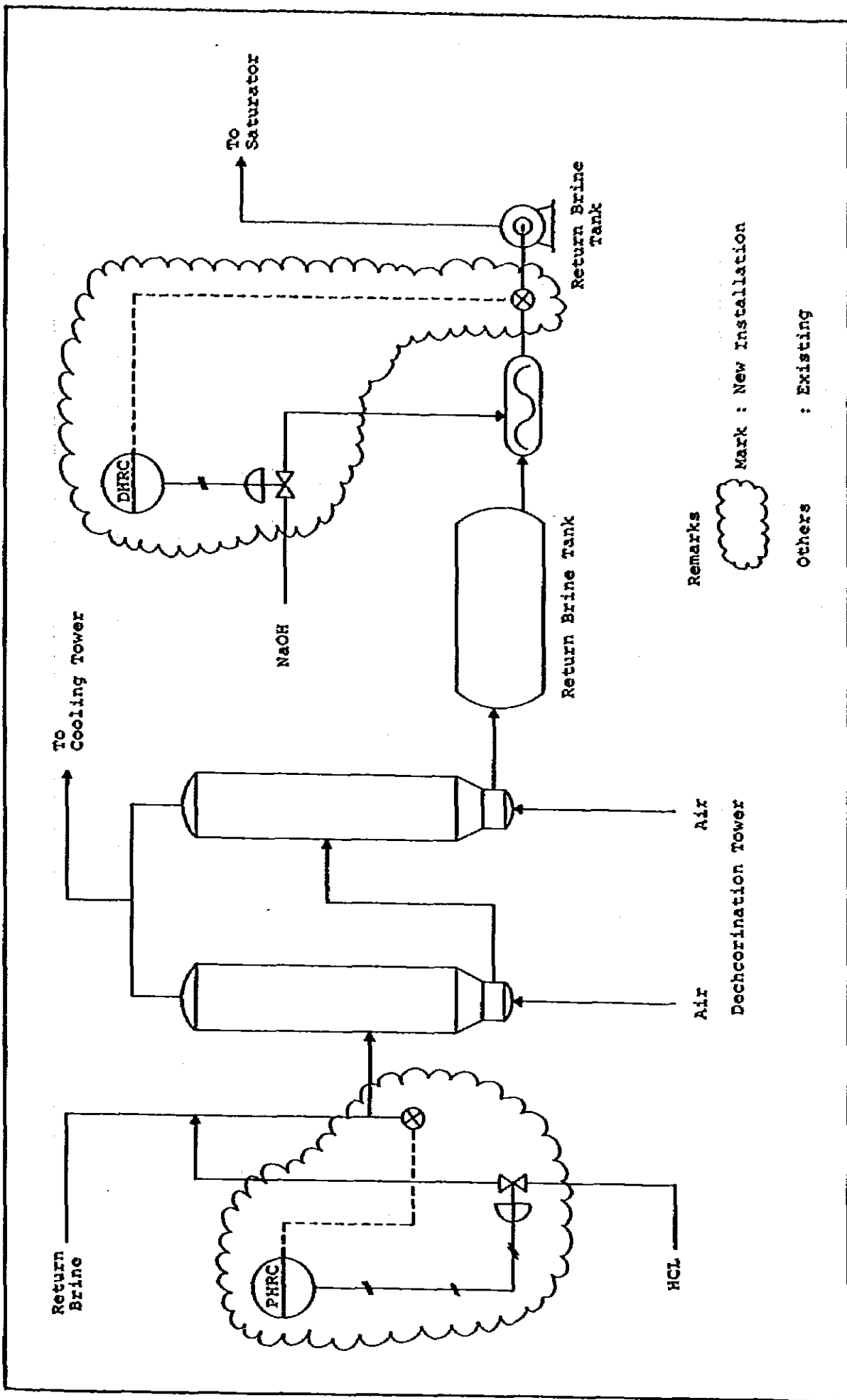


Figure III-4.16 BRINE DISTRIBUTION SYSTEM




Remarks  Mark : New Installation
 Others : Existing

Figure III-4.17 PH CONTROL SYSTEM FOR RETURN BRINE

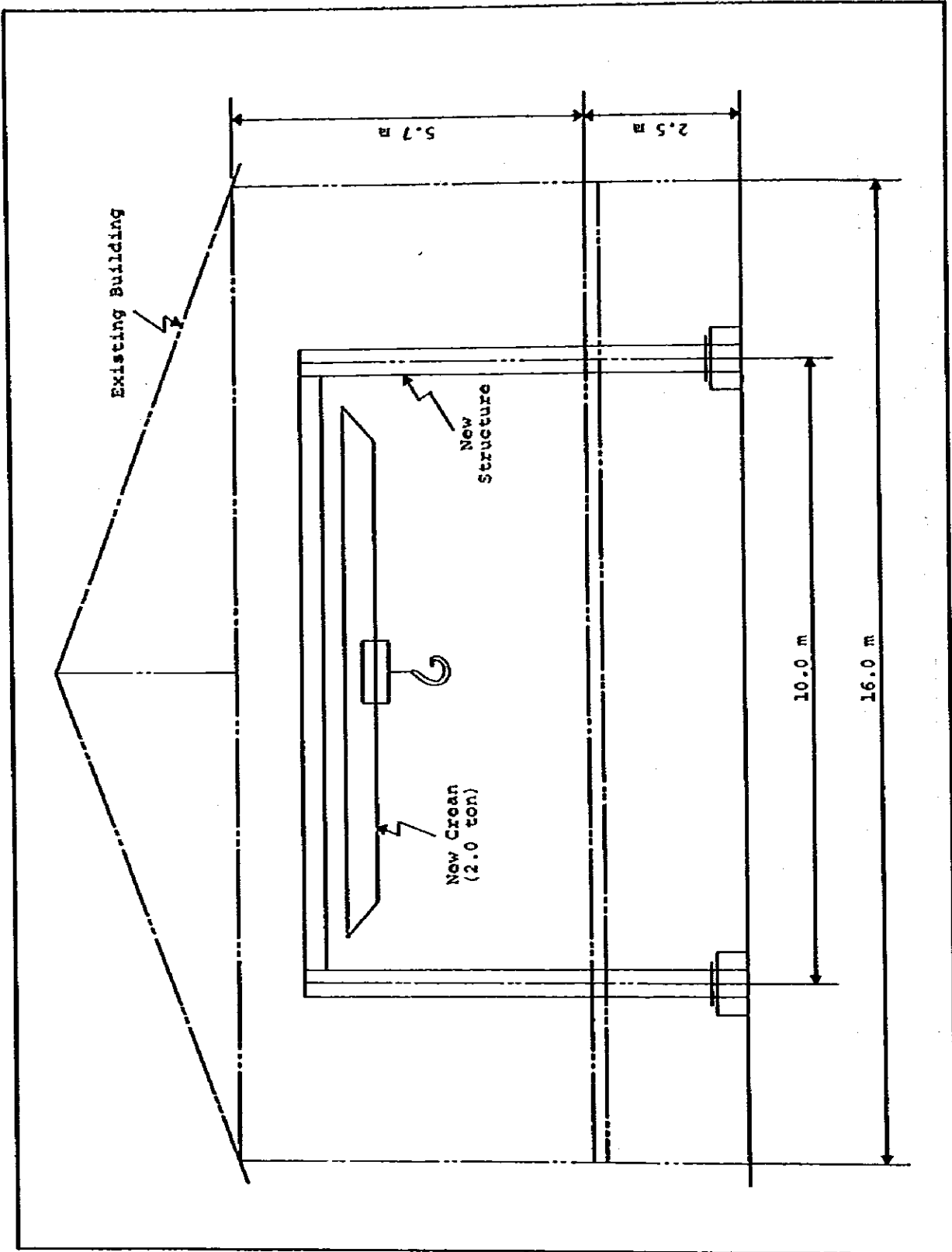


FIGURE III-4.18 RENOVATION OF NO.1 UNIT ROOM

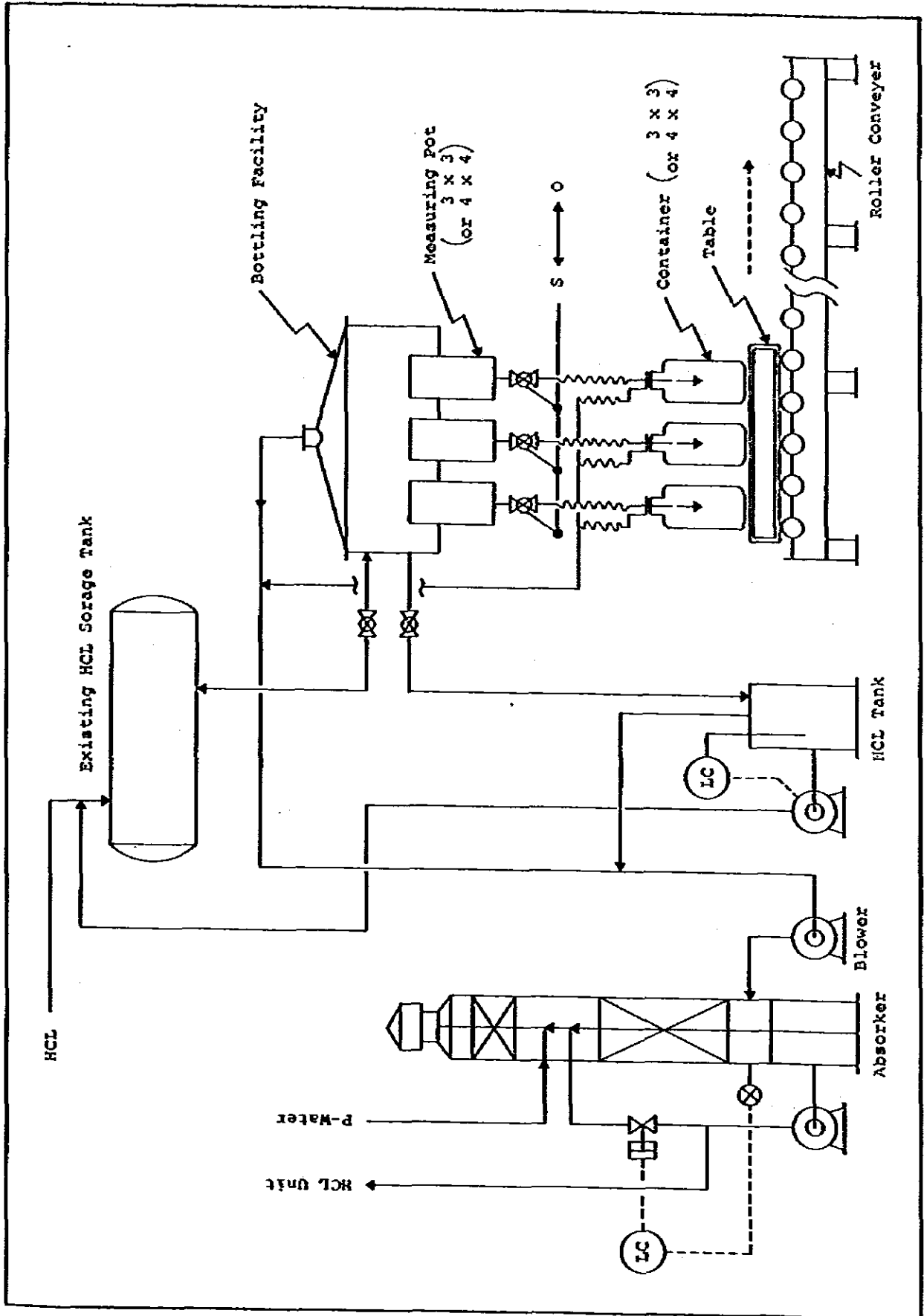


Figure III-4.19 BOTTLING SYSTEM FOR HCL

4.4 操業上の留意点

カ性ソーダプラントにおいて、水銀法とイオン交換膜法の電解設備のプロセスは、類似しているが、イオン交換膜法の方が操業上、より精密な管理が必要とされる。

イオン交換膜設備を操業するにあたって、電解槽を中心にして留意しなければならない点は下記の通りである。

- (a) 電解槽にフィードする塩水の品質と流量
- (b) 塩素ガスと水素ガスの圧力
- (c) 電解槽から産出するカ性ソーダ溶液の濃度
- (d) 電解槽から流出する戻り塩水濃度

4.4.1 フィード塩水の品質

イオン交換膜電解設備において、高純度品質の塩水を得るために、一次塩水精製設備（現有設備）の後に二次塩水精製設備を設ける。

しかしながら、一次塩水の品質が悪いと、二次塩水精製設備にかかる不純物の負荷が大きくなり、高純度の塩水が得られなくなる。

その結果として、イオン交換膜にダメージを与えて正常な電解槽の操業が不可能となる。

一般的に二次塩水精製設備入口の塩水の条件として

$\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}$ (as CaO)	: 3 ppm以下
SO_4^{2-}	: 4.0 g/l以下
SS	: 1 ppm 以下
ClO^-	: 0

以上の条件をみたすために、現有の設備の不備な点を改良し、良好な運転を行う必要がある。

(1) CaとMgの除去

- (a) 原料塩溶解において、310 g/l以上の高濃度塩水にする。

塩水中における $Mg(OH)_2$ の溶解度は、塩水濃度が高い程、低い値を示す。

- (b) 反応槽におけるpH値を約11.5に調整する。
これによって塩水中に残存する Mg^{2+} 濃度はほとんど0になる。
- (c) 反応槽において過剰アルカリがあると、反応が平衡に達する時間が短くなり、また、残存 Ca^{2+} も減少する。
過剰アルカリを0.2~0.3g/ℓに管理する。
- (d) 反応槽における Na_2CO_3 の添加は、塩水濃度を希釈しないように、高濃度溶液で行うべきである。
一般的に、その濃度は15~20%とし、過剰量を0.3g/ℓに管理する。
- (e) Ca, Mg の反応生成物の、沈降槽における沈降分離をよりよく行わしめるために、反応後の塩水に沈降助剤を添加する。

(2) SO_4^{2-} の除去

原料塩を溶解した粗塩水中に $BaCl_2$ を添加し、 SO_4 と反応させ、 $BaSO_4$ として沈降分離させる。この反応は塩水の酸性領域で行わせる方が効率が良い。

(3) 遊離塩素の除去

塩水中に遊離塩素が存在すると、二次塩水精製設備において、イオン交換レジンに吸着させた Ca, Mg を遊離させ、電解槽にフィードする塩水中の Ca, Mg の量が多くなる。

一次塩水中の遊離塩素を除去するために、 Na_2SO_3 添加装置を新設している。

