

1.2.3 石炭ガス化プロセス

石炭ガス化プロセスは次の6工程から構成される。

- (1) 石炭スラリー化工程
- (2) 石炭ガス化工程
- (3) 灰処理工程
- (4) CO転化工程
- (5) 酸性ガス除去工程
- (6) 窒素洗浄工程

1.2.3.1 石炭スラリー化工程

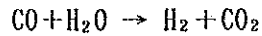
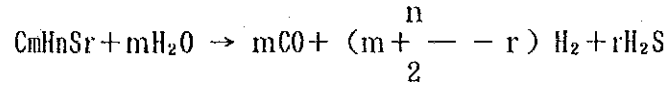
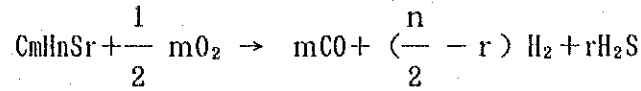
COAL HOPPER に受入れた原料石炭はCOAL HOPPER 底部よりCOAL FEEDER によって一定量抜き出され、COAL MILL に供給される。COAL MILL にはスラリー(SLURRY) 化用の水(補給水と灰処理工程からの循環水)も供給され、原料石炭は粉碎されると同時にスラリー化が行われて、COAL MILL 出口からは、ガス化に適した高濃度の原料スラリーが得られる。この時、COAL MILL 出口のスラリーの粘度が高すぎる場合には、ADDITIVE TANK からADDITIVE(粘度降下剤)をADDITIVE INJECTION PUMPでCOAL MILL入口に添加し、粘度を下げるようにする。

石炭スラリーは一般的に酸性を示し、そのままではスラリー化性能も劣り、機器の腐食性も高くなるためNaOH INJECTION PUMP にて苛性ソーダ水溶液をCOAL MILL入口に添加し、スラリーをアルカリ性にする。製造された石炭スラリーはCOAL MILL 出口部のスクリーンにて鉄片または粗大石炭粒子等を除去した後、COAL MILL の下部にあるMILL DISCHARGE TANK に送られ、次ぎにMILL DISCHARGE PUMPでSLURRY TANK に送られ貯蔵される。

1.2.3.2 石炭ガス化工程

SLURRY TANK の原料石炭スラリーはSLURRY CHARGE PUMPで所定の圧力まで昇圧された後、GASIFIERに供給される。一方、空気分離工程からの加圧された酸素もGASIFIERに供給される。GASIFIERの頂部にはTEXACO BURNER が装着されており、この特殊なバーナーを通してGASIFIERに原料石炭スラリーと酸素が吹き込まれる。GASIFIERは高温・高圧で運転され、吹き込まれた石炭スラリーは次式のように瞬

間的にガス化される。



発生ガス中には上記反応式に示されるように、主成分の水素および一酸化炭素の他にCO₂、H₂S、COS、CH₄さらにN₂、Arなどのガスと未燃炭化水素および灰分が含まれる。

石炭中に含まれている灰分は、大部分は熔融スラグとなり、炉壁を伝って流下し、GASIFIER下部の急冷室に導入されCARBON SCRUBBERより送られてくる急冷用水と接触して急冷される。この際、発生ガス中の未燃炭化水素および灰分の大部分は急冷水側に移り、発生ガスから分離除去される。また、次のCO転化工程で必要なスチームが生成する。発生ガスには微量の未燃炭化水素と灰分が同伴する。

GASIFIERからの生成ガスはVENTURI SCRUBBERおよびCARBON SCRUBBERを通り、未燃炭化水素と灰分はほぼ完全に除去される。CARBON SCRUBBERの上部で最終的に洗浄された発生ガスは、CO転化工程に送られる。

急冷されたスラグは、GASIFIER下部の急冷水中を沈降し、GASIFIERの下部にあるLOCK HOPPERに送られ、下部に沈積する。LOCK HOPPERに蓄積されたスラグは、一定時間毎に灰処理設備のSLAG SUMPへ排出される。

急冷水中に懸濁した一部の未燃炭化水素と灰分は、スラリー状態で急冷室より抜き出され、灰処理設備のHP SLURRY FLASH DRUMに送られる。

1.2.3.3 灰処理工程

GASIFIERから送られてくる未燃炭化水素と灰分を含んだスラリーはHP SLURRY FLASH DRUMにて減圧され溶存ガスを放散する。放散されたガスは熱回収の後、ボイラーに送られる。溶存ガスを放出したスラリーは更にLP SLURRY FLASH DRUMに

於て減圧されガスを放散する。LP SLURRY FLASH DRUMからのスラリーはSETTLERに送られる。一方、放散したガスはSCRUBBER FEED TANKに送られる。

SLAG SUMPに投下されたスラグは、SLAG SUMPの下部に沈降し、SLAG CONVEYORでSLAG HOPPER に送られ蓄えられ、トラック等でスラグ処理場に運搬される。

SETTLER において沈降濃縮されたスラリーは底部から抜き出され、SETTLER BOTTOM PUMP にてFILTER FEED TANKに送られ、更にFILTER FEED PUMPにてFINES FILTERに送られる。FINES FILTERでは固形分が濾過圧縮され、固形状で排出される。一方固形分を濾別して清澄になった水は再びSETTLERに戻される。

SETTLER をオーバーフローした水は、GRAY WATER TANK に貯められ、GRAY WATER PUMPによりSCRUBBER FEED TANKに送られ、更にSCRUBBER FEED PUMPにてCARBON SCRUBBER に送られ循環再使用される。

1.2.3.4 CO転化工程

石炭ガス化工程で生成した合成ガスは、第Ⅶ章の図Ⅶ-1ブロックフローダイアグラムに示される様に、アンモニア合成用に1系列、メタノール合成・都市ガス用に2系列、酢酸合成用のCOガス生成用に1系列の4つの流れに分けられ、それぞれに適応したCO転化が行われる。

(1) アンモニア合成ガス用のCO転化設備

石炭ガス化工程からの生成ガスは約50%のCOガスと、約30%のH₂ガスを含んでいるが、アンモニア合成にはH₂ガスのみが必要となるので、CO転化反応によってCOを水素に転化させる。CO転化反応は次式で示される。



CARBON SCRUBBER からの生成ガスはNo.1 CO CONVERTER PREHEATERにおいてNo.1 CO CONVERTER 出口ガスと熱交換して昇温されたのち、No.1 CONVERTERに送られ、ガス中のCOの大部分がCO転化反応によりH₂に転化される。No.1 CONVERTERを出たガスはMP(中圧)STEAM SUPERHEATERで熱回収し、さらに、No.1 CO CONVERTER PREHEATERで入口ガスの加熱に使われ、MP STEAM CONVERTERでスチームを発生し、生成ガスは冷却される。冷却された生成ガスは次ぎにNo.2 CO CONVERTERに送られ、残りのCOガスをH₂に転化する。

No. 2 CO CONVERTER からの生成ガスはNo. 1 BFW HEATER, No. 1 LP (低圧) STEAM CONVERTER, No. 1 DEAERATOR HEATERで熱を回収し、No. 1 CONDENSATE SEPARATOR, No. 2 CONDENSATE SEPARATOR で凝縮水を分離回収する。冷却された生成ガスはNo. 1 GAS COOLERで冷却水でさらに冷却され、No. 3 CONDENSATE SEPARATOR で凝縮水を分離し、生成ガスは次のアンモニア合成ガス用の酸性ガス除去設備に送られる。

(2) メタノール合成ガスと都市ガス用のCO転化設備 (その1)

石炭ガス化工程からの生成ガスは約50%のCOガスと、約30%のH₂ガスを含んでいるが、メタノール合成にはCOとH₂がモル比で約1 : 2の混合ガスが必要とされる。即ち、COが約30 mol%、H₂が約70 mol%であるような合成ガスが要求されている。これに応じてCO転化反応によって一部のCOガスをH₂に転化することが必要になる。

ところで本プロジェクトは酢酸合成プラントが併設されているために、酢酸合成に必要なCOガスの分離設備が設置されており、その設備から出るCOを含んだH₂リッチガスは通常は燃料ガスとして使用されるが、本プロジェクトにおいてはそのH₂リッチガスをメタノール合成ガスの原料として回収して有効利用するように設計されている。そのためにCO転化工程でのCOの転化量は、最終の精製ガス中のCOとH₂の量を測定して決定されるようになっている。

CARBON SCRUBBER からの生成ガスは2つに分けられ一つはCONVERTER に送られ、もう一つのガスはCONVERTER をバイパスする。CONVERTER に入るガスはNo. 2 CO CONVERTER PREHEATER においてNo. 3 CO CONVERTER 出口ガスと熱交換して昇温されたのち、No. 3 CONVERTERに送られ、ガス中のCOの大部分がCO転化反応によりH₂に転化される。No. 3 CONVERTERを出たガスはNo. 2 CO CONVERTER PREHEATER で入口ガスの加熱に使われ、CONVERTER をバイパスしたガスと混合されたのち、No. 2 BFW HEATER, No. 2 LP (低圧) STEAM CONVERTER, No. 2 DEAERATOR HEATERで熱を回収し、No. 4 CONDENSATE SEPARATOR, No. 5 CONDENSATE SEPARATOR で凝縮水を分離回収する。冷却された生成ガスはNo. 2 GAS COOLERで冷却水で更に冷却され、No. 6 CONDENSATE SEPARATOR で凝縮水を分離し、生成ガスは次のメタノール合成ガス用の酸性ガス除去設備に送られる。

(3) メタノール合成ガスと都市ガス用のCO転化設備（その2）

メタノール合成ガスと都市ガス用のCO転化設備は、同じ設備のものが2系列あるので、プロセスの説明は上記(2)と同じであるので省略する。

(4) 酢酸合成用のCOガスの分離用の設備

酢酸合成に必要なCOガスは石炭ガス化工程からの生成ガス中のCOガスを分離して得られる。そのためにCO転化の必要はないのでCO転化のための設備はないが、ガスを次の酸性ガス除去設備に送るために生成ガスの冷却装置が必要である。

CARBON SCRUBBER からの生成ガスはNo. 3 LP（低圧）STEAM CONVERTER, No. 3 DEAERATOR HEATERで熱を回収し、No. 7 CONDENSATE SEPARATOR で凝縮水を分離回収する。冷却された生成ガスはNo. 3 GAS COOLER で冷却水で更に冷却され、No. 8 CONDENSATE SEPARATOR で凝縮水を分離し、生成ガスは次のCOガス分離用の酸性ガス除去設備に送られる。

1.2.3.5 酸性ガス除去工程

CO転化工程からの生成ガスにはCO₂、H₂S、COS等の酸性ガスが含まれており、これらのガスはアンモニアやメタノール、酢酸の合成触媒の触媒毒になるので極く微量まで吸収除去する必要がある。本工程においては低温におけるメタノールの吸収特性を利用して、生成ガス中よりCO₂、H₂S、COS等の酸性ガスを除去するRECTISOL法を採用している。RECTISOL法は実績も多く、極く微量まで除去する能力が有り、下流の合成触媒の寿命の維持に必要なものである。

吸収除去した酸性ガスは、CO₂ガス、H₂Sガスとテールガスに分離、再生される。

(1) アンモニア合成ガス用の酸性ガス除去設備

CO転化設備から送られてくるガスは、No. 1 FLASH DRUMおよび窒素洗浄設備からのFLASH GASと混合されてからNo. 1 FBED COOLERでCO₂ガスとテールガスと熱交換し冷却されNo. 1 KNOCKOUT DRUMで凝縮したメタノール、水を分離後、No. 1 METHANOL SCRUBBERの下部に送られる。ここでH₂SおよびCOSは塔頂部でCO₂を吸収したメタノール溶液で選択的に吸収除去される。H₂SおよびCOSが除去された生成ガスは塔の上部まで上昇し、CO₂も所定の濃度まで除去される。塔頂へフィードされるメタノール溶液は、No. 1 METHANOL REGENERATORにて完全に

再生されたメタノール溶液が使用される。No. 1 METHANOL SCRUBBER から出た生成ガスは次の窒素洗浄設備に送られる。

No. 1 METHANOL SCRUBBER の中段から抜き出されたメタノール溶液は主としてCO₂ を吸収しており、No. 2 METHANOL COOLERで冷熱を回収したあと、No. 2 FLASH DRUMにてH₂、COの一部を回収し、メタノール溶液はCO₂ STRIPPBRの上部にフィードされる。No. 1 METHANOL SCRUBBER の塔底部から抜き出されたH₂S を多く含んだメタノール溶液はNo. 1 METHANOL COOLER で冷熱を回収したあとNo. 1 FLASH DRUMでH₂、COの一部を回収し、メタノール溶液はCO₂ STRIPPBRの中段にフィードされる。

このCO₂ STRIPPBRの塔頂部からは高純度のCO₂ が得られ、No. 1 METHANOL COOLERとNo. 1 FEED GAS COOLER で冷熱を回収し、尿素合成工程に送られる。

残りのCO₂とH₂SおよびCOS を含むCO₂ STRIPPBRの塔底部からのメタノール溶液はNo. 1 H₂S CONCENTRATION TOWER に送られ、N₂ガスによってCO₂ が放散され、塔頂部からN₂ガスとCO₂ ガスが抜き出され、No. 1 FEED GAS COOLER で冷熱を回収したのち大気に放出される。

濃縮されたH₂S を溶解しているNo. 1 H₂S CONCENTRATION TOWER の塔底からのメタノール溶液はNo. 1 FEED PUMPにて昇圧後、No. 2 LEAN METHANOL COOLER、No. 1 LEAN METHANOL COOLERで冷熱を回収したのち、No. 1 METHANOL REGENERATORにフィードされる。No. 1 METHANOL REGENERATORにおいてメタノール溶液に溶解しているH₂S が放散され、塔頂から約45%のH₂S を含むガスが抜き出され、No. 1 REFLUX COOLER およびNo. 1 REFLUX CONDENSERにてメタノールを除去したのち硫黄回収プロセスに送られる。

No. 1 METHANOL REGENERATORに於てH₂S、COSを放散したメタノール液は塔底から抜き出され、No. 1 LEAN METHANOL COOLERにてフィードメタノールと熱交換してMETHANOL COLLECTION DRUMに貯められ、No. 1 LEAN METHANOL PUMPによってWATER COOLER、No. 2 LEAN METHANOL COOLERにて冷却されたのち再生メタノール液としてNo. 1 METHANOL SCRUBBER にリサイクルされる。

No. 1 METHANOL REGENERATORの塔底からの循環メタノールの一部は、系内に蓄積する水分を除去するためにNo. 1 METHANOL/WATER SEPARATION COLUMNに送られ蒸留法にて、水分を分離し塔底から抜き出し、排水処理設備へ送る。塔頂部からのメタノール蒸気はNo. 1 METHANOL REGENERATORにリサイクルされる。

(2) メタノール合成ガス用の酸性ガス除去設備（その1）

メタノール合成ガス用の酸性ガス除去設備はアンモニア合成ガスの酸性ガス除去設備と基本的には同じであるが、高純度のCO₂の回収設備がないこと、酢酸用のCO分離用の酸性ガス除去設備のメタノールの精製を共用することによって、設備費の削減を計っているために、多少の装置の差がある。

CO転化設備から送られてくるガスは、No. 3 FLASH DRUMからのFLASH GASと混合されてからNo. 2 FEED GAS COOLERでNo. 2 METHANOL SCRUBBERの塔頂部からの酸性ガスを除去した後の精製ガスとテールガスと熱交換し冷却されNo. 2 KNOCKOUT DRUMで凝縮したメタノール、水を分離後、No. 2 METHANOL SCRUBBERの下部に送られる。ここでH₂SおよびCOSは塔頂部でCO₂を吸収したメタノール溶液で選択的に吸収除去される。H₂SおよびCOSが除去された生成ガスは塔の上部まで上昇し、CO₂も所定の濃度まで除去される。塔頂へフィードされるメタノール溶液は、No. 2 METHANOL REGENERATORにて完全に再生されたメタノール溶液が使用される。

No. 2 METHANOL SCRUBBERから出た生成ガスは、もう一列のメタノール合成ガス用の酸性ガス除去設備からの精製ガスおよびCO分離設備からのCOとH₂の混合ガスと合流したのち、次のメタノール合成プロセスおよび都市ガスプロセスに送られる。

No. 2 METHANOL SCRUBBERの中段から抜き出されたメタノール溶液は主としてCO₂を吸収しており、No. 3 METHANOL COOLERで冷熱を回収したあと、No. 4 FLASH DRUMにてH₂、COの一部を回収し、メタノール溶液はNo. 2 H₂S CONCENTRATION TOWERの上部にフィードされる。No. 2 METHANOL SCRUBBERの塔底部から抜き出されたH₂Sを多く含んだメタノール溶液はNo. 3 FLASH DRUMでH₂、COの一部を回収し、メタノール溶液はNo. 2 H₂S CONCENTRATION TOWERの中段にフィードされる。

No. 2 H₂S CONCENTRATION TOWERではメタノール液に溶解しているCO₂がN₂ガスによって放散され、塔頂部からはN₂ガスとCO₂ガスの混合ガスが抜き出され、No. 2 FEED GAS COOLERで冷熱を回収したのち大気に放出される。

濃縮されたH₂Sを溶解しているNo. 2 H₂S CONCENTRATION TOWERの塔底からのメタノール溶液はNo. 3 FEED PUMPにて昇圧後、No. 3 LEAN METHANOL COOLERで冷

熱を回収したのち、No. 2 METHANOL REGENERATORにフィードされる。

No. 2 METHANOL REGENERATORにおいてメタノール液に溶解している H_2S が放散され、塔頂から約45%の H_2S を含むガスが抜き出され、No. 2 REFLUX COOLERおよびNo. 2 REFLUX CONDENSERにてメタノールを除去したのち硫黄回収プロセスに送られる。

No. 2 METHANOL REGENERATOR に於て H_2S を放散したメタノール液は塔底から抜き出され、No. 2 LEAN METHANOL PUMPにて昇圧後、No. 3 LEAN METHANOL COOLERにてフィードメタノールと熱交換し、またNo. 4 LEAN METHANOL COOLERにてNo. 2 H_2S CONCENTRATION TOWER のメタノール循環液と熱交換したのち、再生メタノール液としてNo. 2 METHANOL SCRUBBER とNo. 3 METHANOL SCRUBBER の両方のSCRUBBERに送られる。

No. 2 METHANOL REGENERATORの塔底からの循環メタノールの一部は、系内に蓄積する水分を除去するためにNo. 4 FEED PUMP によってNo. 2 METHANOL/WATER SEPARATION COLUMN に送られ蒸留法にて、水分を分離し塔底から抜き出し排水処理設備へ送る。塔頂部からのメタノール蒸気はNo. 2 METHANOL REGENERATORにリサイクルされる。

(3) メタノール合成ガス用の酸性ガス除去設備（その2）

メタノール合成ガス用の酸性ガス除去設備は、都市ガスを常時製造するために2系列になっている。この2系列の設備は同じものであるので、プロセスの説明は上記(2)と同じであるので、ここでは省略する。

(4) 酢酸合成用のCOガス用の酸性ガス除去設備とCO分離設備

CO転化設備から送られてくるガスは、No. 3 FEED COOLER でCO分離設備から戻ってくる水素リッチガスと、同じくCO分離設備から戻ってくる低圧（LP）、中圧（MP）、高圧（HP）の高純度のCOガスと熱交換して冷却され、No. 3 KNOCKOUT DRUM で凝縮した水分とメタノール混合物等を分離して、No. 3 METHANOL SCRUBBERの下部にフィードされる。ここで H_2S およびCOS は、塔頂部で CO_2 を吸収したメタノール溶液と接触し、選択的に吸収除去される。 H_2S およびCOS が除去された生成ガスは塔の上部まで上昇し、 CO_2 も所定の濃度まで除去される。塔頂へフィードされるメタノール溶液は、メタノール用の酸性ガス除去設備にあるNo. 2 METHANOL REGENERATORにて完全に再生されたメタ

ノール溶液が使用される。

No. 3 METHANOL SCRUBBER の塔頂部から出た生成ガスには、微量のCO₂ やメタノールが含まれているので、次の深冷分離設備で配管内での閉塞を生じないようにモレキュラーシーブが充填された 2 基の自動切替式の吸着塔No. 2 CO₂ METHANOL ADSORBER にてCO₂ を所定値以下まで除去したあと、COLD BOX (保冷槽) の深冷分離設備にフィードされる。原料ガスは更に製品の低圧、中圧、高圧の高純度COガスと熱交換し、温度が下がって行く。この過程で原料ガス中のCOガスは凝縮して行くが、No. 2 SEPARATOR にて分離される。No. 2 SEPARATOR で分離された気相は、その主成分は水素であり、その冷熱をNo. 4, No. 5 FEED GAS COOLERにて原料ガスに与え、最終的には酸性ガス除去設備のNo. 3 FEED GAS COOLERで冷熱を回収した後、常温まで温度回復してメタノール合成用の原料ガスとしてメタノール合成プロセスに送られる。一方No. 2 SEPARATOR で分離された液相は若干量の水素を溶解しているのでH₂ STRIPPER に送られCOの純度を高める。H₂ STRIPPER の塔底からのCO留分は、その圧力レベルとして低圧、中圧、高圧に分けられ、No. 4, No. 5 FEED GAS COOLER およびNo. 3 FEED GAS COOLERにて冷熱が回収される。また、H₂ STRIPPER の塔頂から出るガスは冷熱を回収後、燃料ガスとしてボイラーに送られる。

No. 3 METHANOL SCRUBBER の塔底部から抜き出されたH₂S を多く含んだメタノール溶液はNo. 4 FLASH DRUMでH₂, COの一部を回収し、メタノール合成ガス用の酸性ガス除去設備のNo. 3 FLASH DRUMからのH₂, COガスと共にNo. 2 RECYCLE GAS COMPRESSOR にて昇圧後、CO転化設備からのフィードガスへリサイクルされる。

No. 4 FLASH DRUMからのH₂S を含んだメタノール液からのH₂S の除去、メタノール液の再生はメタノール合成ガス用の酸性ガス除去設備で行うためにNo. 2 H₂S CONCENTRATION TOWER に送られる。

1. 2. 3. 6 窒素洗浄工程

酸性ガス除去工程において酸性ガスを除去したアンモニア合成用の生成ガスには、多少のCOガスと微量のCO₂ ガスが含まれている。これらの化合物は微量であってもアンモニア合成触媒の触媒毒となり触媒を劣化させるので、極力除去することが要求される。ここでは低温での窒素洗浄法によってこれらの微量成分を除

去する。

No. 1 METHANOL SCRUBBER からの生成ガスは、次のCOLD BOX（保冷槽）に入る前に配管内で凍結によって閉塞トラブルを起こさない様にモレキュラーシーブが充填された2基の自動切替式の吸着塔No. 1 CO₂ METHANOL ADSORBER にてCO₂、メタノール等を吸着除去したあと、COLD BOXに送る。

フィードガスはNo. 6 FEED GAS COOLER, No. 7 FEED GAS COOLER においてNITROGEN WASH COLUMN からの精製後のガスと熱交換し冷却されたのち、NITROGEN WASH COLUMNにフィードされる。

空気分離工程からの高圧窒素ガスはHP（高圧）NITROGEN COOLER, No. 6 FEED GAS COOLERにおいて精製後のガスと熱交換し冷却される。No. 6 FEED GAS COOLER を出たガスは2つに分けられ、一つはNo. 7 FEED GAS COOLER で更に冷却液化されたのち洗浄液としてNITROGEN WASH COLUMNの上部にフィードする。もう一つの窒素ガス流はアンモニア合成ガス用にH₂ : N₂ = 3 : 1となる様にNITROGEN WASH COLUMN 塔頂部からの精製後のガスにフィードされる。

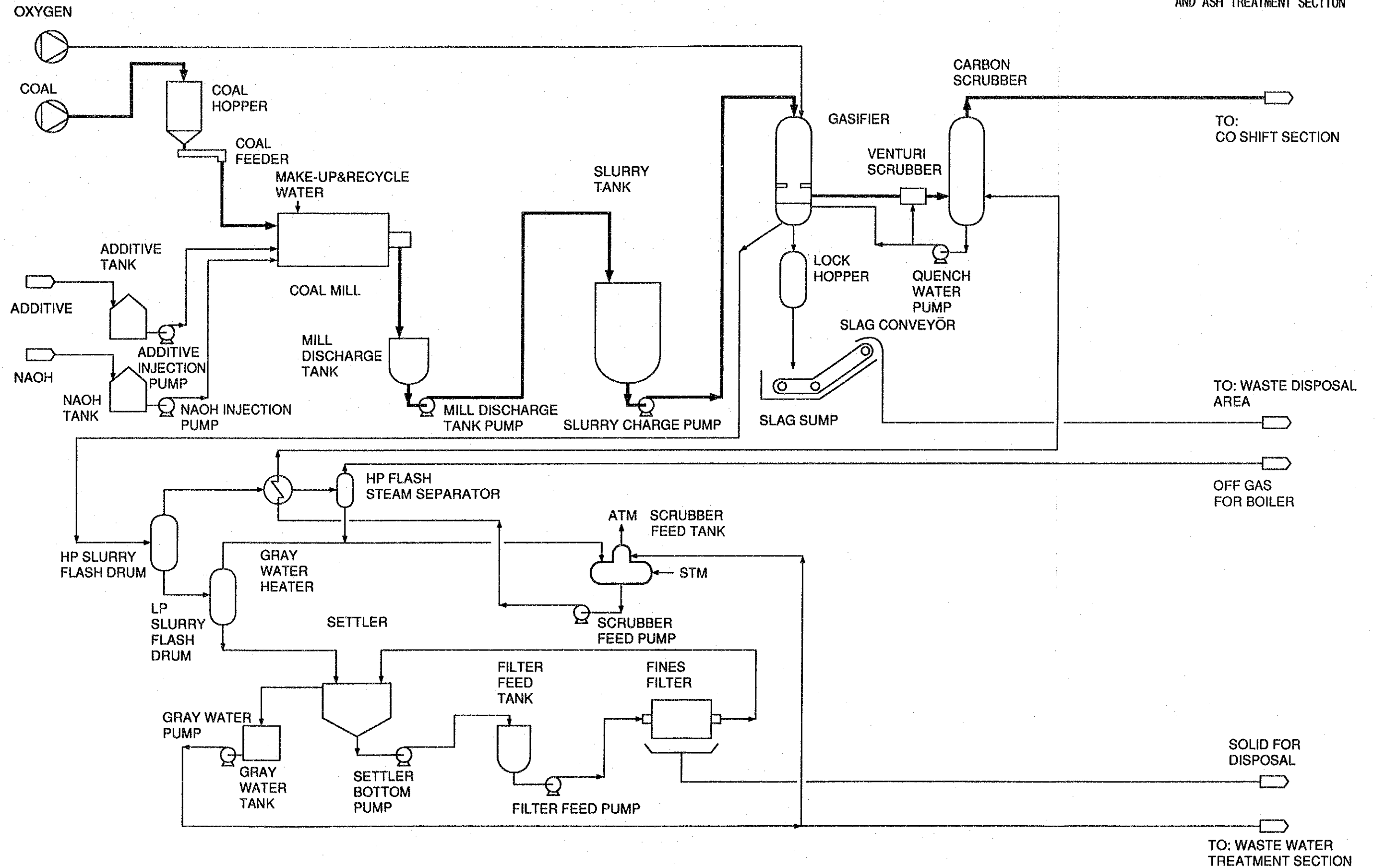
NITROGEN WASH COLUMNでは塔下部からの生成ガスと液体窒素の気液接触によってガス中のCO、Ar、CH₄ が液体窒素に吸収され除去される。塔頂部からは触媒毒となる様な不純物が除去されたH₂ガスと窒素ガスの混合ガス抜き出され、No. 7 FEED GAS COOLER, No. 6 FEED GAS COOLER, HP（高圧）NITROGEN COOLER にて冷熱を回収され、精製ガス中のH₂ : N₂のモル比が3 : 1となる様に調製されてのち、アンモニア合成プロセスに送られる。

NITROGEN WASH COLUMNの塔底からの洗浄液には少量のH₂が溶解しているので減圧してNo. 1 SEPARATOR にてH₂を放散させ、冷熱を回収後、酸性ガス除去工程のNo. 1 RECYCLE GAS COMPRESSORの吸入側に送り、回収する。

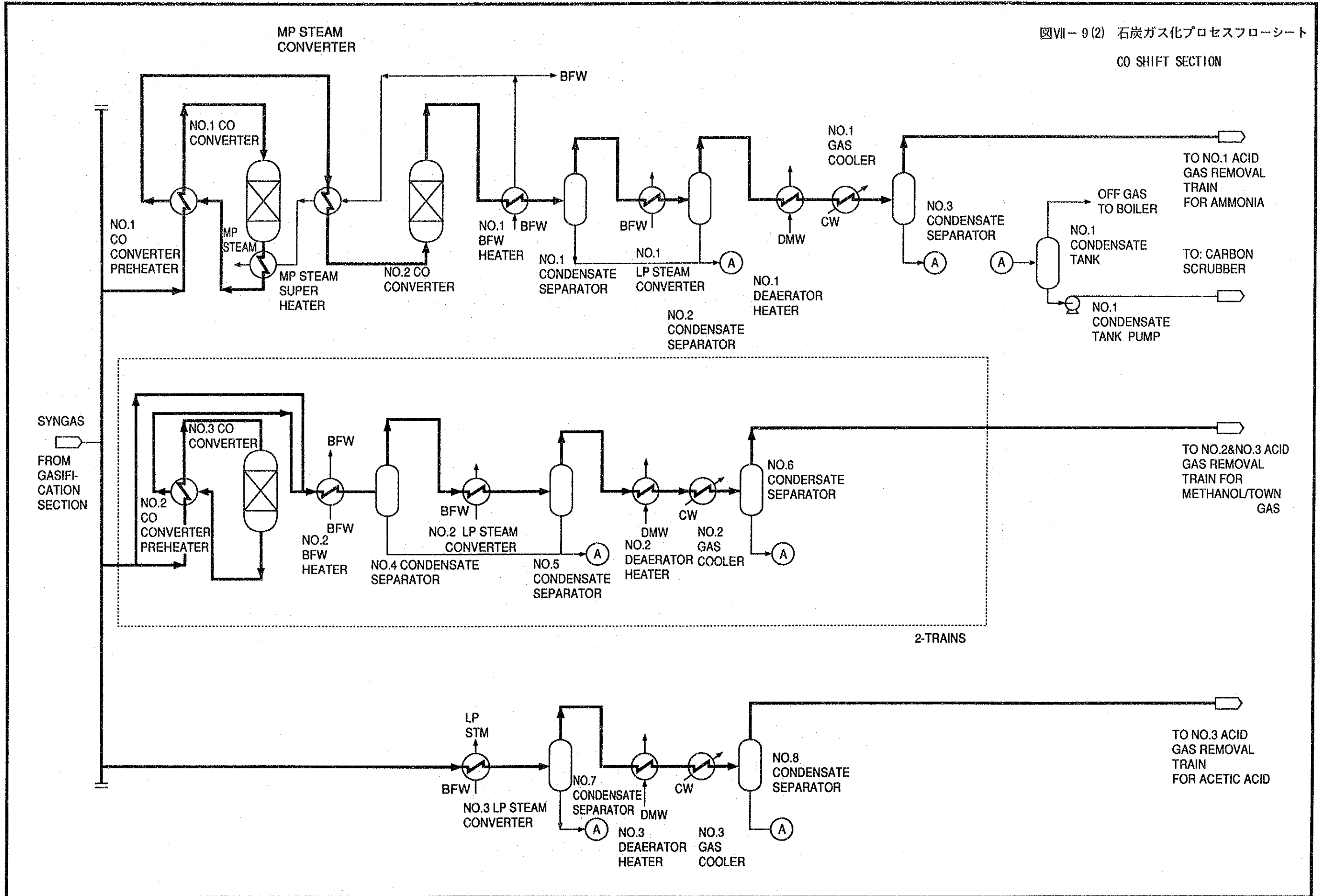
No. 1 SEPARATOR からの洗浄液には少量のCO、N₂、H₂が溶解しているが、No. 7 FEED GAS COOLER, No. 6 FEED GAS COOLER, HP（高圧）NITROGEN COOLER にて冷熱を回収し、自身はガス化され、燃料ガスとして石炭ボイラー設備に送られる。