- (a) Na_2SO_3 の添加は、塩水のアルカリ領域で行う。酸性領域で添加すれば、 Na_2SO_3 が分解してガス化(SO_2)する恐れがある。
- (b) Na_2SO_3 溶液は、 Na_2SO_3 の沈降を防止するために常時攪拌を要するが、長時間保存すると酸化(Na_2SO_4)される恐れがある。

- (c) 塩水中の遊離塩素の測定に、酸化還元電位計を用いる。
その場合、測定点の pH 値が変化すると、それによって酸化還元電位も変化する。
よって測定点は pH 値 11～12 の安定領域とする。

(4) SS 分の除去

サンドフィルターで濾過した一次塩水を、さらに精密濾過するために精密濾過器を設置する。これは濾過助剤に α -セルローズを用いたセラミックスフィルターである。

このフィルターの運転にあたって、塩水のフィード圧力を一定に保つことが大切である。

フィード圧力の変動がはげしければ、エレメントから濾過助剤が脱落することもある。

4.4.2 塩素ガスと水素ガスの圧力

イオン交換膜電解槽の操業を良好な状態に保つために、塩素ガス圧力（陽極側）及び水素ガス圧力（陰極側）を一定値に保持する必要がある。

塩素側圧力は $0 \pm 10 \text{ mmHg}$ で、水素側圧力は塩素側圧力プラス 200 mmHg に制御する。

各リノベーション計画にあたって、塩素ガス、水素ガスプロセス設備に圧力制御システムを設けているが、操業にあたっては、このシステムを十分に把握して、計装システムが正常な作動をするよう留意する。

4.4.3 カ性ソーダの濃度

イオン交換膜電解槽の操業において、カ性ソーダの濃度と電解槽の効率の関係を把握して、最も高い効率が得られるように、陰極側への純水のフィード量を加減し、カ性ソーダ濃度を調整する。

4.4.4 戻り塩水の濃度

イオン交換膜電解槽の操業において、戻り塩水の濃度によって、電解槽の効率が変化する。

使用するイオン交換膜の特性に合せ、フィードする塩水量を加減し、戻り塩水の濃度を調整する。

第5章 リノベーション実施計画

5.1 リノベーションの概要と設計条件

5.1.1 リノベーション工事の範囲

リノベーションの設備工事の範囲と方法については、第4章で詳述した。設備工事の範囲は各ケースによって規模の大小はあるが、次の項目にまとめられる。

- (a) 水銀法電解槽の撤去とイオン交換膜法電解槽の新設
- (b) カ性ソーダ濃縮設備の新設
- (c) 二次塩水精製設備の新設
- (d) 塩酸合成設備の一系列新設
- (e) 既存老朽設備の手直し
- (f) 受電圧変更に伴う諸設備の新設と力率改善工事
- (g) 環境改善設備工事と分析器具の供給

以上の設備工事を実施完成し、正常な運転を行うため、下記の資機材とサービスの供給が必要となり、プロジェクトコストのうちのプラントコストを構成する。

- (a) サービス
 - (i) プロセスライセンスおよび基本設計
 - (ii) 詳細設計とエンジニアリング
 - (iii) 資機材の調達と検査
 - (iv) 建設工事の監督
 - (v) 試運転と要員の訓練
 - (vi) 運転および保守用のマニュアル
 - (vii) 入札仕様書作成とコントラクター選定のためのテクニカルアドバイザー

(b) 資 機 材

- (I) リノベーションに必要な全ての資機材
- (II) 同上の海上輸送，陸上げ，内陸輸送

(c) 現場工事

- (i) 不要設備の撤去工事
- (ii) 現設設備の手直し工事
- (iii) 新設設備の据付工事
- (iv) 土建工事
- (v) 配管，電気，計装，保冷，保温，塗装工事
- (vi) 上記にかかわる建設機械

なお，機器および機械のリストを表V-5.1に示している。

5.1.2 設備能力比較

現有設備とリノベーション後の各ケースの設備能力は、下記の通りである。

PLANT CAPACITY AFTER RENOVATION				
	Existing	Case 1	Case 2	Case 3
Brine Purification				
Primary	80m ³ /h	50m ³ /h	25m ³ /h	32m ³ /h
Secondary		7m ³ /h	20m ³ /h	27m ³ /h
Mud Treatment (Dry Base)		3.2 t/d	3.3 t/d	4.4 t/d
Cell				
No1	M-30kA×12	IM-30kA×16		IM-30kA×16
No2	M-75kA×12	M-75kA×12	IM 75kA×19	IM 75kA×19
Rectifier				
No1	30kA×55V	30kA×55V		30kA×55V
No2	75kA×65V	75kA×65V	75kA×65V	75kA×65V
Caustic Soda				
Evaporation(NaOH)		16 t/d	47 t/d	63 t/d
Cl₂ Gas Processing				
No1		190Nm ³ /h		190Nm ³ /h
No2			550Nm ³ /h	550Nm ³ /h
H₂ Gas Processing				
No1	150Nm ³ /h	200Nm ³ /h		200Nm ³ /h
No2	380Nm ³ /h	380Nm ³ /h	600Nm ³ /h	600Nm ³ /h
HCL(33%HCL)				
1st	20 t/d			
2nd	30 t/d	30 t/d	30 t/d	30 t/d
3rd	50 t/d	50 t/d	50 t/d	50 t/d
New		45 t/d	50 t/d	120 t/d
Liq. -Cl ₂	15 t/d	15 t/d	15 t/d	15 t/d
BLC(Av.Cl 8%)	30 t/d	30 t/d	30 t/d	30 t/d
BLN(Av.Cl 12%)	5 t/d	5 t/d	5 t/d	5 t/d
Cooling Water				
No1	300 m ³ /h	300 m ³ /h	300 m ³ /h	300 m ³ /h
No2	110 m ³ /h	110 m ³ /h	110 m ³ /h	110 m ³ /h
New		149 m ³ /h	221 m ³ /h	435 m ³ /h
Boiler(10kg/cm ²)		0.8 t/h	23 t/h	30 t/h
Instrument Air		290Nm ³ /h	320Nm ³ /h	350Nm ³ /h
Demine-Water	n.a.	+85 t/d	+180 t/d	+290 t/d

5.1.3 プロセスフロー、レイアウトおよび機器リスト

リノベーション後の各ケースのプロセスフローシートを図Ⅲ-5.1, Ⅲ-5.2, Ⅲ-5.3に示し、レイアウトを図Ⅲ5.4に示す。又、新設する主たる機器の機器リストを表Ⅲ-5.1に示す。

尚、リノベーション後の各プロセスにおける内容は下記の通りである。

(1) 塩水一次精製プロセス

原塩溶解槽において、原塩は、各電解槽からの戻り塩水を脱塩素した希釈塩水とプロセス水によって溶解される。原塩を溶解した粗塩水は反応槽に送られる。反応槽において、 NaOH , Na_2CO_3 , BaCl_2 が粗塩水に添加され、粗塩水の不純物の Mg^{+2} , Ca^{+2} , SO_4^{2-} と反応し、各々 $\text{Mg}(\text{OH})_2$, CaCO_3 , BaSO_4 を生成する。反応が完了した粗塩水は、沈降槽に送られる。

沈降槽において、反応生成物は沈降分離され沈降槽底部から塩水と共に抜き出され、マッド処理装置に送られる。一方、清澄塩水は、沈降槽からオーバーフローしサンドフィルターによって戸過される。

尚、沈降槽における反応生成物の沈降を容易にするために、沈降助剤が添加される。沈降槽から送られたマッドは、フィルタープレスによって、固形分と戸液に分離され、戸液は回収され反応槽に返送され、また固形分は系外に取り出される。

清澄塩水を戸過した一次精製塩水は、Case 1の場合、水銀電解槽用塩水とイオン交換膜電解槽用塩水に分流され、水銀電解槽用塩水は、塩酸を添加されてpH値を調整されて、電解槽にフィードされる。

各ケース共に、イオン交換膜電解槽用塩水は、その塩水中の ClO^- を除去するために、 Na_2SO_3 が添加され、更に塩酸が添加され、pH値を9に調整され、その後、精密戸過され、塩水二次精製装置に送られる。

(2) 塩水二次精製プロセス

塩水一次精製プロセスから送られた塩水は、イオン交換樹脂塔にフィードされ、イオン交換樹脂塔において、塩水中の Ca^{2+} 、 Mg^{2+} コンテントは、 0.02 ppm 以下に除去される。 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} が除去された二次精製塩水は、加熱され、イオン交換膜電解槽にフィードされる。塩水二次精製設備は、2本の樹脂塔とイオン交換樹脂の再生装置を有しており、その再生は、1本ずつ交互に、且つ自動的に行われる。

(3) 電解プロセス

Case 1の場合、現設のNo 2 Cell Unit にフィードされた一次精製塩水は、水銀電解槽において電解され、40~47%のカ性ソーダ、塩素ガス、水素ガスが生産される。カ性ソーダ溶液は、冷却され、尹過されてカ性ソーダ貯槽に送られる。

塩素ガスは、洗浄、冷却されて、塩酸、液化塩素、サラシ液、次亜塩素酸ナトリウム製造の原料に供される。

又、水素ガスは、ブローににより水素ガスホルダーに圧送され、塩酸製造の原料に供される。戻り塩水は、塩水一次精製設備の脱塩素塔に返送される。

イオン交換膜電解槽にフィードされた二次精製塩水は、イオン交換膜電解槽において電解され、約35%のカ性ソーダ溶液と塩素ガス、水素ガスが生産される。

カ性ソーダ溶液は、カ性ソーダ濃縮設備に送られ、塩素ガスと水素ガスは、それぞれ塩素ガスプロセス設備と水素ガスプロセス設備に送られる。

また電解槽の陽極側から出る戻り塩水は、塩水一次精製設備の脱塩素塔に返送される。

(4) カ性ソーダ濃縮プロセス

イオン交換膜電解槽から送られた約35%のカ性ソーダ溶液は、蒸発缶によって48~50%まで濃縮され、濃縮液は、冷却されカ性ソーダ貯槽に送られる。蒸発缶

のタイプは、逆流式真空二重効用缶である。約35%のカ性ソーダ溶液は、初めに1号缶に1号缶の液レベルを制御しながら供給され、1号缶で濃縮された溶液は、2号缶に2号缶の液レベルを制御しながら供給される。2号缶から出る濃縮液の濃度は、2号缶の温度により定められ、48~50%の濃縮液は、2号缶の温度を制御しながら送り出される。

加熱用蒸気は、溶液とは逆に初めに2号缶の加熱器に流量を制御されながら供給され、2号缶で発生したベーパーは、1号缶の加熱器に供給される。1号缶で発生したベーパーは、凝縮器において、冷却水により凝縮され冷却水とともに冷却塔を循環する。2号加熱器における蒸気ドレンは、ボイラー用水としてボイラーに返送される。

(5) 塩素ガスプロセス

イオン交換膜電解槽で発生した塩素ガスは、洗浄塔に導入され、その後の塩素ガスブローワーによって吸引され、昇圧されて、塩酸プラント等の塩素ガス処理プラントに送られる。

塩素ガス洗浄塔は、充てん塔であり、洗浄水は、冷却されながら塔を循環することにより、塩素ガスを洗浄、冷却する。

塩素ガスブローワーにおいて、昇圧された塩素ガスは流量と圧力を制御されながら塩酸プラント等の塩素ガス処理プラントに送られる。吐出ガスの一部は、洗浄塔入口側にバイパスされ電解槽のガス圧力を制御する。

(6) 水素ガスプロセス

イオン交換膜電解槽で発生した水素ガスは、ガス冷却器により冷却され、水素ガスブローワーによって吸引され、昇圧されて塩酸プラントに送られる。ブローワー吐出ガスの一部は、冷却器入口側にバイパスされ、電解槽のガス圧力を制御する。塩酸プラントに使用されない余剰のガスは、ブローワー吐出圧力を制御しながら、スタックを通り大気に放出される。

5.1.4 現設及びリノベーション後の原単位

各製品別の現設及びリノベーション各ケースの原単位を表Ⅲ-5.2に示す。

カ性ソーダ (100% NaOH) 製品についての原単位を表Ⅲ-5.2に示し、原単位算出の設備範囲は、一次、二次塩水精製設備、電解設備、カ性ソーダ濃縮設備、ユーティリティ設備の分担分である。

各塩素ガス誘導製品 (HCL, L-CL, BLC, BLN) についての原単位を表Ⅲ-5.3に示し、各原単位算出の設備範囲は、それぞれの設備とユーティリティ設備の分担分である。