図VII-9(1) 石炭ガス化プロセスフローシート

COAL GRINDING, COAL GASIFICATION AND ASH TREATMENT SECTION

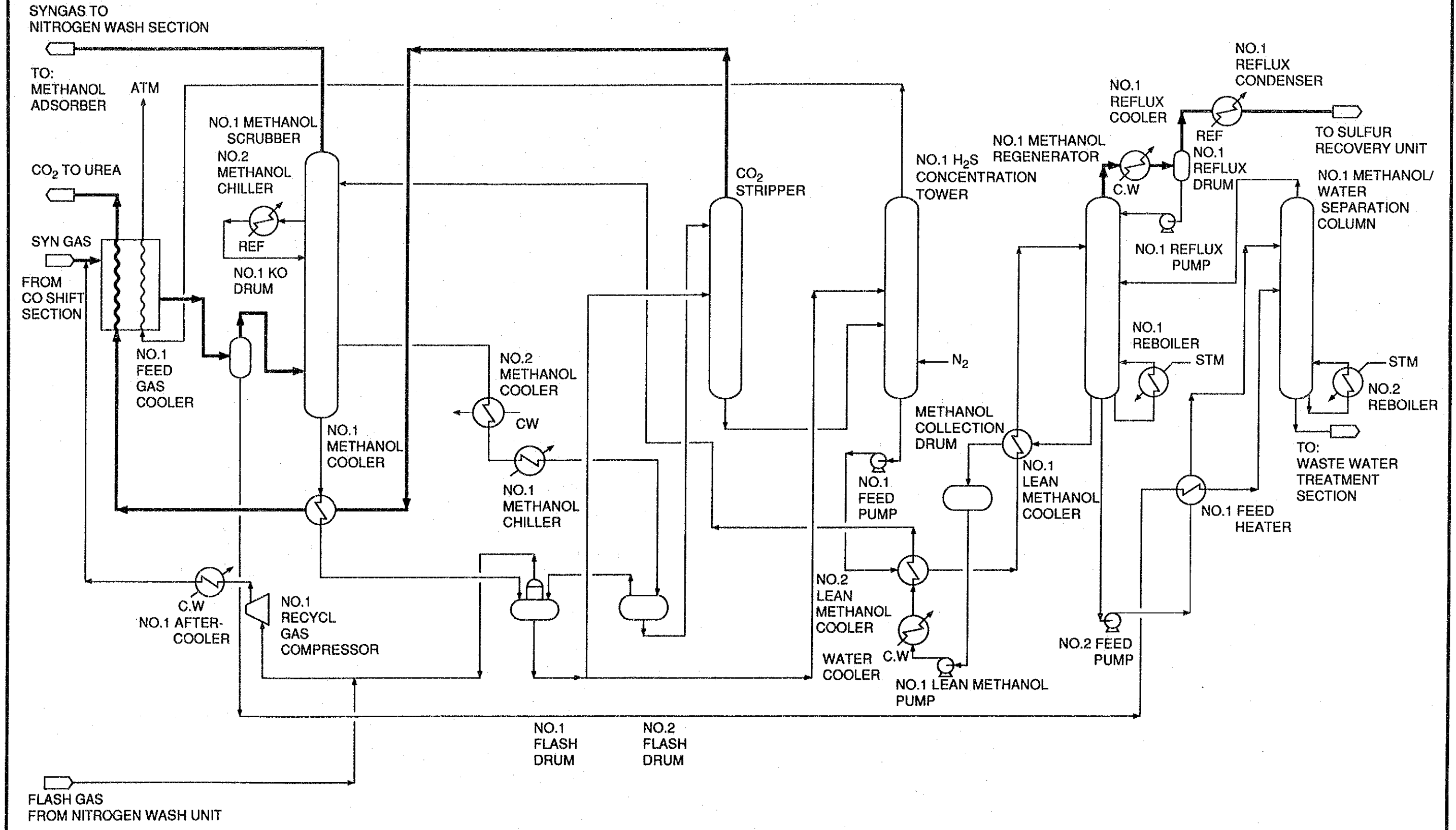


CO SHIFT SECTION

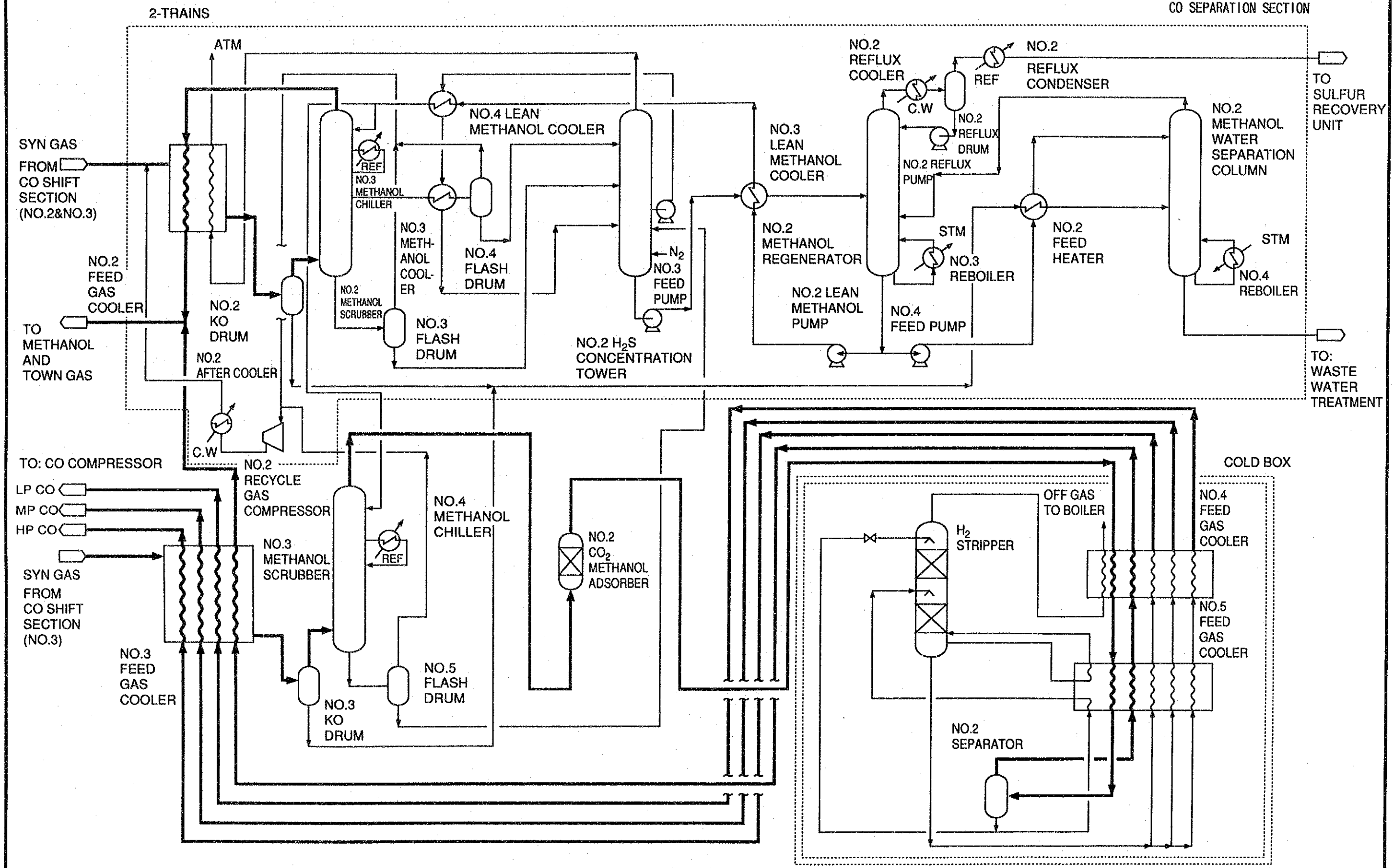


図VII-9(3) 石炭ガス化プロセスフローシート

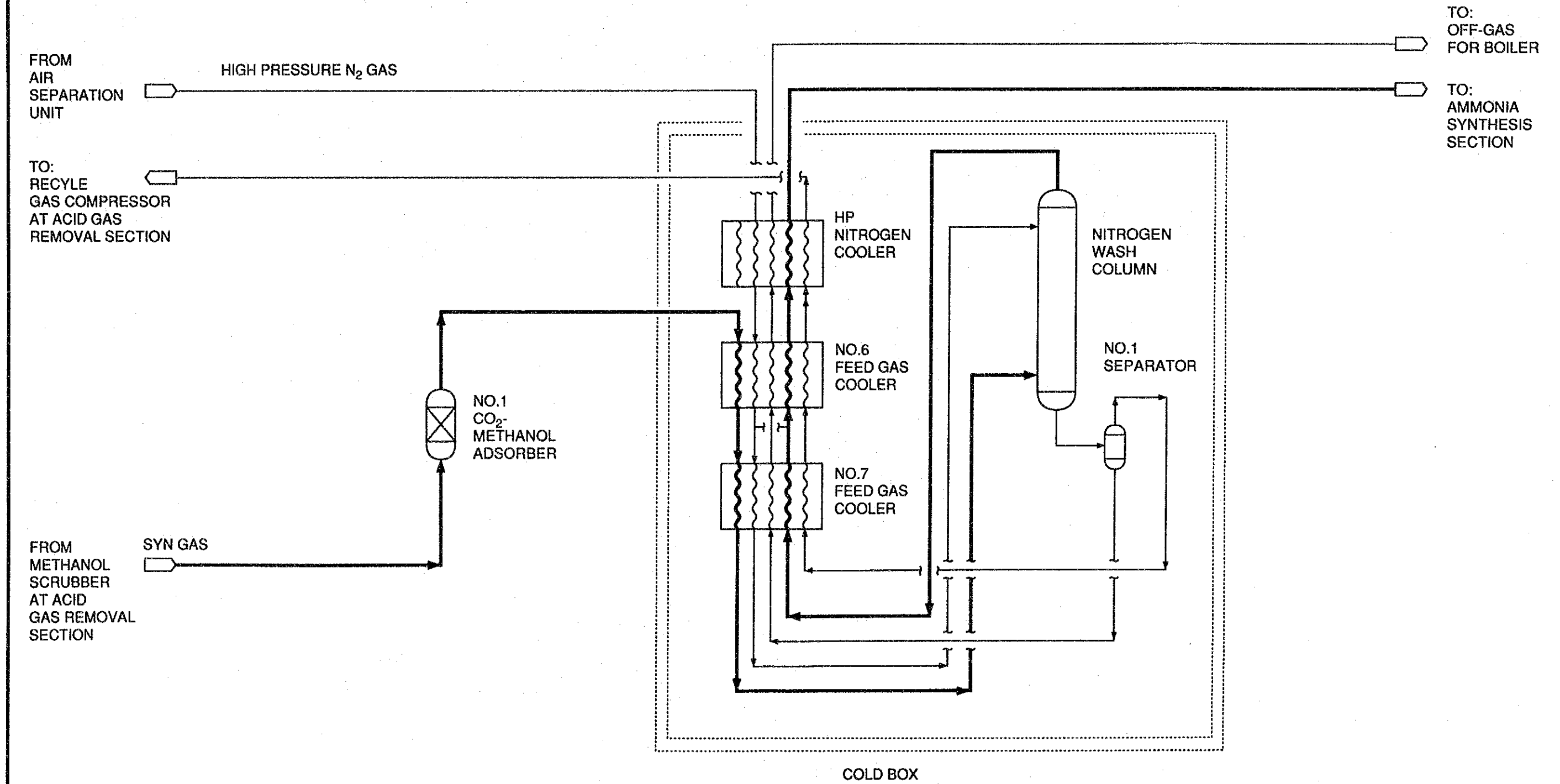
ACID GAS REMOVAL SECTION
(NO. 1 TRAIN FOR AMMONIA)



NO. 2/3 ACID GAS REMOVAL AND CO SEPARATION SECTION



図VII-9(5) 石炭ガス化プロセスフローシート
NITROGEN WASH SECTION



1. 2. 3. 7 石炭ガス化プロセス主要機器リスト

(1) 石炭スラリー化工程

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
COAL MILL	2	86t/h (dry coal)	ROD MILL
MILL DISCHARGE TANK	2		C. S.
ADDITIVE TANK	1	100m ³	C. S.
NaOH TANK	1		C. S.
COAL HOPPER	2	900m ³	C. S.
COAL FEEDER	2	CONTROLLED VOLUME 86t/h	
MILL DISCHARGE TANK PUMP	4	RECIPROCATING	
ADDITIVE INJECTION PUMP	4	PLUNGER (CONTROLLED VOLUME) (C)S. S., (P1)S. S.	
NaOH INJECTION PUMP	4	PLUNGER (CONTROLLED VOLUME)	

(2) 石炭ガス化工程

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
GASIFIER	7	CYLINDRICAL 2.8mID×11mH	ALLOY
CARBON SCRUBBER	7	CYLINDRICAL	C. S.
SLURRY TANK	2	CYLINDRICAL	(S)C. S.
LOCK HOPPER	7		(S)C. S.
TEXACO BURNER	7	WITH COOLING COIL	
SLURRY CHARGE PUMP	7	RECIPROCATING 40m ³ /h	
QUENCH WATER PUMP	14	CENTRIFUGAL	
SLAG SUMP	7		CONCRETE + RESIN
VENTURI SCRUBBER	7		

(3) 灰处理工程

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
HP SLURRY FLASH DRUM	2	CYLINDRICAL	S. S.
LP SLURRY FLASH DRUM	2	CYLINDRICAL	C. S.
SCRUBBER FEED TANK	2	CYLINDRICAL	(S)S. S. /C. S.
HP FLASH STEAM SEPERATOR	2	CYLINDRICAL	(S)C. S.
SETTLER	2	13mID×4mH	C. S.
GRAY WATER TANK	2		C. S. +Resin
FILTER FEED TANK	2		C. S. +Resin
FINES FILTER	4	COMPRESSION TYPE	
GRAY WATER HEATER	2		(S)C. S. (T)S. S.
SCRUBBER FEED PUMP	4	CENTRIFUGAL	
SETTLER BOTTOM PUMP	4	CENTRIFUGAL	
GRAY WATER PUMP	4	CENTRIFUGAL	
FILTER FEED PUMP	4	CENTRIFUGAL	

(4) CO転化工程

	<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
No.1	CO CONVERTER	1	CYLINDRICAL 3mID×6mH	(S)Alloy
No.2	CO CONVERTER	1	CYLINDRICAL 3mID×5mH	(S)Alloy
No.3	CO CONVERTER	2	CYLINDRICAL 3mID×5mH	(S)Alloy
No.1	CO CONVERTER PREHEATER	1	SHELL & TUBE	(S)Alloy (T)S. S.
No.2	CO CONVERTER PRBHEATER	2	SHELL & TUBE	(S)Alloy (T)S. S.
	MP STEAM SUPERHEATER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)S. S.
	MP STEAM CONVERTER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)S. S.
No.1	BFW HEATER	1	SHELL & TUBE	(S)Alloy+S. S. (T)Alloy
No.2	BFW HEATER	2	SHELL & TUBE	(S)Alloy+S. S. (T)Alloy
No.1	LP STEAM CONVERTER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)S. S.
No.2	LP STEAM CONVERTER	2	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)S. S.
No.3	LP STEAM CONVERTER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)S. S.
No.1	DEABRATOR HEATER	1	SHELL & TUBE	(S)S. S. (T)S. S.
No.2	DEABRATOR HEATER	2	SHELL & TUBE	(S)S. S. (T)S. S.
No.3	DEABRATOR HEATER	1		(S)S. S. (T)S. S.
No.1	GAS COOLER	1		(S)C. S. (T)S. S.
No.2	GAS COOLER	2		(S)C. S. (T)S. S.
No.3	GAS COOLER	1		(S)C. S. (T)S. S.