5.1.5 設計条件

設計のためのサイトコンディションは次の通りである。

(a) Atmospheric Temperature

Averaged daily max : 32.6°C

Averaged daily min : 24.3°C

(b) Air Humidity

Averaged daily max : 90%

Averaged daily min : 57%

(c) Barometric Pressure

Average : 760 mmHg

(d) Wind Load

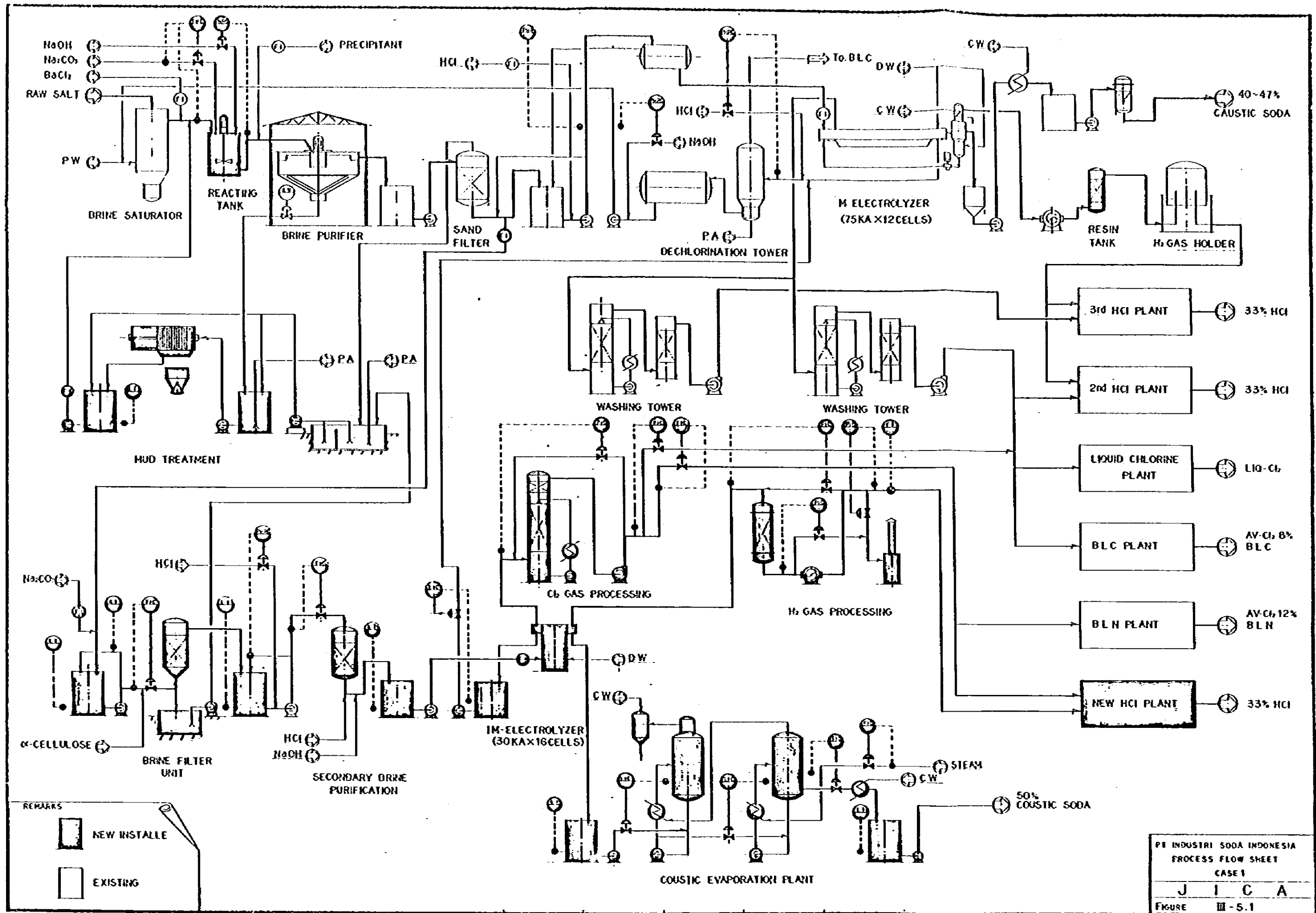
Wind velocity : 25 m/sec

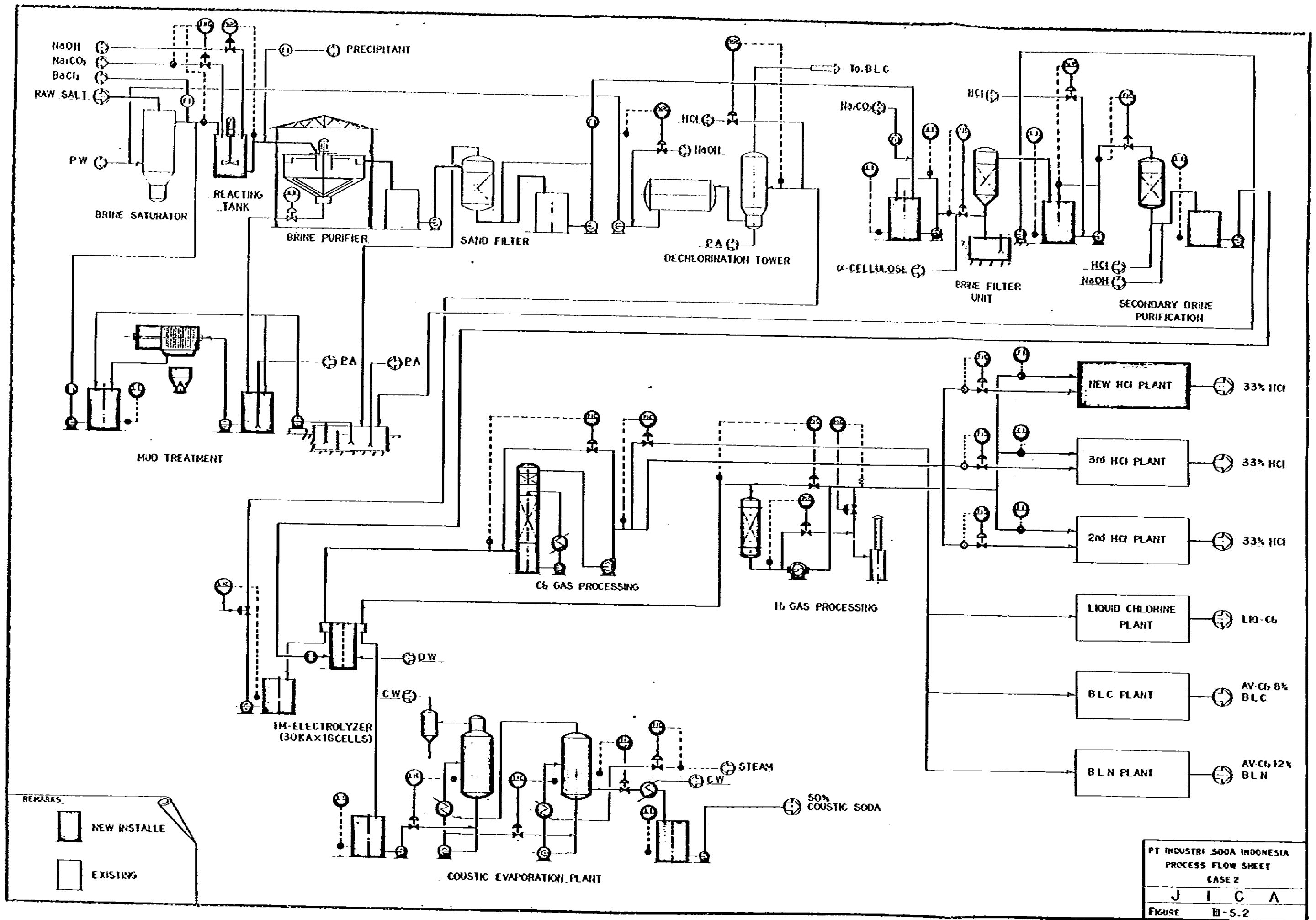
Design Wind pressure 40 kg/cm²

(e) Design Rainfall



Daily	:	148mm/d
Hourly	:	65mm/h

(f) Design Seismic Factor : 0.1

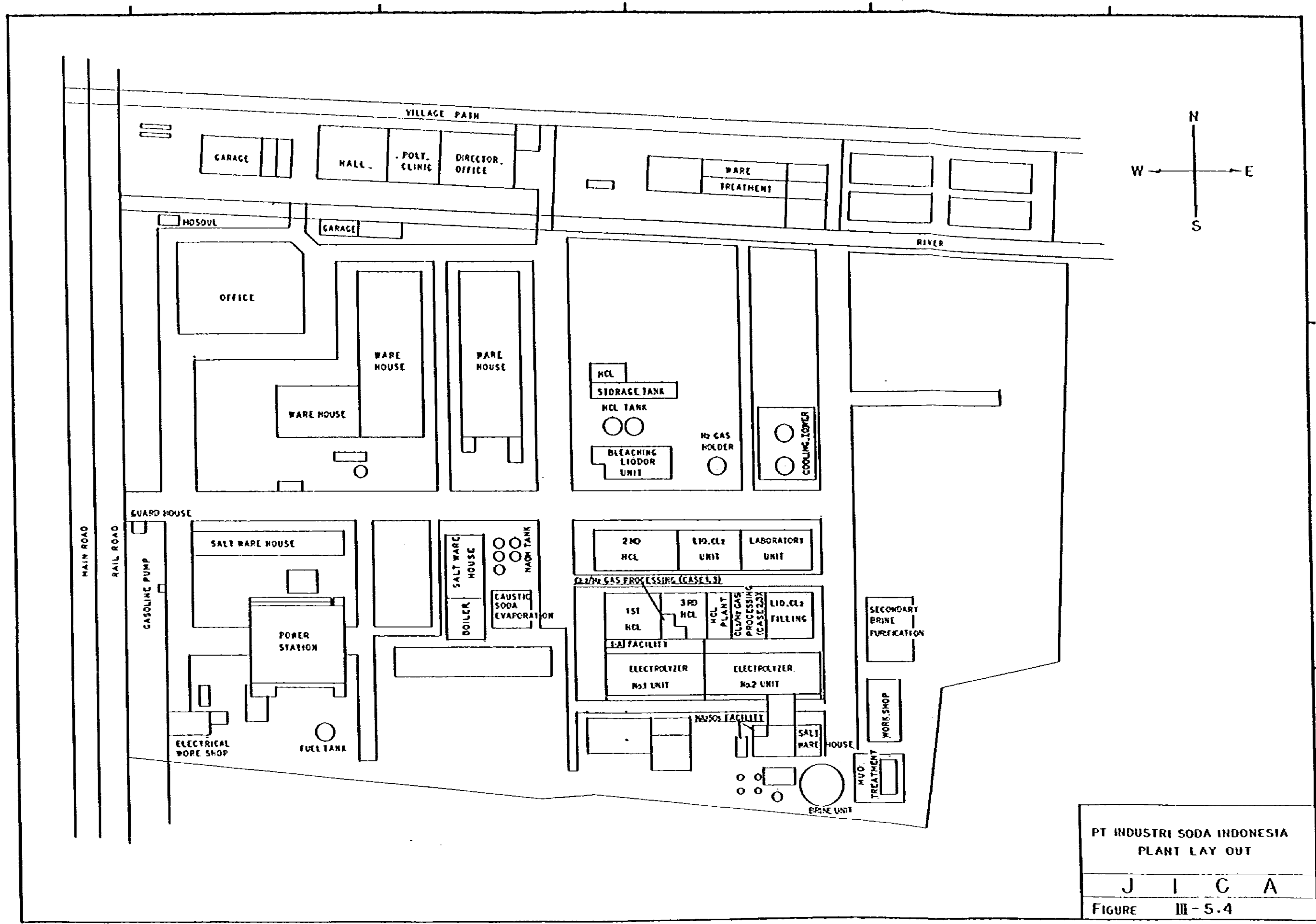




REMARKS

 NEW INSTALLE
 EXISTING

PT INDUSTRI SODA INDONESIA
 PROCESS FLOW SHEET
 CASE 2
 J I C A
 FIGURE III-5.2



PT INDUSTRI SODA INDONESIA
 PLANT LAY OUT
 J I C A
 FIGURE III - 5.4

Table III-5.1 EQUIPMENT LIST FOR NEWLY INSTALLED FACILITIES

SECTION AND SERVICE	CASE 1		CASE 2		CASE 3	
	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY
(1) Primary Brine Purification Sec.						
(a) Brine Reactor	1	50 m ³ /H	1	25 m ³ /H	1	32 m ³ /H
(b) Sodium Sulfitc Dissolving and Feed System						
- Na ₂ SO ₃ Dissolving Tank	1		1		1	
- Na ₂ SO ₃ Solution Tank	1		1		1	
- Na ₂ SO ₃ Feed Pump	2		2		2	
(c) Brine Filtration System		7 m ³ /H		20 m ³ /H		27 m ³ /H
- Brine Filter	2		2		2	
- Body Feed Tank	1		1		1	
- Precoat Tank	1		1		1	
- Clarified Brine Tank	1		/		/	
- Primary Purified Brine Tank	1		1		1	
- Body Feed Pump	2		2		2	
- Precoat Pump	1		1		1	
- Clarified Brine Pump	2		/		/	
- Primary Purified Brine Pump	2		2		2	
- Back Washing Pump	1		1		1	
- Back Washing Pit Pump	1		1		1	
- Back Washing Pit	1		1		1	
(d) Brine Mud Treatment System		3.2 t/d (Dry Base)		3.3 t/d (Dry Base)		4.4 t/d (Dry Base)
- Filter Press	1		1		1	
- Filter Press Feed Pump	2		2		2	
- Recovered Brine Tank	1		1		1	
- Recovered Brine Pump	2		2		2	

Table III-5.1 (CONTINUED)

SECTION AND SERVICE	CASE 1		CASE 2		CASE 3	
	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY
(2) Secondary Brine Purification Sec.		7 m ³ /H		20 m ³ /H		27 m ³ /H
- Chelating Resin Tower	2		2		2	
- NaOH Measuring Tank	1		1		1	
- HCl Measuring Tank	1		1		1	
- Secondary Purified Brine Tank	1		1		1	
- Secondary Purified Brine Pump	1		1		1	
- Regeneration Waste Water Pump	1		1		1	
- Regeneration Waste Water Pit	1		1		1	
(3) Electrolysis Sec.		46 t/d		47 t/d		63 t/d
- IK-Electrolyzer	16	16 t/d	19	47 t/d	16 19	16 t/d 47 t/d
- Depleted Brine Tank	1		1		2	
- Caustic Soda Tank	1		1		2	
- Chlorate Decomposition Tank	1		1		2	
- Caustic Soda Tank for Start Up	1		1		2	
- HCl Head Tank	1		1		1	
- Depleted Brine Pump	2		2		2	
- Caustic Soda Pump	2		2		4	
- Caustic Soda Pump for Start Up	1		1		2	
- Chlorine Gas Cooler	1		1		2	
- Brine Heater	1		1		2	
- Depleted Brine Cooler	1		1		2	
- Short Circuit Switch	1		1		2	
- Current Breaker	16		19		16 + 19	
- Cl ₂ Gas Seal Tank	2		2		2	
- H ₂ Gas Seal Tank	1		1		1	
- Overhead Crane	1		1		2	

Table III-5.1 (CONTINUED)

SECTION AND SERVICE	CASE 1		CASE 2		CASE 3	
	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY
(4) Chlorine Gas Processing Sec.		190 Nm ³ /H		550 Nm ³ /H		190 Nm ³ /H 550 Nm ³ /H
- Chlorine Scrubber	1		1		2	
- Cl ₂ Gas Blower	2		2		4	
- Circulation Pump	1		1		2	
- Chlorine Scrubber Cooler	1		1		2	
(5) Hydrogen Gas Processing Sec.		200 Nm ³ /H		600 Nm ³ /H		200 Nm ³ /H 600 Nm ³ /H
- Hydrogen Gas Blower	2		2		4	
- H ₂ Gas Cooler	1		1		2	
(6) Caustic Soda Concentration Sec.		16 t/d		47 t/d		63 t/d
- 35% NaOH Tank	1		1		1	
- 1st Effect Steam Chest and Body	1		1		1	
- 2nd Effect Steam Chest and Body	1		1		1	
- Preheater	1		1		1	
- Flash Drum	1		1		1	
- Condensate Tank	1		1		1	
- Vacuum Generation Unit	1		1		1	
- Sump Tank	1		1		1	
- Caustic Cooler	1		1		1	
- 35% NaOH Pump	2		2		2	
- 1st Effect Circulation Pump	1		1		1	
- 1st Effect Transfer Pump	2		2		2	
- 2nd Effect Circulation Pump	1		1		1	
- 2nd Effect Transfer Pump	2		2		2	
- Condensate Pump	2		2		2	
- Sump Pump	1		1		1	

Table III-5.1 (CONTINUED)

SECTION AND SERVICE	CASE 1		CASE 2		CASE 3	
	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY
(7) HCl Synthesis Sec.		45 t/d		50 t/d		60 t/d x 2
- Synthesis Unit	1		1		2	
- Tail Tower	1		1		2	
- Receiver Tank	1		1		2	
- HCl Pump	2		2		4	
- Start-up Fan	1		1		2	
(8) Utility Sec.						
(a) Electricity						
- Bleaching & Cabling	1	FOKV/ 1.9 Km	1	- do -	1	- do -
- Metering Outfit	1	6,600 KVA	1	- do -	1	- do -
- Main sub-station	1	FOKV/ 3.3 KV	1	- do -	1	- do -
- Capacitors	3	800 KVA	3	- do -	3	- do -
	1	700 KVA			1	700 KVA
(b) Demine Water Unit		85 t/d		180 t/d		290 t/d
- Mixed Bed Tower	1		1		1	
- NaOH Measuring Tank	1		1		1	
- HCl Measuring Tank	1		1		1	
- Gas Seal Tank	1		1		1	
- Demine Water Tank	1		1		1	
- Demine Water Pump	2		2		2	
(c) Boiler Unit		0.8 t/H		2.3 t/H		3.0 t/H
- Smoke Tube Boiler	2		2		2	
- Fuel Oil Tank	1		1		1	
- Chemical Tank	1		1		1	
- BFW Tank	1		1		1	
- Fuel Oil Pump	2		2		2	
- Chemical Injection Pump	2		2		2	
- BFW Feed Pump	2		2		2	
- Forced Draft Fan	2		2		2	

Table III-5.1 (CONTINUED)

SECTION AND SERVICE	CASE 1		CASE 2		CASE 3	
	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY	Q'TY	CAPACITY
(d) Cooling Tower Unit		149 m ³ /H		221 m ³ /H		350 m ³ /H
- Cooling Tower	2		2		2	
- Cooling Water Pump	4		4		5	
- Cooling Tower Fan	2		2		4	
(e) Instrument Air Unit		290 Nm ³ /H		320 Nm ³ /H		350 Nm ³ /H
- Air Compressor	2		2		2	
- Air Holder	2		2		2	
- Air Dryer Unit	1		1		1	
(9) Mercury Removal System						
(a) Waste Water Treatment		5 m ³ /H				
- Waste Water Pit	1					
- Waste Water Receiver Tank	1					
- Filtrate Tank	1					
- Activated Carbon Tower	1					
- Resin Tower	2					
- HCl Tank	1					
- Waste Water Filter	1					
- Waste Water Pump	1					
- Waste Water Filtering Pump	1					
- Filtrate Pump	1					
- HCl Pump	1					
(b) Hydrogen Gas Treatment Unit		380 Nm ³ /H				
- Resin Tower	3					
- H ₂ Gas Cooler	1					
- H ₂ Gas Blower	1					
- Chilling Unit	1					
(10) Analytical Instrument	1 set		1 set		1 set	