No.1	CONDENSATE SEPARATOR	1	C. S. +S. S.
No.2	CONDENSATE SEPARATOR	1	C. S. +S. S.
No.3	CONDENSATE SEPARATOR	1	C. S. +S. S.
No.4	CONDENSATE SEPARATOR	2	C. S. +S. S.
No.5	CONDENSATE SEPARATOR	2	C. S. +S. S.
No.6	CONDENSATE SEPARATOR	2	C. S. +S. S.
No.7	CONDENSATE SEPARATOR	1	C. S. +S. S.
No.8	CONDENSATE SEPARATOR	1	C. S. +S. S.
No.1	CONDENSATE TANK	2	C. S.
No.1	CONDENSATE TANK PUMP	2	CENTRIFUGAL

(5) 酸性ガス除去工程

	<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
No.1	METHANOL SCRUBBER	1	CYLINDRICAL 2. 1mID×58mH	(S)L. T. C. S. /LT
No.2	METHANOL SCRUBBER	2	CYLINDRICAL	(S)L. T. C. S. /LT
No.3	METHANOL SCRUBBER	1	CYLINDRICAL	(S)L. T. C. S. /LT
	CO ₂ STRIPPER	1	CYLINDRICAL 2. 1mID×50mH	(S)LTA
No.1	H ₂ S CONCENTRATION TOWER	1	CYLINDRICAL 3mID×44mH	(S)LTA
No.2	H ₂ S CONCENTRATION TOWER	2	CYLINDRICAL	(S)LTA
No.1	METHANOL REGENERATOR	1	CYLINDRICAL 2. 4mID×23mH	(S)C. S.
No.2	METHANOL REGENERATOR	2	CYLINDRICAL	(S)C. S.
No.1	METHANOL/WATER SEPARATION COLUMN	1	CYLINDRICAL 1mID×22mH	(S)C. S.
No.2	METHANOL/WATER SEPARATION COLUMN	2	CYLINDRICAL	(S)C. S.
No.1	KNOCK-OUT DRUM	1	CYLINDRICAL	L. T. C. S
No.2	KNOCK-OUT DRUM	2	CYLINDRICAL	L. T. C. S
No.3	KNOCK-OUT DRUM	1	CYLINDRICAL	L. T. C. S
No.1	FLASH DRUM	1	CYLINDRICAL	L. T. C. S
No.2	FLASH DRUM	1	CYLINDRICAL	L. T. C. S
No.3	FLASH DRUM	2	CYLINDRICAL	L. T. C. S
No.4	FLASH DRUM	2	CYLINDRICAL	L. T. C. S
No.5	FLASH DRUM	1	CYLINDRICAL	L. T. C. S
	METHANOL COLLECTION DRUM	1	CYLINDRICAL	LTA
No.1	REFLUX DRUM	1	CYLINDRICAL	C. S.
No.2	REFLUX DRUM	2	CYLINDRICAL	C. S.
No.1	FEED GAS COOLER	1	SPIRAL	
No.2	FEED GAS COOLER	2	SPIRAL	
No.3	FEED GAS COOLER	1	SPIRAL	

	<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
No.1	METHANOL CHILLER	1	SHELL & TUBE	
No.2	METHANOL CHILLER	1	SHELL & TUBE	
No.3	METHANOL CHILLER	2	SHELL & TUBE	
No.4	METHANOL CHILLER	1	SHELL & TUBE	
No.1	METHANOL COOLER	1	SHELL & TUBE	
No.2	METHANOL COOLER	1	SHELL & TUBE	
No.3	METHANOL COOLER	2	SHELL & TUBE	
No.1	LEAN METHANOL COOLER	1	SPIRAL	
No.2	LEAN METHANOL COOLER	1	SPIRAL	
No.3	LEAN METHANOL COOLER	2	SPIRAL	
No.4	LEAN METHANOL COOLER	2	SPIRAL	
	WATER COOLER	1	SHELL & TUBE	
No.1	REBOILER	1	SHELL & TUBE	
No.2	REBOILER	1	SHELL & TUBE	
No.3	REBOILER	2	SHELL & TUBE	
No.4	REBOILER	2	SHELL & TUBE	
No.1	FEED HEATER	1	SHELL & TUBE	
No.2	FEED HEATER	2	SHELL & TUBE	
No.1	REFLUX COOLER	1	SHELL & TUBE	
No.2	REFLUX COOLER	2	SHELL & TUBE	
No.1	REFLUX CONDENSER	1	SHELL & TUBE	
No.2	REFLUX CONDENSER	2	SHELL & TUBE	
No.1	AFTER COOLER	1	SHELL & TUBE	
No.2	AFTER COOLER	2	SHELL & TUBE	
No.1	RECYCLE GAS COMPRESSOR	1	RECIPROCATING 2900Nm ³ /h	
No.2	RECYCLE GAS COMPRESSOR	2	RECIPROCATING	

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
No.1 FEED PUMP	2	CENTRIFUGAL	
No.2 FEED PUMP	2	CENTRIFUGAL	
No.3 FEED PUMP	4	CENTRIFUGAL	
No.4 FEED PUMP	4	CENTRIFUGAL	
No.1 LEAN METHANOL PUMP	2	CENTRIFUGAL	
No.2 LEAN METHANOL PUMP	4	CENTRIFUGAL	
No.1 REFLUX PUMP	2	CENTRIFUGAL	
No.2 REFLUX PUMP	4	CENTRIFUGAL	
REFRIGERATION UNIT	2	AMMONIA REFRIGIRATOR 3×10 ⁶ kcal/h	
H ₂ STRIPPER	1	1mID×11mH	Al
No.2 CO ₂ -METHANOL ADSORBER	2	1.5mID×4.5mH	LTA
No.4 FEED GAS COOLER	1		PLATE-FIN
No.5 FEED GAS COOLER	1		PLATE-FIN
No.2 SEPARATOR	1		Al

(6) 窒素洗净工程

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
NITROGEN WASH COLUMN	1	CYLINDRICAL 1mID×18mH	Al
No.1 CO ₂ -METHANOL ADSORBER	2	CYLINDRICAL 2mID×3.5mH	LTA
HP NITROGEN COOLER	1	PLATE-FIN	ALA
No.6 FEED GAS COOLER	1	PLATE-FIN	ALA
No.7 FEED GAS COOLER	1	PLATE-FIN	ALA
No.1 SEPARATOR	1		Al

1.2.4 アンモニア合成プロセス

アンモニア合成プロセスは次の3工程から構成される。

- (1) アンモニア合成工程
- (2) アンモニア冷凍工程
- (3) 製品アンモニア貯蔵工程

1.2.4.1 アンモニア合成工程

石炭ガス化工程で生産された粗合成ガスは、一酸化炭素転換工程、RECTISOL工程を経て、最終的なガス精製工程である窒素洗浄工程において、精製された H_2/N_2 MOL.比3.0のSYNTHESIS GASになる。アンモニア合成工程では、一日当たり1,000MTの液体アンモニアが生産される。

このSYNTHESIS GASは $55kg/cm^2A$ 、 $30^\circ C$ でSYNTHESIS GAS COMPRESSORの一段目に入り、圧縮されてから、圧縮機内でSYNTHESIS CIRCULATING GASと混合される。この混合ガスはSYNTHESIS GAS COMPRESSORの二段目で、合成圧力の $142kg/cm^2A$ まで圧縮される。合成圧まで圧縮された混合ガスは、SYNTHESIS CONVERTER FEED/EFFLUENT EXCHANGERで $180^\circ C$ まで予熱されてAMMONIA CONVERTERに入る。

アンモニアはHORIZONTAL INDIRECT-INTERCOOLED CONVERTERで合成される。この型のCONVERTERはアンモニア転化率が大きく、また非常に低い圧力損失になるように設計されている。反応ガスは第一層と第二層の触媒出口で、入口ガスと熱交換によって冷却される。

AMMONIA CONVERTERは、水平の円筒状の圧力容器とその内部の円筒状の触媒容器から出来ている。この触媒容器には複数の触媒層と複数のINTERCHANGERが含まれている。触媒層は金網で支持されており、ガスは触媒層を下方方向に流れる。

ガスが大きな断面積を流れるので、 $1.5-3mm$ の小さい粒径の高活性の触媒の使用が可能になる。

触媒量の分配には最適値があり、第一層の触媒量は一番少なく、第二層および第三層の触媒層はそれより多くなっている。

AMMONIA CONVERTER入口ガスは約2.0容量%のアンモニアを含んでいる。この入口ガスは三分割され、その略50%は圧力容器と触媒容器との間の環状部分に供給され、圧力容器を冷却する。このガスはSYNTHESIS CONVERTER FIRST INTERCHANGER

で第一触媒層からの高温の出口ガスと熱交換して、予熱される。また、その略30%はSYNTHESIS CONVERTER SECOND INTERCHANGER で、第二触媒層からの高温の出口ガスと熱交換して予熱される。

2つのINTERCHANGERからの予熱された入口ガスは、INTERCHANGERをバイパスした残りの入口ガスと混合されてから、第一触媒層に入る。

3つの触媒層の入口温度は、二つのINTERCHANGERを通過するガス量とAMMONIA CONVERTER入口ガスの温度を調節することで、制御され、最適化される。

ガスは第一触媒層を下方に流れ、アンモニア合成反応が進むにしたがって、急激に温度上昇が起る。第一触媒層からのガスはSYNTHESIS CONVERTER FIRST INTERCHANGERに入り、ここで冷却されてから、第二触媒層に入る。第二触媒層からのガスは、同様にSYNTHESIS CONVERTER SECOND INTERCHANGER に入り、ここで冷却されてから、第三触媒層に入る。最終触媒層からの GASは約20容量%のアンモニアを含んでいる。

AMMONIA CONVERTER 出口ガスの高温の廃熱は、PROCESS STEAM SUPERHEATER および SYNTHESIS CONVERTER WASTE HEAT BOILERで回収される。廃熱回収の後でAMMONIA CONVERTER出口ガスは、SYNTHESIS CONVERTER FEED/BFFLUENT EXCHANGER、SYNTHESIS CONVERTER EFFLUENT COOLERおよびUNITIZED CHILLERで冷却される。SYNTHESIS CONVERTER WASTE HEAT BOILERでは40kg/cnfA の蒸気が発生する。

生成アンモニアの凝縮と回収はUNITIZED CHILLERで行われる。このUNITIZED CHILLERではAMMONIA SEPARATORからの循環合成ガスの冷熱の回収も行われる。

このUNITIZED CHILLERは二重管で出来ていて、AMMONIA SEPARATOR からのガスは内管を流れ、AMMONIA CONVERTER出口ガスは内管と外管との環状部分を流れる。したがって、AMMONIA CONVERTER出口ガスは外側からは冷媒アンモニアによって、内側からはAMMONIA SEPARATORからの冷たい循環合成ガスによって冷却される。UNITIZED CHILLERでは3つの温度レベルのアンモニア冷媒があり、AMMONIA CONVERTER出口ガスは-18℃まで冷却される。凝縮した液体アンモニアはAMMONIA SEPARATORで分離される。AMMONIA SEPARATORからの循環合成ガスはUNITIZED CHILLERを通過してから、SYNTHESIS GAS COMPRESSORの循環ガス圧縮部分に戻る。

AMMONIA SEPARATORからの液体アンモニアはAMMONIA LET DOWN DRUMで減圧される。このDRUMでは液体アンモニアに溶けていたガスを分離する。

1.2.4.2 アンモニア冷凍工程

合成工程での生成アンモニアの凝縮のために、三段の REFRIGERATION COMPRESSORがある。冷凍システムは AMMONIA RECEIVER, AMMONIA CONDENSER, UNITIZED CHILLERなどから成り立っている。

UNITIZED CHILLERと AMMONIA STORAGE TANKで発生したアンモニアガスは REFRIGERATION COMPRESSORで圧縮され、AMMONIA CONDENSERで凝縮され、AMMONIA RECEIVERに送られる。

38°Cの製品アンモニアは AMMONIA PRODUCT PUMPで昇圧されてから、尿素プラントに送られる。この工程では生成アンモニアを-33°Cで、AMMONIA STORAGE TANKに送ることも出来る。

1.2.4.3 製品アンモニア貯蔵

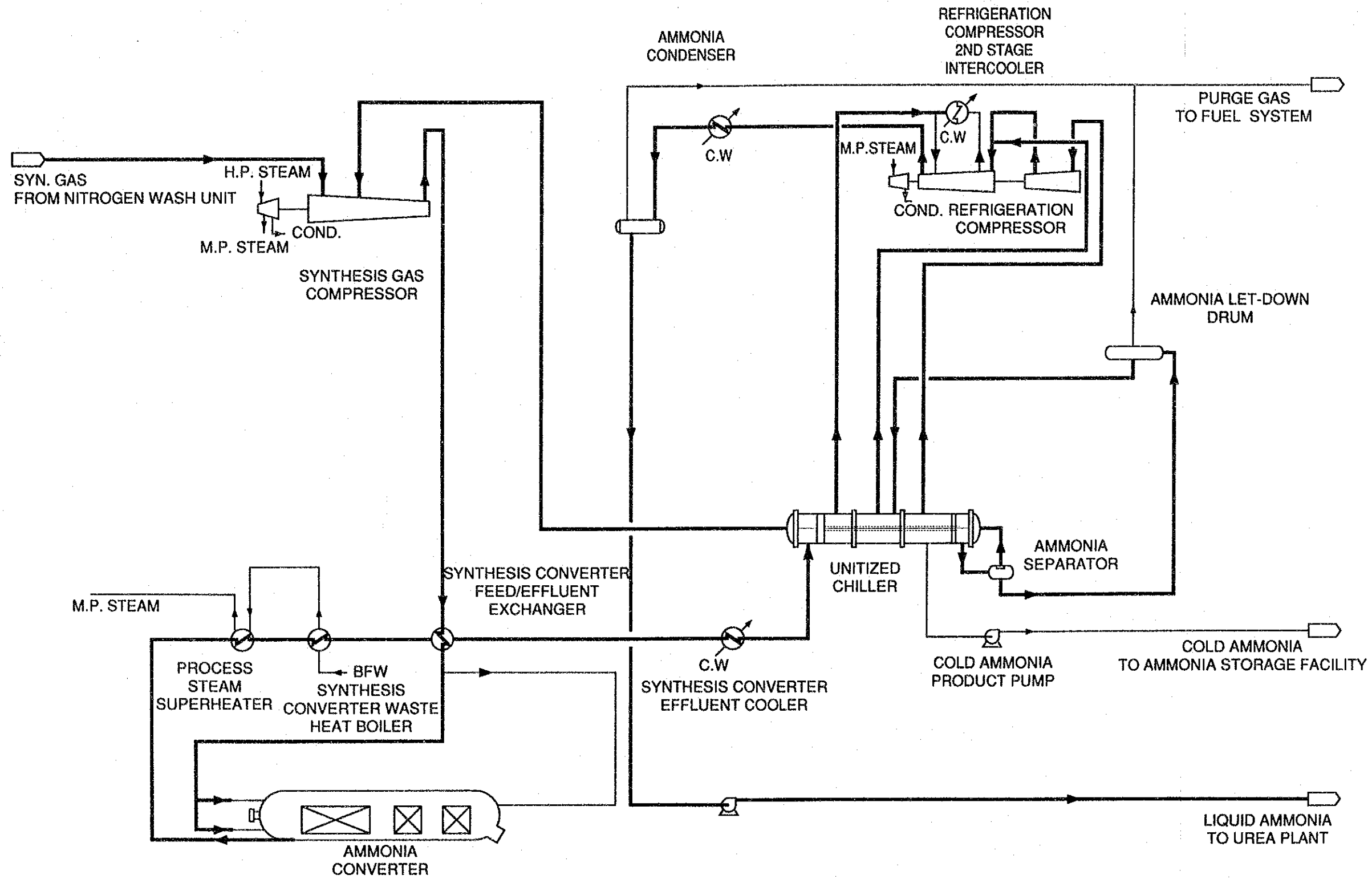
製品アンモニアは常圧、-33°Cで貯蔵される。アンモニア合成工程からの製品アンモニアは、通常は尿素プラントに直接送られる。