Table III-5.2 MATERIAL AND POWER CONSUMPTION FOR NaOH (100%)

MATERIALS	UNIT	EXISTING	CASE 1	CASE 2	CASE 3
Raw Salt	ton/ton	2.0	1.7	1.7	1.7
BaCl ₂	kg/ton	7.0	14.8	14.8	14.8
Na ₂ CO ₃	kg/ton	12.0	13.2	13.2	13.2
NaOH (100%)	kg/ton	40.0	32.6	32.6	32.6
HCl (33%)	kg/ton	45.0	48.6	48.6	48.6
Precipitant	kg/ton	0.01	0.02	0.02	0.02
Na ₂ SO ₃	kg/ton		0.6	1.5	1.5
α-Cellulose	kg/ton		0.1	0.23	0.23
Carbon	kg/ton	2.5			
Mercury	g/ton	300	50		
Fuel Oil (For Boiler)	Kcal/ton		271,300	700,000	700,000
Electrical Power					
Electrolysis	kWh/ton	3,230	2,940	2,394	2,394
Motor	kWh/ton	71.4	96.7	85.9	68.9

Table III-5.3 MATERIAL AND POWER CONSUMPTION

(1) HCL (33%)

MATERIALS	UNIT	EXISTING	CASE 1	CASE 2	CASE 3
G-CL	kg/ton	350	350	350	350
E-POWER	kWh/ton	31.1	37.4	39.9	33.9

(2) L-CL

MATERIALS	UNIT	EXISTING	CASE 1	CASE 2	CASE 3
G-CL	kg/ton	1,100	1,100	1,100	1,100
H ₂ SO ₄	kg/ton	90	90	90	90
FREON (R-22)	kg/ton	0.75	0.75	0.75	0.75
E-POWER	kWh/ton	191	191	191	191

(3) BLC (Av.CL 8%)

MATERIALS	UNIT	EXISTING	CASE 1	CASE 2	CASE 3
G-CL	kg/ton	100	100	100	100
Ca(OH) ₂	kg/ton	200	200	200	200
E-POWER	kWh/ton	31.6	31.6	31.6	31.6

(4) BLN (Av.CL 12%)

MATERIALS	UNIT	EXISTING	CASE 1	CASE 2	CASE 3
NaOH (100%)	kg/ton	175	160	160	160
G-CL	kg/ton	160	140	140	140
E-POWER	kWh/ton	37.4	78.2	78.2	78.2

5.2. 機器および資材の調達と契約方式

PT. ISI は第1章1.2に述べた如く、1969-1971年に第1系列の改修工事、1977-1978年に第2系列の増設、また、1983年には第2系列の改良工事を行い建設工事について多くの経験を有しており、従来の経験に基づきコントラクターより機器、資材および現地工事のスーパーバイザーの提供をうけ、PT. ISI 内部に建設チームを設け建設を行う計画である。従ってこのプロジェクトではCIP プラス スーパーバイザー方式を考える。

本リノベーション計画の主体となるイオン交換膜法電解プロセスは特殊プロセスなので、この技術を提供しうるコントラクターとランブサム契約を結ぶ事が適当である。契約に含まれる範囲は次の通りである。

(1) エンジニアリング

基本設計、詳細設計、設計基礎資料、運転指針、保守指針

(2) 機器および資材の供給

(3) 検査およびテスト

(4) スーパーバイザーの派遣

- ・ 現地工事、現地完成検査の指導、
- ・ 試運転、保証運転の指導
- ・ 運転開始後1年間の運転指導

(5) 運転員の教育

なお、ランブサム契約で規定された範囲外の工事が必要になる可能性があるので、契約額のほかに予備費を用意しておくことが望ましい。

また、この工事はリノベーション工事であるので、新設プラントのような保証を求める事は不合理であり、保証については次の如く考えるべきである。

- (1) 新規納入機器について保証1年
- (2) 新規納入されるライン2次精製設備，イオン交換膜電解設備，合成塩酸設備，カ性ソーダ濃縮設備等については生産量，品質，原単位の保証
- (3) 一部リノベーション工事を行った設備について性能不良の場合には，その原因を解明し，対策をたて予備費による追加工事を行う。

以上の点を考慮してコントラクター並びに契約を定める事が必要である。

5.3 プロジェクトの実施体制

5.3.1 PT. ISIの業務

前項で述べた方式にて建設を行う場合、PT. ISIの業務は次の様になる。

(1) 入札要請書類の作成

プロジェクトスコープ、仕様、納期、保証、工事現場の情報、契約条件、入札方式等

(2) 入札の招請

イオン交換膜法プロセスを提供しうるコントラクターを招き、見積りを招請する。

(3) 応札書の評価、コントラクターの決定

コントラクターより提出された応札書を比較検討し順位を定め、ネゴシエーションを行いコントラクターを決定する。

(4) コンサルタントの選定

上記(1)～(3)の業務を行うために経験あるコンサルタントの助言を求める事を提言する。このためには入札要請書類の作成に先立ちコンサルタントを定めねばならない。コンサルタントの作業は4人月と推定する。

(5) コントラクターより提出される図面、マニュアル、情報類の検討、承認

コントラクターとの契約が決まり、エンジニアリング作業が開始されると、コントラクターより提出される図面、情報等を検討し、承認する必要がある。このためにはPT. ISI 内に組織を設けて対応しなければならない。検討によりPT. ISIの意向が確認される。検討が遅れるとプロジェクトスケジュールが遅れる事

となり、このためには万全の体制を取らねばならない。

(6) 運転員教育

コントラクターにより一部運転関係者のトレーニングが行なわれるが、一般運転員の教育はPT、ISIにより行なわれる。この教育はトレーニングを受けた人々により行なわれる事になろう。また、この教育は既設プラントの運転中に行なわれるので、計画的に早出、残業等を行ない実施する事になる。

(7) 現地工事

コントラクターより提出された詳細設計に従い、コントラクターよりのスーパーバイザーの助力を得て、PT、ISIにより実施される。

(8) 試運転

コントラクターよりのスーパーバイザー指導の下に、PT、ISIにより試運転が行なわれる。この間に保証運転が行なわれ、また技術移転が行なわれる。

5.3.2 PT、ISIのプロジェクト実施体制

このリノベーションプロジェクトの範囲は工場各セクション全般に及ぶので現在の組織で工事を行なう場合には責任分担が不明確になる。工場長直轄の建設チーム（図III-5.5）を設け建設を行なう事が望ましい。然しながら建設終了後は現在の組織に戻るため、人員の増加は許されず、現在の組織より建設要員を抽出しなければならない。このためには組織の一部変更または管理者の兼任等工夫が必要となろう。

(1) プロジェクトマネージャー

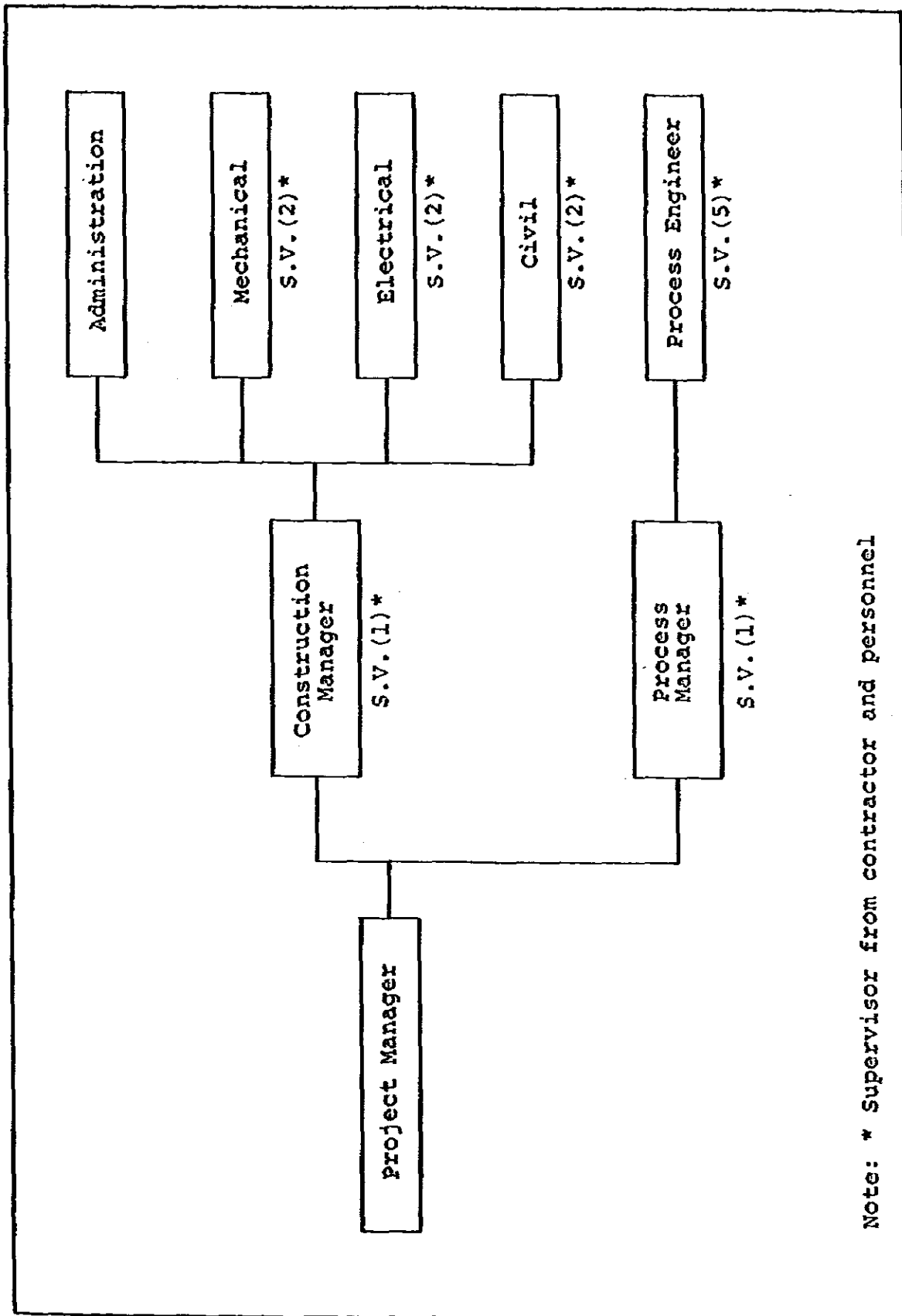
建設期間中プロジェクトを統轄する。

(2) プロセス班

コントラクターより提出される、基本設計、運転指針等の検討承認を行ない、更に運転員の教育、運転準備を担当する。試運転を行い保証運転中にプラントの性能を確認しアクセプタンスを行う。

(3) 建設班

コントラクターより提出される詳細設計、保守指針等の検討承認を行う。また、保守担当者の教育を行う。サイトに機器及び資材が到着すれば、コントラクターより派遣されるスーパーバイザーの助力を得て現地工事を行い、設備完成検査を行う。試運転中は保守を担当し保守技術を習得する。



Note: * Supervisor from contractor and personnel

Figure III-5.5 ORGANIZATION INCLUDING SUPERVISOR ASSIGNED FOR CONSTRUCTION

5.4 現地工事

PT. ISIは過去3回に及び本プロジェクトと同一方式にて建設工事を行なっているため、本プロジェクトの現地工事も順調に行なわれるものと考えられる。現地工事の主要点につき検討すれば次の通りである。

(1) 輸入機器、資材の陸上げ

輸入機器、資材はスラバヤ港より揚陸される。スラバヤ港はインドネシア第一の海港で大型外航船の着岸は容易であり、入航船の沖待ちもなく輸入機器の揚陸に問題は無い。

(2) 機器の陸上輸送

PT. ISIはスラバヤ港より10km以内に位置し、幹線道路により結ばれている。また大型トレーラーの手配も容易で陸上輸送に障害はない。

(3) 機器の保管場所

工場内に搬入された機器は場内に仮置される。工場北辺及び中央西辺に十分な空地があり、仮置可能である。予備品、ケミカル等は既設倉庫に保管される。

(4) 建設機械

スラバヤでは各種の建設機械のリース可能で、特に本プロジェクトでは重量機器(最大10t)がないので、建設機械について問題は無い。

(5) 現地コントラクター

スラバヤ地区はインドネシア有数の工業地帯で建設業者のレベルは高い。コントラクターより派遣されるスーパーバイザー指導の下に施工は容易である。

(6) 建設用ユーティリティー

既設プラントよりの供給が可能で問題はない。

5.5 トレーニング、運転アドバイザー

PT. ISI は過去20年以上カ性ソーダを生産し、豊富な経験を有しているが、今回採用するイオン交換膜法は未経験のプロセスであり、運転上の要注意点も異なるので、将来効率のよい安定運転を行うためにコントラクターによる事前の運転教育を行い、運転開始後1年間運転アドバイザーを置くことが好ましい。

(1) トレーニング 16人/月

運転関係	2ヶ月×4人	電気	1ヶ月×1人
分析	1ヶ月×1人	計装	2ヶ月×1人
機械	1ヶ月×1人	保守	2ヶ月×1人

このメンバーはコントラクターにより、国外にて事前訓練を受け、帰国後新プラントの運転員、保守委員の教育を担当するとともに、運転開始後は生産の中核となる。

(2) 運転アドバイザー 24人/月

プラントアクセプタンスにより、コントラクターのスーパーバイザー帰国後1年間、アドバイザーとして運転、保守両面に渡りプラント管理のアドバイスをを行い、技術トランスファーを期待する。スケジュールは次の通りである。

プロセスエンジニア	12月×1人
メカニカルエンジニア	3月×1人
計装	6月×1人
電気	3月×1人

5.6 リノベーションスケジュール

本プロジェクト遂行にあたり、建設スケジュールは、コントラクターとの契約発効後21ヶ月である。事前作業として、建設についての購入仕様書を作成し、コントラクターを決定するまでのコンサルタントの業務があり、それに4ヶ月間を要する。

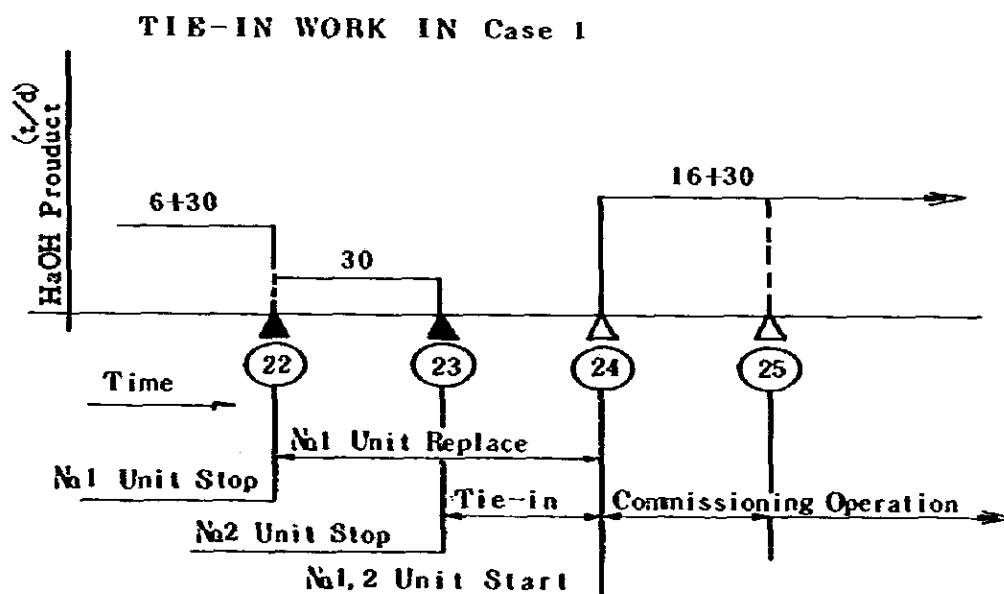
契約発効後、12ヶ月間で、コントラクターは、契約に基づいてエンジニアリング、機器の調達、輸送(CIF)を行うものとする。その後、8ヶ月間で指名された現地工事業者によって全ての現地工事がなされる。

建設工事完成に続いて、PT. ISIによって、保証運転が1ヶ月以内に完了され、その後商業運転に入る。以上の工程詳細を、図III-5.6に示す。

本プロジェクト工程中、工事完了2ヶ月前までは、現設備は現状のまま商業運転が続けられるが、工事完了前2ヶ月間で、電解槽の入れ替え作業、共通設備の改良取り替え作業、或は配管のつなぎ込み作業等のタイインワークが行なわれる。従って、この期間に現生産量の変動、または停止が生ずる。各ケースについて、タイインワークの様様を次に示す。

下記に示す月数は、コンサルタント業務を開始した時点からのものである。

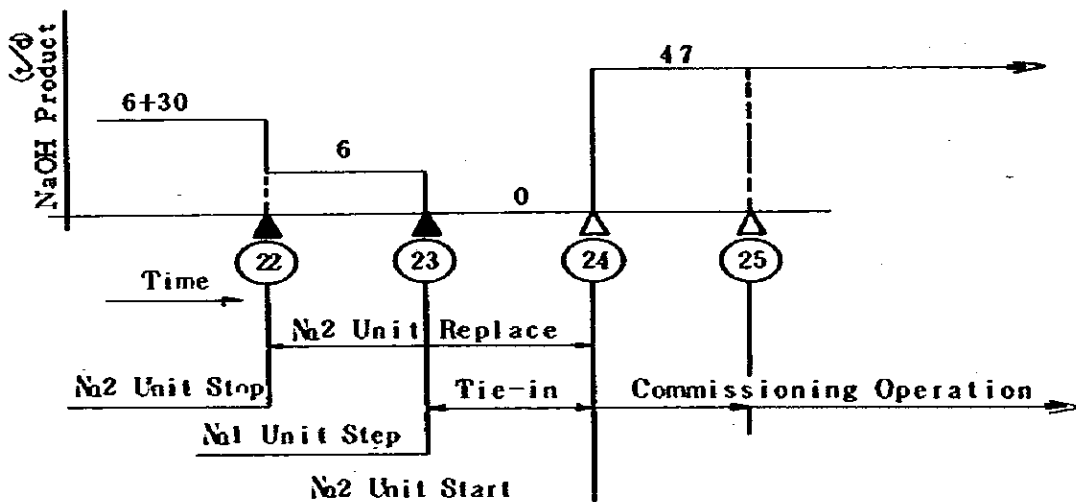
(1) Case 1の場合



- (a) ㊸点においてNo1 Cell Unitを停止し㊸点までの2ヶ月間で、現設クレーンを用いて水銀電解槽を撤去し、その後、電槽室を整理し、新クレーンを設置しイオン交換膜電解槽を据付ける。尚、その間にNo1整流器の保修工事も行い。
- (b) ㊸点において、No2 Cell Unitを停止し㊸点までの1ヶ月間で、共通設備の改良取り替え工事、配管のつなぎ込み工事を行う。尚、この1ヶ月間の生産量は、ゼロになる。
- (c) ㊸点において、No1 Cell Unit及びNo2 Cell Unitが運転開始され、No1 Cell Unitが㊸点までの1ヶ月以内に保証運転が完了される。