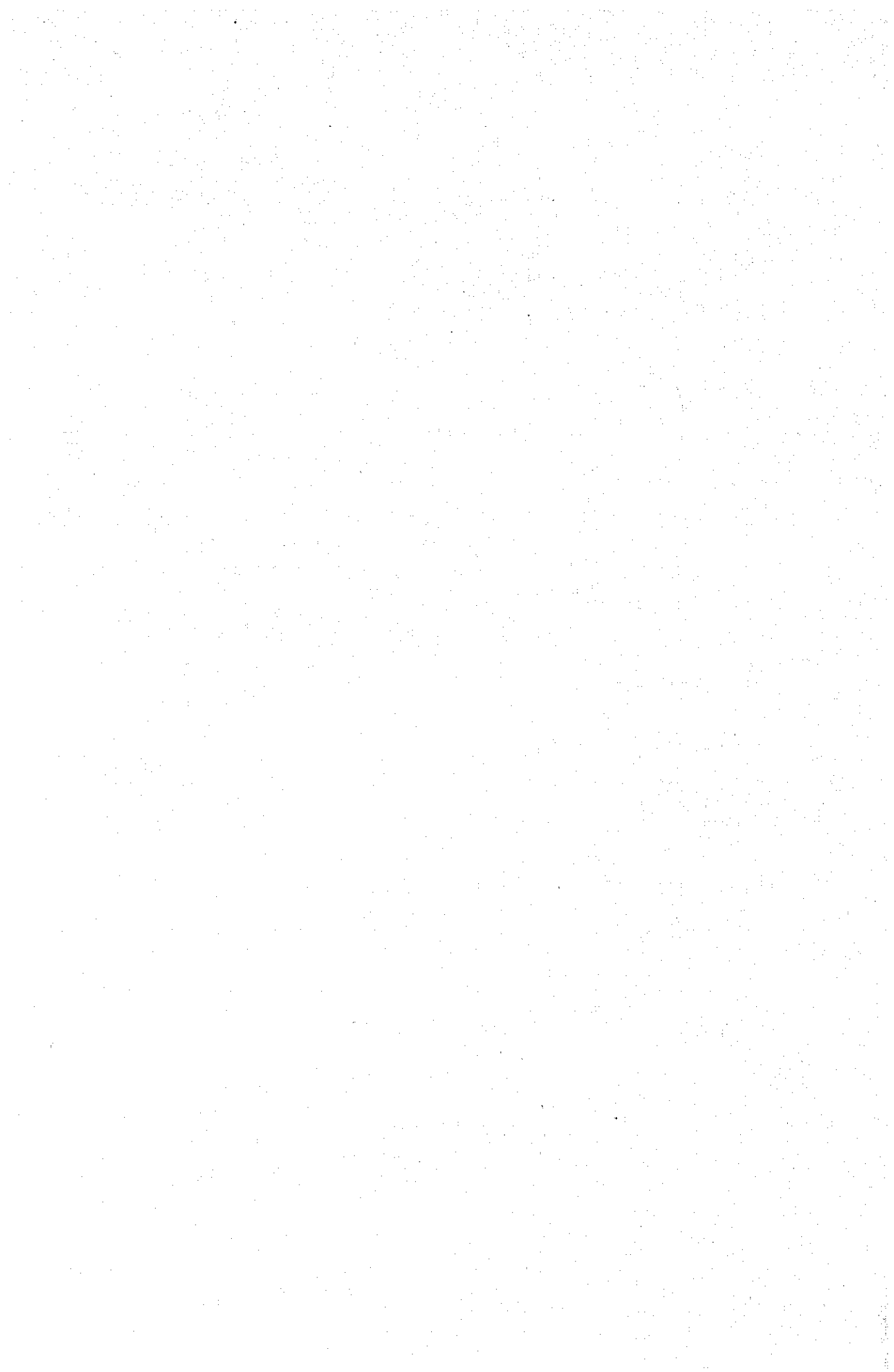
尿素プラントの停止時とか低負荷運転時には、生成アンモニアは-33°Cで AMMONIA STORAGE TANKに送られる。

尿素プラントの起動時とかアンモニアプラントの低負荷運転時には、不足分は AMMONIA STORAGE TANKからの-33°Cのアンモニアを AMMONIA HEATERで温めてから尿素プラントに送る。

AMMONIA STORAGE TANKの冷凍は、通常はアンモニア合成工程の REFRIGERATION COMPRESSORで行われるが、予備機として独立の冷凍設備もある。

図VII-10 アンモニア合成プロセスフローシート





1.2.4.4 アンモニア合成プロセス主要機器リスト

<u>SERVICE</u>	<u>Q' TY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
START-UP HEATER	1	DIRECT FIRED	ALLOY & S. S.	
AMMONIA CONVERTER	1	HORIZONTAL 2.7 m I. D. 25 m T-T L.	Steel	
SYNTHESIS CONVERTER FBED/EFFLUENT EXCHANGER	1	SHELL & TUBE	(S) ALLOY (T) ALLOY	
SYNTHESIS CONVERTER EFFLUENT COOLER	1	SHELL & TUBE	(S) C. S. (T) C. S.	
PROCESS STEAM SUPERHEATER	1	SHELL & TUBE	(S) C. S. (T) S. S.	
SYNTHESIS CONVERTER WASTE HEAT BOILER	1	SHELL & TUBE	(S) C. S. (T) ALLOY	
UNITIZED CHILLER	1	SHELL & TUBE	(S) C. S. (T) C. S.	
AMMONIA SEPARATOR	1	CYLINDRICAL 2.1 m I. D. 5.0 m T-T L.	C. S.	
SYNTHESIS GAS COMPRESSOR	1	CENTRIFUGAL 115,000 NM ³ /h	C. S. & ALLOY	WITH STEAM TURBINE
REFRIGERATION COMPRESSOR	1	CENTRIFUGAL 60,000 NM ³ /h	C. S. & ALLOY	WITH STEAM TURBINE
AMMONIA STORAGE TANK	1	DOUBLE WALL 21 m I. D. 22 m T-T L.	C. S. for low temp. service	
AMMONIA STORAGE TANK REFRIGERANT UNIT	1	PACKAGE	----	

1.2.5 尿素合成プロセス

尿素プラントは、隣接するアンモニアプラントからアンモニアと CO_2 ガスを受け入れて、一日当たり 1,733MT の粒状尿素を生産する。尿素プラントは次の 6 工程から成り立っている。

- 尿素合成工程
- 尿素精製工程
- 尿素濃縮工程
- 尿素造粒工程
- 尿素回収工程
- 工程凝縮水処理工程

1.2.5.1 尿素合成工程

この工程は尿素プラントの中心を成す。アンモニアプラントから供給される液体アンモニアと CO_2 ガスと後述の回収工程からの循環 CARBAMATE 溶液とから尿素が合成される。

合成尿素溶液は、 CO_2 ガスで STRIPPING された後、AMMONIUM CARBAMATE と過剰のアンモニアをさらに除去するために精製工程に送られる。

原料の液体アンモニアは遠心式の AMMONIA FEED PUMP で昇圧され、AMMONIA PREHEATER で加熱されてから、UREA REACTOR に供給される。原料 CO_2 は遠心式の CO_2 COMPRESSOR で合成圧力まで昇圧され、大部分の CO_2 は STRIPPER へ供給される。また合成系の防蝕のための空気も CO_2 COMPRESSOR によって供給される。

回収工程からの循環 CARBAMATE 溶液は遠心式の CARBAMATE FEED PUMP で昇圧されてから、No.2 CARBAMATE CONDENSER と SCRUBBER へ供給される。

UREA REACTOR は、 $172 \text{ kg/cm}^2\text{A}$ 、 190°C および NH_3/CO_2 MOL. 比 4.0 で運転される。REACTOR は縦型で、内部は STAINLESS STEEL でライニングしてある。

STRIPPER, No.1 CARBAMATE CONDENSER, No.2 CARBAMATE CONDENSER および SCRUBBER の運転圧力は、UREA REACTOR と同じである。

REACTOR の中で、 CO_2 の ONE-PASS の転換率 68% となった合成尿素溶液は、REACTOR 内の下降管を通して、重力で STRIPPER に導かれる。STRIPPER の上部では、REACTOR からの合成尿素溶液は、下部からの分離ガスと接触することになる。こ

れによって、溶液の組成は断熱的にCO₂ STRIPPINGが効果的に行なわれる。

STRIPPERの下部では、合成尿素溶液の中のAMMONIUM CARBAMATEと過剰のアンモニアが、CO₂ STRIPPINGと蒸気加熱によって分解あるいは分離される。

STRIPPER上部からのガスはNo.1 CARBAMATE CONDENSERおよびNo.2 CARBAMATE CONDENSERに送られる。STRIPPERでCO₂ がSTRIPPINGされた後で、溶液は次の精製工程に送られる。

二つのCARBAMATE CONDENSERでは、STRIPPERの上部からのガスが凝縮したり、回収工程からの循環 CARBAMATE溶液によって吸収されたりする。この凝縮や吸収によって発生した熱は、No.1 CARBAMATE CONDENSERでは低圧の蒸気を発生させ、No.2 CARBAMATE CONDENSERではSTRIPPERからの尿素溶液の加熱に利用される。

二つのCARBAMATE CONDENSERの下部からのガスと溶液はREACTORに供給される。

REACTOR上部からの少量のアンモニアとCO₂を含んだガスはSCRUBBERに送られる。SCRUBBERでは、このアンモニアとCO₂が循環CARBAMATE溶液によって回収される。この溶液はNo.1 CARBAMATE CONDENSERで吸収液として働いている。

SCRUBBERの上部からのガスはHP DECOMPOSERに送られ、さらにアンモニアとCO₂が回収される。

1.2.5.2 尿素精製工程

合成工程からの合成尿素溶液は精製工程に送られる。精製工程では合成尿素溶液中のAMMONIUM CARBAMATEと過剰アンモニアが、減圧と加熱によって、分解され、分離され、尿素溶液は精製され、濃縮工程に送られる。

合成尿素溶液の圧力は合成圧力から18.2kg/cm²Aまで減圧されて、No.2 CARBAMATE CONDENSERで加熱されてから、HP DECOMPOSERに送られる。HP DECOMPOSERに送られた合成尿素溶液は、加熱され溶液内のAMMONIUM CARBAMATEがアンモニアガスとCO₂に分解する。このアンモニアガスとCO₂は回収工程のHP ABSORBERに送られる。HP DECOMPOSERは18.2kg/cm²Aで運転され、HP DECOMPOSER出口溶液中の残存アンモニアとCO₂が減少する。

大部分のAMMONIUM CARBAMATEをHP DECOMPOSERで分離した尿素溶液は、3.5kg/cm²Aまで減圧されてからLP DECOMPOSERに送られ、溶液中の残存AMMONIAが、さらに減少する。LP DECOMPOSERは、3.5kg/cm²Aで運転される。

LP DECOMPOSERでアンモニアガスとCO₂の分離に必要とされる熱量は、工程凝縮水処理工程内の PROCESS CONDENSATE STRIPPERからのガス凝縮熱と蒸気によって供給される。

LP DECOMPOSERで分離されたガスは、回収工程内のLP ABSORBER に送られる。LP DECOMPOSERでガスを分離した尿素溶液は、最終精製段階としてVACUUM CONCENTRATORに送られ、大気圧以下まで減圧され、残存アンモニアとCO₂ がさらに分離される。

1.2.5.3 尿素濃縮工程

精製工程で合成尿素溶液から未反応のアンモニアとCO₂が分離された後、尿素溶液は、造粒塔に送られる前に濃縮工程で100%近くの濃度の尿素まで濃縮される。環境保全の面から、真空濃縮法が尿素溶液の濃縮に採用されている。

精製工程からの尿素溶液は、最初に0.2kg/cm²A で運転されるVACUUM CONCENTRATORに送られ、濃縮される。水の蒸発に必要な熱は回収工程のHP ABSORBERでの吸収熱と凝縮熱の回収と低圧蒸気によって賄われる。

この工程の最終段階として、濃縮された尿素溶液はFINAL CONCENTRATORに送られ、低圧蒸気で加熱される。尿素溶液はFINAL SEPARATORで0.033kg/cm²A の真空下で、略100wt.%濃度の尿素まで濃縮される。この溶液はMOLTEN UREA PUMPでPRILLING TOWERの頂部に送られる。

1.2.5.4 尿素造粒工程

濃縮工程で略100%まで濃縮された溶融状の尿素は、PRILLING TOWERで噴霧され、冷却され、固化され、造粒される。冷却用の空気は造粒塔の底部から吸い込まれ、造粒塔の内側を上昇する。この空気は自然通風によって造粒塔の頂部から排出される。

溶融状の粒は、PRILLING BASKET で遠心力で形成される。造粒塔内を降下しながら、尿素の粒は上昇する空気と接触し、塔底に到着するまでに固化する。

この様にして出来た粒状尿素はSCRAPERで集められ、BELT CONVEYORに送られ、PRODUCT WEIGHERで秤量されてから、尿素倉庫に送られる。

1.2.5.5 尿素回収工程

精製工程で分離されたアンモニアガスとCO₂はHP ABSORBERとLP ABSORBERの二段の吸収塔で、工程凝縮水によって吸収され、回収され、最終的に合成工程に循環される。

精製工程のLP DECOMPOSER上部からのガスは、その中のアンモニアとCO₂を完全に吸収するために、3.3kg/cufA で運転されるLP ABSORBERに送られる。

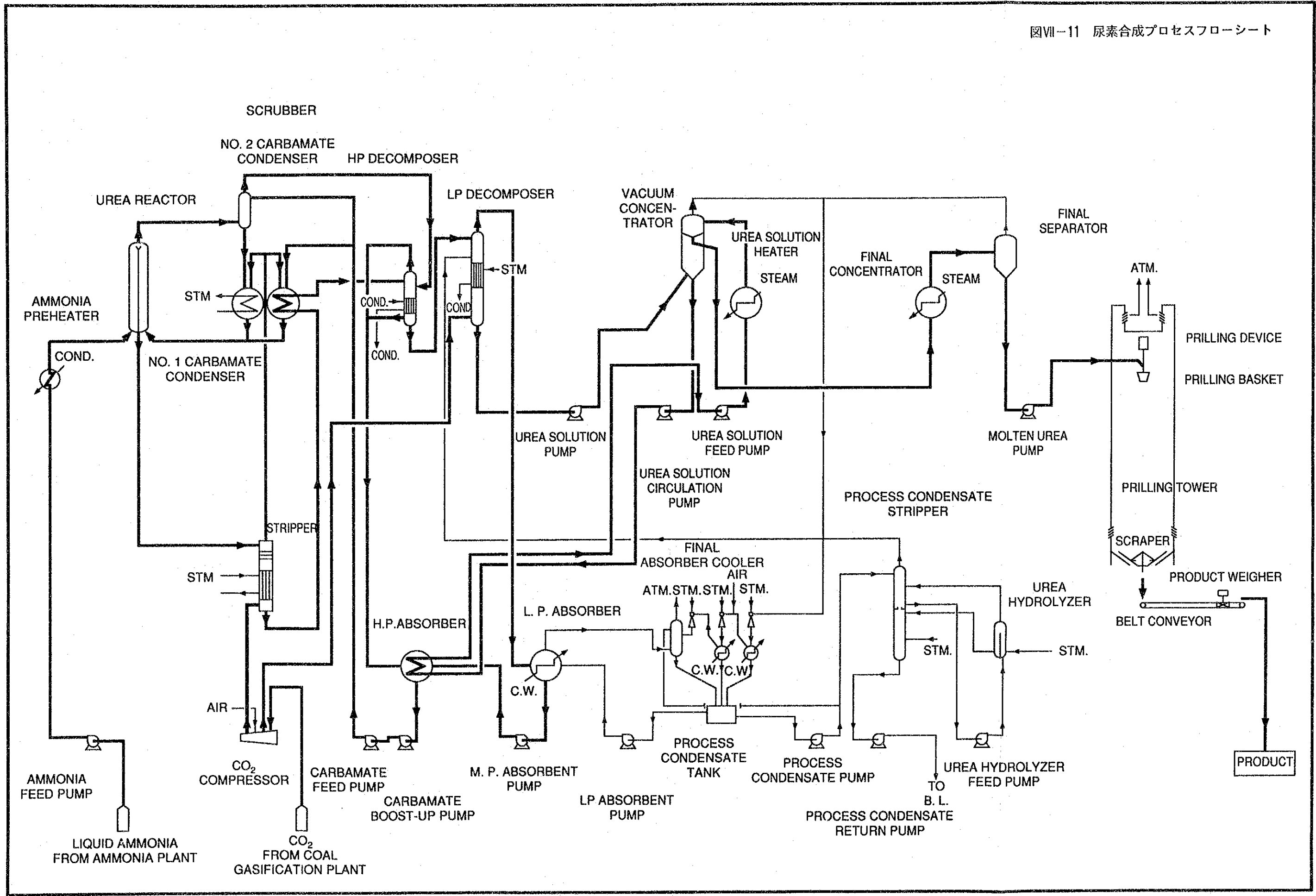
HP DECOMPOSER上部からのガスは、18kg/cufA で運転される HP ABSORBERに送られ、このガスはLP ABSORBERからの溶液によって、完全に凝縮され吸収される。

HP ABSORBERで発生した吸収熱は、濃縮工程のVACUUM CONCENTRATORで循環尿素溶液によって回収され、尿素溶液の濃縮の熱源として利用される。このようにHP ABSORBERで生成したCARBAMATE溶液は、一部はNo.2 CARBAMATE CONDENSER に循環し、残りは合成工程のSCRUBBERを経由してNo.1 CARBAMATE CONDENSER に循環する。

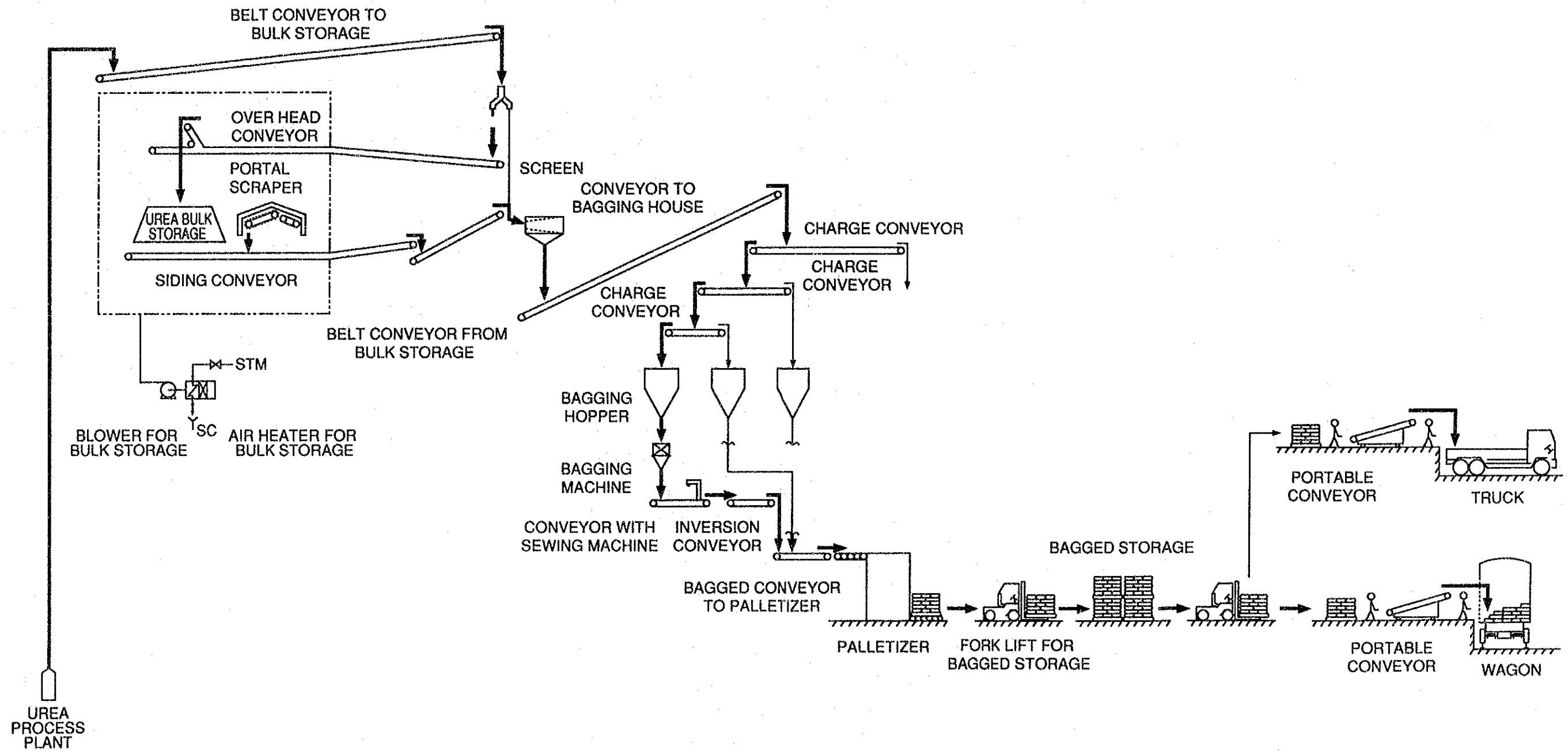
1.2.5.6 工程凝縮水処理工程

濃縮工程で、尿素溶液を最終的に略 100%濃度の尿素にする時に発生する水蒸気は、真空発生装置内のVACUUM CONDENSERで、微粉状の尿素、アンモニアとCO₂と一緒にあって、工程凝縮水になる。この工程凝縮水はPROCESS CONDENSATE STRIPPERと UREA HYDROLYZERに送られ、処理される。処理された清浄な工程凝縮水は、BOILER FEED WATERとして利用される。STRIPPINGによって工程凝縮水から分離されたアンモニアガスとCO₂は、精製工程のLP DECOMPOSERへ循環され、回収される。

図VII-11 尿素合成プロセスフローシート



図VII-12 尿素貯蔵出荷設備
プロセスフローシート



1.2.5.7 尿素合成プロセス主要機器リスト

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
STRIPPER	1	CYLINDRICAL 2.3 m I. D. 12 m T-T H	C. S. & DUPLEX	
HP DECOMPOSER	1	CYLINDRICAL	C. S. & DUPLEX	
LP DECOMPOSER	1	CYLINDRICAL	C. S. & S. S.	
PROCESS CONDENSATE STRIPPER	1	CYLINDRICAL	S. S.	
UREA HYDROLYZER	1	CYLINDRICAL	S. S. CLAD	
UREA REACTOR	1	CYLINDRICAL 2.7 m I. D. 27 m T-T H	C. S. & S. S.	
NO. 1 CARBAMATE CONDENSER	1	SHELL & TUBE	(S) C. S. (T) DUPLEX	
NO. 2 CARBAMATE CONDENSER	1	SHELL & TUBE	(S) S. S. (T) DUPLEX	
FINAL CONCENTRATOR	1	SHELL & TUBE	(S) C. S. (T) S. S.	
HP ABSORBER (UPPER)	1	SHELL & TUBE	(S) S. S. CLAD (T) S. S.	
HP ABSORBER (LOWER)	1	SHELL & TUBE	(S) S. S. CLAD (T) S. S.	
UREA SOLUTION TANK	1	CYLINDRICAL	S. S.	
VACUUM CONCENTRATOR (UPPER)	1	CYLINDRICAL 5 m I. D. 8 m T-T H	S. S. CLAD	
VACUUM CONCENTRATOR (LOWER)	1	CYLINDRICAL 5.5 m I. D. 13 m T-T H	C. S. & S. S.	
FINAL SEPARATOR	1	CYLINDRICAL 3.5 m I. D. 9 m T-T H	S. S.	
FLASH SEPARATOR	1	CYLINDRICAL	S. S.	
CARBONATE SOLUTION TANK	1	CYLINDRICAL	S. S.	
PROCESS CONDENSATE TANK	1	CYLINDRICAL	S. S.	
PRILLING DEVICE	1	73 MT/h	S. S. & C. S.	

AMMONIA FEED PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S. & S. S.	WITH MOTOR
CARBAMATE FEED PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	S. S.	WITH MOTOR
UREA SOLUTION PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	S. S.	WITH MOTOR
UREA SOLUTION FEED PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	S. S.	WITH MOTOR
MOLTEN UREA PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	S. S.	WITH MOTOR
CARBAMATE BOOST-UP PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	S. S.	WITH MOTOR
PROCESS CONDENSATE PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	S. S.	WITH MOTOR
CO ₂ COMPRESSOR	1	CENTRIFUGAL 27,100 Nm ³ /h	C. S. & ALLOY STEEL	WITH STEAM TURBINE

1. 2. 5. 8 尿素貯蔵設備および袋詰め設備主要機器リスト

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>
BAGGING MACHINE		4,000 bags/h as 50 kg bag
BAGGING HOPPER		150 MT
BELT CONVEYOR TO BULK STORAGE	1 set	90 MT/h
OVERHEAD CONVEYOR	1 set	90 MT/h
SIDING CONVEYOR	1 set	250 MT/h
BELT CONVEYOR FROM BULK STORAGE	1 set	250 MT/h
CONVEYOR TO BAGGING HOUSE	1 set	250 MT/h
CHARGE CONVEYOR	1 set	250 MT/h
PORTABLE CONVEYOR	10 sets	20 MT/h each
FORK LIFT FOR BAGGED STORAGE	10 sets	2 MT/h

1.2.6 メタノール合成プロセス

メタノール合成プロセスは、次の4工程から構成される。

- (1) 脱硫工程
- (2) 圧縮工程
- (3) メタノール合成工程
- (4) 蒸留工程

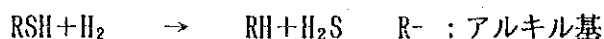
1.2.6.1 脱硫工程

石炭ガス化プロセスのガス精製工程から送られたメタノール合成ガスは、なお極く微量の硫黄化合物を含有しており、これは合成触媒の触媒毒であることから、これを完全に除去するため先ず脱硫工程に入る。脱硫工程は合成工程の上流に設置される。

硫黄化合物のうち、メルカプタン (CH_3SH 、 $\text{C}_2\text{H}_5\text{SH}$)、チオフエン ($\text{C}_4\text{H}_4\text{S}$) のような有機硫黄や、硫化カルボニル (COS) の形の化合物は、一旦水素を添加して硫化水素 (H_2S) とし、これを酸化亜鉛 (ZnO) 層を通過させ反応させて除去する。

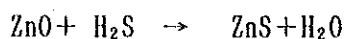
この水素添加 (Hydrogenation) 反応は、合成ガスを昇温後、ニッケル-モリブデン系の触媒下で行われる。

水添反応式は、



次に水添されたガス中の H_2S は、酸化亜鉛層 (ZnO) を通過させ、これと反応して硫黄分は除去される。

この反応は、



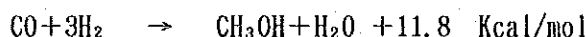
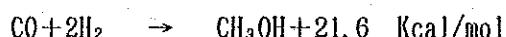
先ず、合成ガスはHDS REACTOR (脱硫器) 出口ガスとの熱交換によりNo. 1 HDS HEATERにおいて予熱された後、さらにNo. 2 HDS REACTORにて所定の温度 (350 ~ 400 °C) まで昇温後、水添および脱硫両触媒の充填された HDS REACTOR に送られ、硫黄分0.1ppm以下に脱硫される。脱硫後の合成ガスは、No. 1 HDS HEATERで熱交換後、冷却されて圧縮工程に送られる。

1.2.6.2 圧縮工程

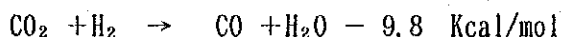
脱硫後の合成ガスは、SYN GAS WATER COOLERで約40℃まで冷却された後SYN GAS COMPRESSORにてメタノール合成に必要な圧力まで昇圧される（約80kg/cm²G）。SYN GAS COMPRESSORは上記のメイクアップガスの昇圧段と共に合成ループ内の循環ガスを循環に必要な圧力まで昇圧する循環段も有している。

1.2.6.3 メタノール合成工程

SYN GAS COMPRESSOR を出た合成ガスはMETHANOL CONVERTER出口ガスとの熱交換により約180℃まで予熱された後、METHANOL CONVERTERに入る。METHANOL CONVERTER (SUPER CONVERTER) では、メタノール合成反応が以下の反応式にしたがって起る。



同時に、副反応として以下の反応も起る。



反応全体としては、発熱反応であるが、SUPER CONVERTER の場合、この熱は中圧蒸気（30～40kg/cm²G）の発生により回収される。

METHANOL CONVERTERを出たガスは、合成入口ガスの予熱や、ボイラー給水の予熱のために熱交換された後、METHANOL WATER COOLER で、冷却水により冷却される。

合成反応によって生じた水およびメタノールは、この冷却過程で凝縮し、METHANOL SEPARATORに入る。

ここで凝縮液（粗メタノール）は分離除去されMETHANOL LET DOWN TANKに送られる。一方 METHANOL SEPARATOR を出た未凝縮のガスの一部は、パージガスとして合成系から放出され、この一部は前述の水添脱硫用の加熱炉の燃料として、残りはボイラー等の燃料の一部として利用される。このパージガス量は合成系内の不活性ガス（メタン、窒素、アルゴン）を一定濃度以下に保つように決められる。パージガスを除いた残りのガスは、SYN GAS COMPRESSORの循環段において再び昇圧され、METHANOL CONVERTERへの供給ガスとして循環される。

METHANOL LET DOWN TANKでは溶解ガスがフラッシュして出てくるが、このガス

(ベントガス)はVENT SCRUBBER でメタノールを水洗除去されたあと、パージガスと共に燃料となる。

溶解ガス放出後の粗メタノールは、精製のため蒸留工程へ送られるが、一旦 CRUDE METHANOL TANK へ送られる。

1.2.6.4 蒸留工程

粗メタノールは、合成工程で生成した微量の有機不純物を含むメタノール約98 wt%、水約 2wt%の混合液である。これらの不純物は蒸留により分離除去されるが、主要な不純物としては、ジメチルエーテル、蟻酸メチル、ケトン類、エタノール、高級アルコール、パラフィン類、溶解ガス等がある。

粗メタノールは、常圧下で運転する3塔式蒸留システムにより精製される。

ジメチルエーテル、蟻酸メチル、アセトン、ケトン、低級パラフィン等の軽沸成分はTOPPING COLUMNの塔頂部に濃縮され、ガス又は液として抜き出される。TOPPING COLUMN塔底の液は、REFINING COLUMN に送られ塔頂より精製した製品メタノールを、塔底より水を抜き出す。

一方、エタノール、高級アルコール、高級炭化水素類の高沸成分は塔底に近い中間段よりサイドカット液として抜き出され、RECOVERY COLUMN に送られる。RECOVERY COLUMN ではREFINING COLUMN と同様、塔頂で製品メタノール、塔底で水が濃縮される。また塔底に近い段より、十分に濃縮された高沸成分が副生成物として抜き出され、系外で燃焼処理される。

各蒸留塔の機能を更に詳細に説明すると以下のとおり。

(1) TOPPING COLUMN

CRUDE METHANOL TANK からポンプにより供給された粗メタノールはCRUDE METHANOL PREHEATERにて昇温された後、TOPPING COLUMNへ送られる。TOPPING COLUMNでは軽沸成分が効率よく除去できるように加水が行われている。塔頂蒸気はTOPPING COLUMN CONDENSERにてメタノールと水が凝縮される一方、極く微量の軽沸成分、溶解ガスは大気へ放出される。

TOPPING COLUMN REFLUX DRUMにたまった凝縮液はポンプにより塔頂に還流されるが、一部はPARAFFIN DECANTER に送られる。

(2) REFINING COLUMN

低沸成分を除去した後の液はポンプによりTOPPING COLUMN塔底からREFINING COLUMNへ送られる。この液はメタノール、水の外にエタノール、高級アルコール、高級パラフィンのような高沸成分を微量含んでいる。塔頂からの精製メタノール蒸気は、REFINING COLUMN CONDENSERにて凝縮される。凝縮液は一旦REFINING COLUMN REFLUX DRUMにためられ、ポンプで塔頂へ還流される。還流液の一部は製品メタノールとしてPRODUCT COOLERを経てPRODUCT METHANOL TANKに送られる。濃縮された高沸成分を多く含む液は塔底近くの段よりサイドカットとして抜き出される。水分は塔底より抜き出した後、冷却し、一部は初留塔への加水として、残りは排水処理へ送られる。