(2) Case 2の場合

TIE-IN WORK IN Case 2



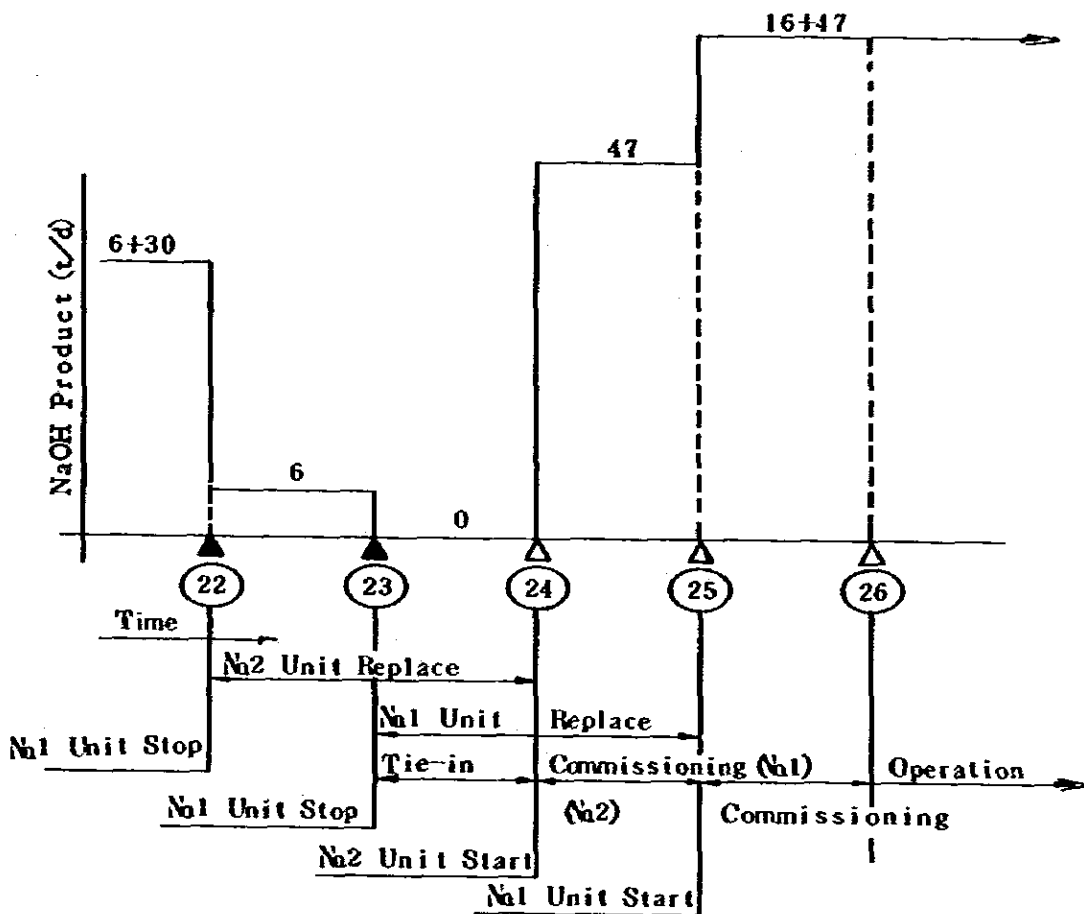
- (a) ㊸点において、No2 Cell Unitを停止させ、㊸点までの2ヶ月間で、現設クレーンを用いて水銀電解槽を撤去し、その後、電槽室を整備し、新クレーンを設置し、イオン交換膜電解槽を据付ける。
- (b) ㊸点において、No1 Cell Unitを停止させ、㊸点までの1ヶ月間で、共通設

備の改良取り替え工事，配管のつなぎ込み工事を行う。尚この1ヶ月間の生産量は，ゼロになる。

- (c) ㊸点において，No2 Cell Unitが運転開始され，㊸点までの1ヶ月以内に保証運転が完了される。

(3) Case 3の場合

TIE-IN WORK IN Case 3



- (a) ㊸点において、No2 Cell Unitを停止させ、㊸点までの2ヶ月間で、現設クレーンを用いて水銀電解槽を撤去し、その後電解室を整備し、新クレーンを設置し、イオン交換膜電解槽を据付ける。
- (b) ㊸点において、No1 Cell Unitを停止させ、㊸点までの1ヶ月間で、共通設備の改良取り替え工事、配管のつなぎ込み工事を行う。尚、この1ヶ月間の生産量は、ゼロになる。
- (c) ㊸点から㊸点までの2ヶ月間で、No1 Cell Unitの一連の電解槽入れ替え工事、およびNo1整流器の保守工事を行う。
- (d) ㊸点において、No2 Cell Unitが運転開始され、㊸点までの1ヶ月以内に保証運転が完了される。
- (e) ㊸点において、No1 Cell Unitが運転開始され、㊸点までの1ヶ月以内に保証運転が完了される。

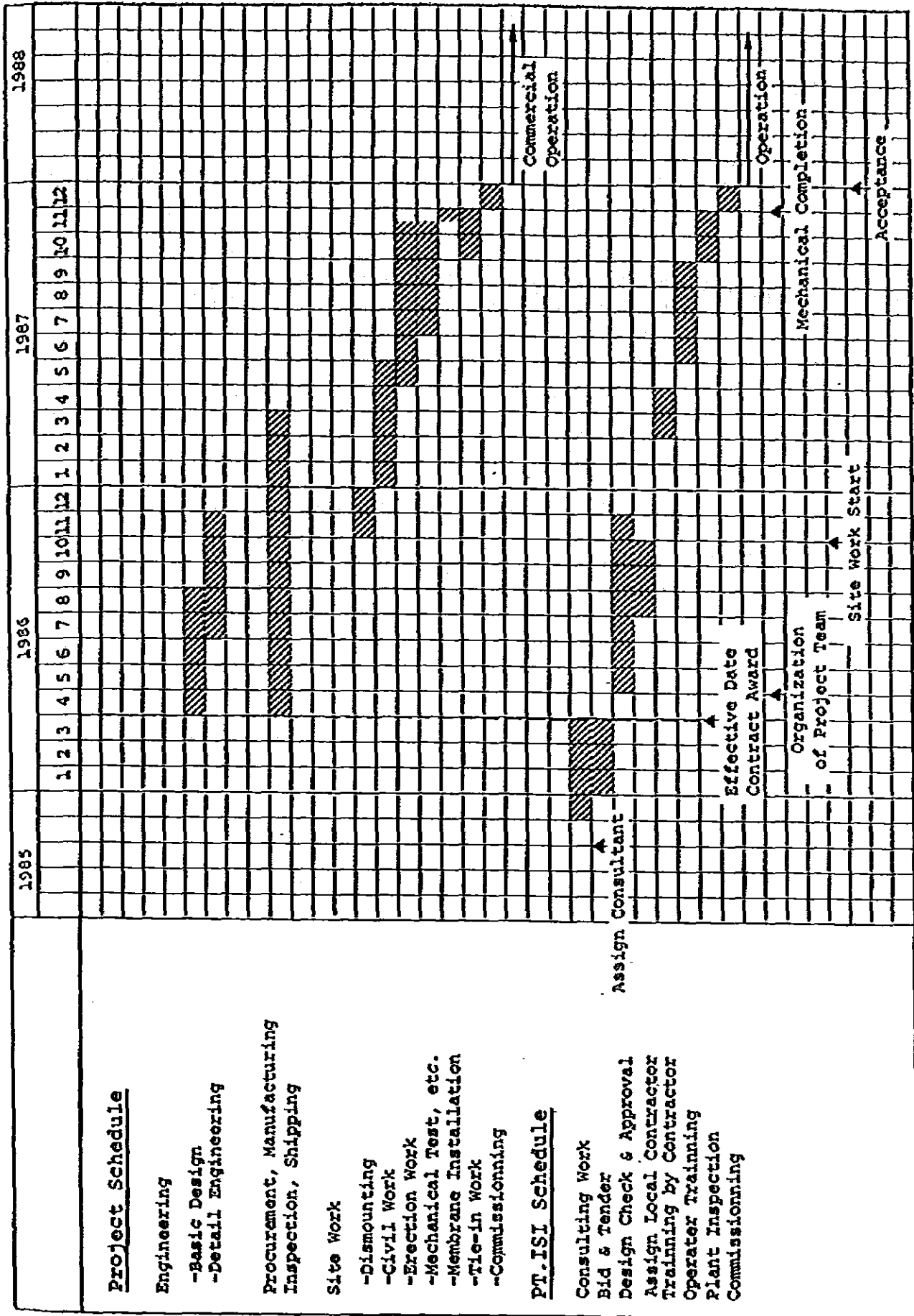


Figure III-5.6 PROVISIONAL PROJECT SCHEDULE