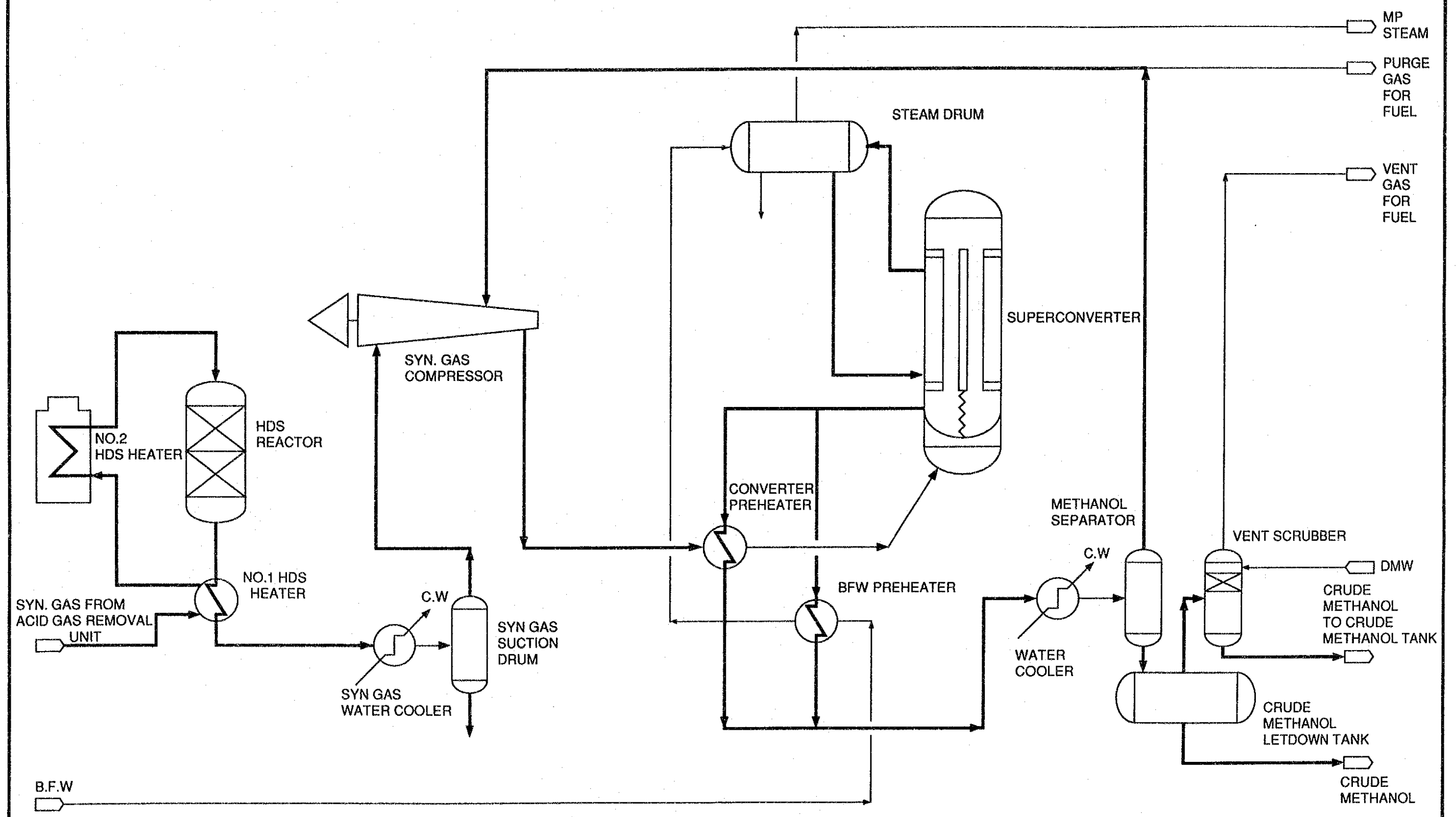
(3) RECOVERY COLUMN

REFINING COLUMNより抜き出した高沸成分液はポンプによりRECOVERY COLUMNへ送られる。RECOVERY COLUMNではREFINING COLUMNの場合と同じ方法で製品メタノール、排水および十分に濃縮された高沸成分に分離される。

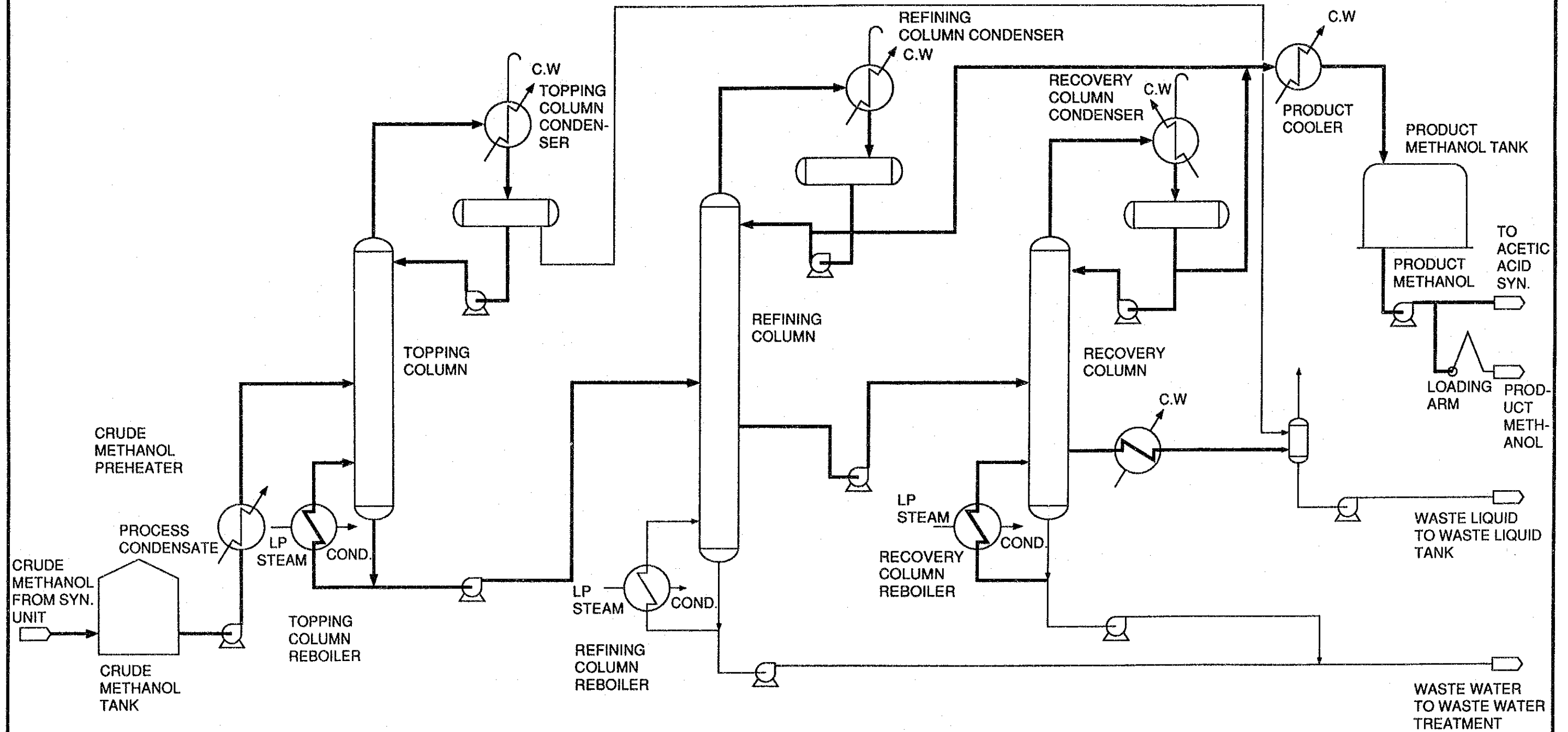
RECOVERY COLUMNのサイドカットとして抜き出された高沸成分は冷却された後、燃焼処理装置（インシネレーター）にて処理される。

なお上記のTOPPING、REFINING、RECOVERYの各COLUMN共に、加熱源としては低圧蒸気を使用している。

図VII-13(1) メタノール合成
プロセスフローシート



図VII-13(2) メタノール合成
プロセスフローシート



1.2.6.5 メタノール合成プロセス主要機器リスト

(1) 脱硫工程、メタノール合成工程

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
METHANOL CONVERTER	1	VERTICAL DOUBLE TUBULAR SHELL & TUBE 3.4mID×21mH	C. S. & ALLOY	
SYN GAS WATER COOLER	1	SHELL & TUBE	S. S.	
CONVERTER PREHEATER	1	SHELL & TUBE	C. S. & S. S.	
CONVERTER BFW PREHEATER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
METHANOL WATER COOLER	1	SHELL & TUBE	S. S.	
NO. 1 HDS HEATER	1	SHELL & TUBE	ALLOY	
NO. 2 HDS HEATER	1	FIRBD HEATER	S. S.	
SYN GAS SUCTION DRUM	1	CYLINDRICAL	S. S. CLAD	
METHANOL SEPARATOR	1	CYLINDRICAL 1.9mID×4.6mH	C. S.	
METHANOL LET DOWN TANK	1	CYLINDRICAL	C. S.	
VENT SCRUBBER	1	CYLINDRICAL	S. S.	
HDS REACTOR	1	CYLINDRICAL 2.7mID×7mH	ALLOY	
SYNTHESIS GAS COMPRESSOR	1	CENTRIFUGAL SUCTION MAKE-UP 94900N ^m /h, 50kg/cm ² G RECYCLE 332250N ^m /h, 72kg/cm ² G DISCHARGE 81kg/cm ² G	C. S & ALLOY	WITH STEAM TURBINE
STEAM DRUM	1	CYLINDRICAL 2400 ^{1D} ×5500L	C. S	

(2) 蒸留工程および製品貯槽出荷

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
TOPPING COLUMN	1	CYLINDRICAL 2.2mID × 20mH	S. S. CLAD	SIEVE TRAY
REFINING COLUMN	1	CYLINDRICAL 3.4mID × 40mH	Top: C. S. Bottom: S. S. CLAD	SIEVE TRAY
RECOVERY COLUMN	1	CYLINDRICAL 1.2mID × 23mH	Top: C. S. Bottom: S. S. CLAD	SIEVE TRAY
CRUDE METHANOL PREHEATER	1	SHELL & TUBE	S. S.	
TOPPING COLUMN REBOILER	1	SHELL & TUBE	C. S & S. S.	
TOPPING COLUMN CONDENSER	1	SHELL & TUBE	S. S.	
REFINING COLUMN REBOILER	1	SHELL & TUBE	C. S & S. S.	
REFINING COLUMN CONDENSER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
PRODUCT COOLER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
RECOVERY COLUMN REBOILER	1	SHELL & TUBE	C. S & S. S.	
RECOVERY COLUMN CONDENSER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
HEAVY END COOLER	1	SHELL & TUBE	C. S & S. S.	

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
BOTTOM COOLER	1	SHELL & TUBE	C. S & S. S.	
TOPPING COLUMN REFLUX DRUM	1	CYLINDRICAL	C. S.	
PARAFFIN DECANTER	1	CYLINDRICAL	S. S.	
REFINING COLUMN REFLUX DRUM	1	CYLINDRICAL	C. S.	
RECOVERY COLUMN FEED DRUM	1	CYLINDRICAL	S. S.	
RECOVERY COLUMN REFLUX DRUM	1	CYLINDRICAL	C. S.	
BYPRODUCT DRUM	1	CYLINDRICAL	S. S.	
TOPPING COLUMN REFLUX PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
REFINING COLUMN FEED PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
REFINING COLUMN REFLUX PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
RECOVERY COLUMN FEED PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
REFINING COLUMN BOTTOM PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
RECOVERY COLUMN REFLUX PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
RECOVERY COLUMN BOTTOM PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
BYPRODUCT TRANSFER PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
CRUDE METHANOL TANK	1	CONE ROOF ATM TANK 16mID × 16mH	C. S.	
PRODUCT METHANOL TANK	2	DOME ROOF TANK 23mID × 16mH	C. S.	
CRUDE METHANOL PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
PRODUCT METHANOL TRANSFER PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	C. S. (酢酸プラント送りのみ)	WITH MOTOR
CAUSTIC FEED UNIT	1	PACKAGE UNIT	C. S.	
METHANOL LOADING ARM	3+1	60m ³ /h		
METHANOL LOADING PUMP	1+1	180m ³ /h		

1.2.7 酢酸合成プロセス

酢酸合成プロセスは次の3部門から構成される。

- (1) 触媒調合工程 (CATALYST REACTOR SECTION---UNIT 100)
- (2) 酢酸合成工程 (CARBONYLATION SECTION---UNIT 200)
- (3) 酢酸精製工程 (DISTILLATION SECTION---UNIT 300)

触媒調合工程はバッチで運転され、酢酸の合成と精製工程は連続で運転される。

1.2.7.1 触媒調合工程

触媒調合反応器 (CATALYST REACTOR) は触媒 (Make-up Catalyst) の調合と廃触媒の再生に使用される。

(1) 廃触媒の再生と触媒調合

ロジウム (Rh) 触媒を含む廃液は再生のため、まず ION EXCHANGE CATALYST RECLAIMER へ送入され、ここで廃液中に混在する金属類が除去される。脱金属液はその後一旦 RECLAIMED CATALYST HOLDING TANK へ貯蔵され、その後に CATALYST REACTOR へと送入される。

廃液はCATALYST REACTOR内で加熱 (Steam Jacket)、濃縮され、さらに Methanol (メタノール) を添加されることにより、廃液中に含まれるRh触媒が沈殿し、廃液より分離される。

CATALYST REACTOR底部に沈殿したRh触媒にMake-up 触媒 (RhI_3) を補給し、酢酸 (Acetic Acid) と一酸化炭素 (CO) を添加し加熱することにより、酢酸液に溶存したRh触媒が形成される。

(2) 反応促進剤

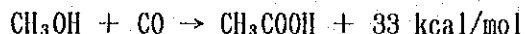
反応促進剤となるMethyl Iodide (CH_3I) も同時に触媒調合工程の中の METHYL IODIDE REACTOR で製造される。

反応促進剤 (CH_3I) は、METHYL IODIDE REACTOR に供給された水素 (Hydrogen)、ヨウ素 (Iodide)、Methanol (メタノール) が、Steam Jacket にて加温されて生産される。

生産された反応促進剤は一旦METHYL IODIDE STORAGE DRUMに貯められ、CATALYST STORAGE DRUMからのRh触媒と調合された後にCARBONYLATION REACTOR (UNIT 200) へ供給される。

1.2.7.2 酢酸合成工程

酢酸はメタノールと一酸化炭素の反応で得られる。



原料のCOは、上流のCO SEPARATION UNIT (COLD BOX) から圧力レベルの異なった3種類の流れで供給される。

すなわち、低圧 (1 kg/cm²G) の原料COガスは1段目のCOMPRESSORへ送られ、COMPRESSOR出口で中圧 (3 kg/cm²G) のCOガスと混合し、2段目のCOMPRESSORへ送られる。また2段目のCOMPRESSOR出口ガスは高圧 (7 kg/cm²G) のCOガスと更に混合し3段目のCOMPRESSORへ送入され、30kg/cm²Gまで昇圧された CARBONYLATION REACTORへと供給される。

一方、メタノールはMETHANOL HOLD TANKからSTEAM HEATERを経てCARBONYLATION REACTORへ送入される。

CARBONYLATION REACTOR では、Rh触媒/反応促進剤の存在下で、メタノールと一酸化炭素が、圧力28kg/cm²G、温度175 °Cという温和な条件で反応し、酢酸を合成する。

CARBONYLATION REACTORの温度は入口原料の温度でコントロールされる。REACTOR で生成した酢酸は触媒と共存しているので、これをFLASH DRUMにて減圧フラッシュさせることにより酢酸が蒸発し触媒から分離される。粗酢酸Vapor は酢酸の他に反応促進剤 (CH₃I)、Water、Propionic Acidなどを含むため、次のDISTILLATION SECTION (UNIT-300) で精製される。

FLASH DRUMで分離された液はRh触媒、Methyl Acetate、酢酸等の混合液でありCARBONYLATION REACTOR へ戻される。この時、戻しの液の一部は触媒再生のため触媒調合工程 (UNIT-100) へ返送される。

REACTOR での未反応ガスは主として一酸化炭素であるが、同時にメタノール、反応促進剤 (CH₃I) も含んでいるので C.W. COOLERとBRINE COOLERで可能な限り回収されている。

一方、未反応ガス中の反応促進剤 (CH₃I) および低沸点留分はDISTILLATION SECTION (UNIT 300) からの排ガスと合流してVENT GAS SCRUBBERでCOLD METHANOLにて吸収、回収されCARBONYLATION REACTORへ戻される。

1.2.7.3 酢酸精製工程

CARBONYLATION SECTION から取り出された粗酢酸は、まずLIGHT END COLUMNに送られる。

酢酸はLIGHT END COLUMNの側流として抜き出され、塔頂液および塔底液はCARBONYLATION SECTIONへリサイクルされる。

LIGHT END COLUMNからの含水酢酸はDEHYDRATION COLUMNへ送られ、DEHYDRATION COLUMNの塔頂から水-酢酸混合物が抜き出される。これもまた CARBONYLATION SECTIONへリサイクルされる。

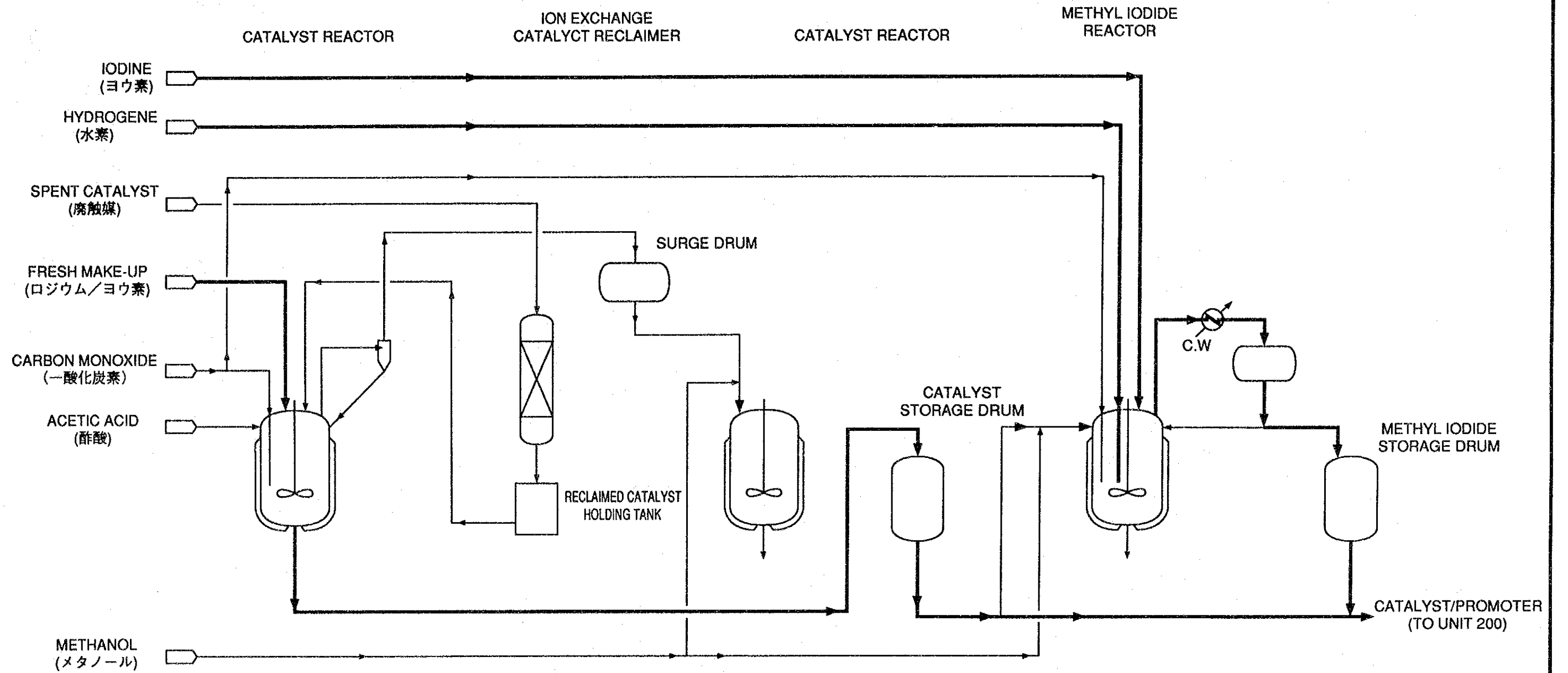
DEHYDRATION COLUMN底部からの脱水酢酸はHEAVY END COLUMNへ送られ、ここで Propionic Acidと酢酸を含む少量の高沸液が塔底から抜き出される。

HEAVY END COLUMNの塔頂液は、さらにPRODUCT COLUMNで精製され、高純度の酢酸がPRODUCT COLUMNの側流から気相で取り出される。PRODUCT COLUMNの低沸液および高沸液はCARBONYLATION SECTIONへリサイクルされる。

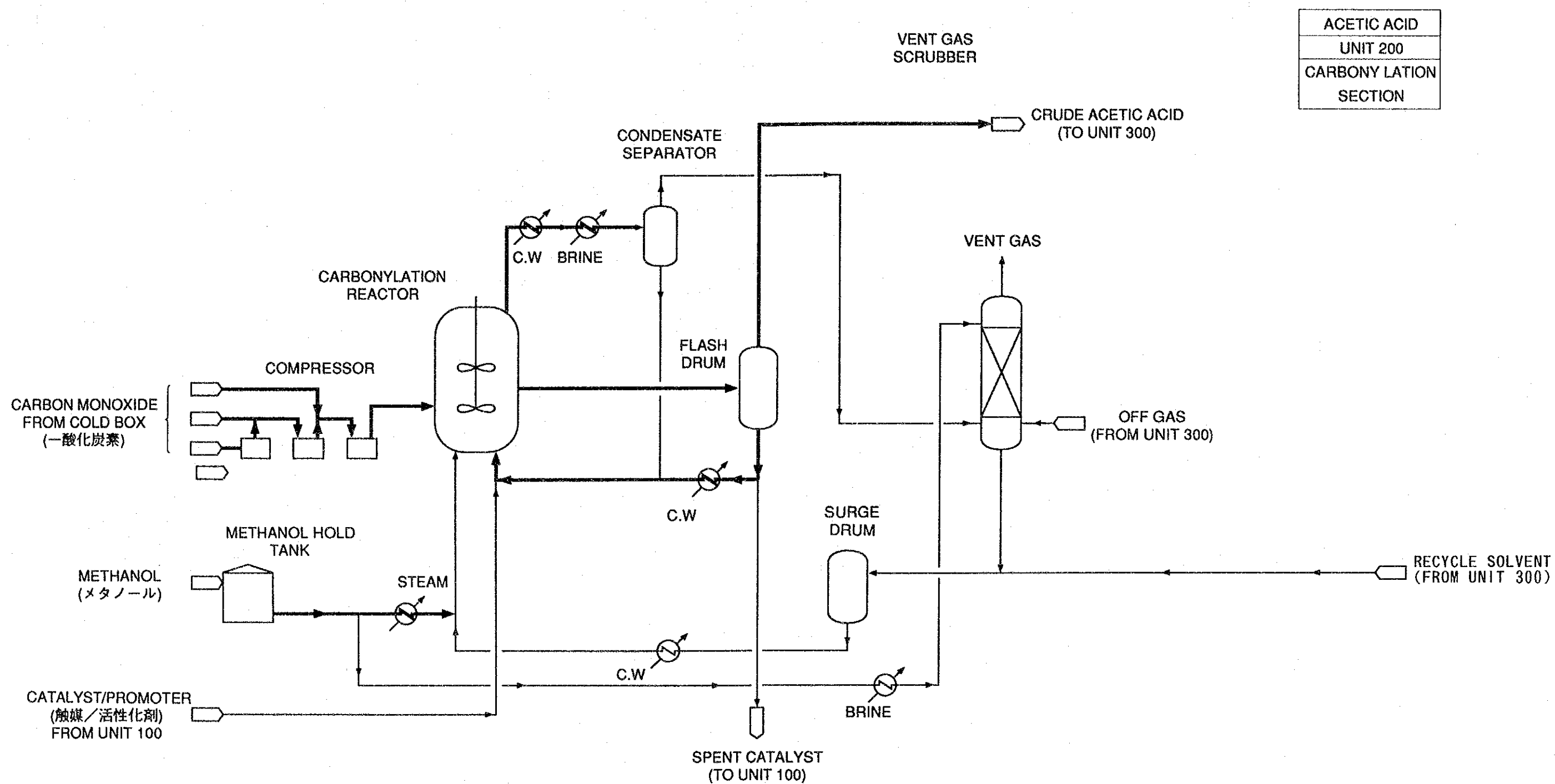
製品酢酸は、PRODUCT DAY TANKへ一旦貯えられ品質検査後、PRODUCT STORAGE TANKへ出荷用として送られる。

図VII-14(1) 酢酸合成プロセスフローシート

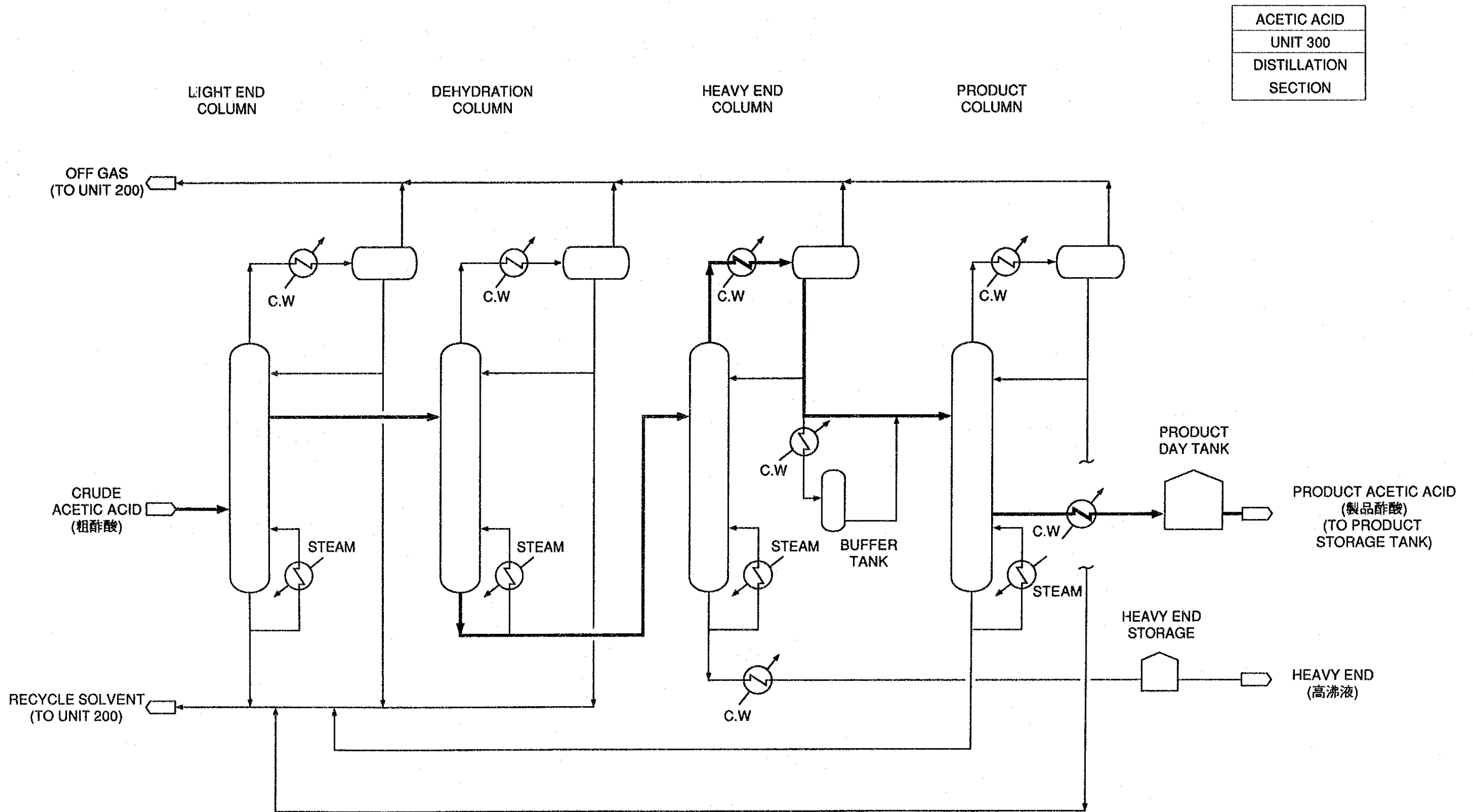
ACETIC ACID
UNIT 100
CATALYST REACTOR SECTION



図VII-14(2) 酢酸合成プロセスフローシート



図VII-14(3) 酢酸合成プロセスフローシート



ACETIC ACID
UNIT 300
DISTILLATION SECTION

1. 2. 7. 4 酢酸合成プロセス主要機器リスト

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>INTERNALS</u>	<u>REMARKS</u>
<u>REACTORS</u>				
CATALYST RX	1	G. L CLAD		JACKET, AGITATOR
METHYL IODIDE RX	1	G. L CLAD		JACKET, AGITATOR
ION EXCHANGE RX	1	G. L CLAD		ION EXCHANGE RESIN
CARBONYLATION RX	1	HASTELLOY C CLAD		MULTILAYER SHELL, AGITATOR.
<u>COLUMNS</u>				
VENT GAS SCRUBBER	1	HASTELLOY CLAD	PORCELAIN	RING PACKING
LIGHT END COL.	1	HASTELLOY CLAD	ZIRCONIUM	VALVE TRAY,
DEHYDRATION COL.	1	HASTELLOY CLAD	ZIRCONIUM	VALVE TRAY,
HEAVY END COL.	1	S. S. CLAD	PORCELAIN	RING PACKING
PRODUCT COL.	1	S. S. CLAD	ZIRCONIUM	VALVE TRAY,

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>MATERIAL</u>	
		<u>SHBL</u>	<u>TUBE</u>
<u>HEAT EXCHANGERS</u>			
CONDENSER	1	C. S.	HASTELLOY C
METHANOL HEATER	1	C. S.	HASTELLOY C
VENT GAS COOLER	1	C. S.	HASTELLOY C
BRINE GAS COOLER	1	C. S.	HASTELLOY C
CATALYST COOLER	1	C. S.	HASTELLOY C
SOLVENT COOLER	1	C. S.	HASTELLOY C
BRINE METHANOL COOLER	1	C. S.	C. S.
LIGHT END COLUMN REBOILER	1	C. S.	HASTELLOY C
LIGHT END COLUMN CONDENSER	1	C. S.	HASTELLOY C
DEHYDRATION COLUMN REBOILER	1	C. S.	HASTELLOY C
DEHYDRATION COLUMN CONDENSER	1	C. S.	S. S.
HEAVYEND COLUMN REBOILER	1	C. S.	S. S.
HEAVYEND COLUMN CONDENSER	1	C. S.	S. S.
PRODUCT COLUMN REBOILER	1	C. S.	S. S.
PRODUCT COLUMN CONDENSER	1	C. S.	S. S.
PRODUCT COOLER	1	C. S.	S. S.
HEAVY ENDS COOLER	1	C. S.	S. S.

<u>COMPRESSORS</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPRION</u>			
		<u>kg/cm²G</u>		<u>Nm³/h</u>	<u>KW</u>
		<u>SUCTION</u>	<u>DELIVERY</u>		
1ST CO COMPRESSOR	2	1.0	3.0	2,000	90
2ND CO COMPRESSOR	2	3.0	7.0	4,000	180
3RD CO COMPRESSOR	4	7.0	30.0	3×4,100	3×370

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
<u>PRESSURE VESSELS</u>			
SURGE DRUM	1	G. L. CLAD	
CATALYST STORAGE DRUM	1	G. L. CLAD	with AGITATOR
METHYL IODIDE RX OH DRUM	1	G. L. CLAD	
METHY IODIDE STORAGE DRUM	1	G. L. CLAD	
CARBONYLATION RX SEPARATOR	1	HASTELLOY B CLAD	
FLASH DRUM	1	HASTELLOY B CLAD	
SURGE DRUM	1	HASTELLOY B CLAD	
LIGHT END COLUMN OH DRUM	1	HASTELLOY B CLAD	
DEHYDRATION COLUMN OH DRUM	1	HASTELLOY B CLAD	
HEAYEND COLUMN OH DRUM	1	S. S.	
PRODUCT COLUMN OH DRUM	1	S. S.	

TANKS

RECLAIMED CAT. HOLDING TANK	1	G. L.	
METHANOL TANK	1	* Note	(3.8 hrs hold)
BUFFER TANK	1	S. S.	
PRODUCT DAY TANK	2	S. S.	
PRODUCT STORAGE TANK	2	S. S.	(5 days hold each)
HEAVY ENDS STORAGE	1	EPOXY COAT	
SLOP TANK	1	S. S.	

* Note; Same as MeOH Unit

1.2.8 硫黄回収プロセス

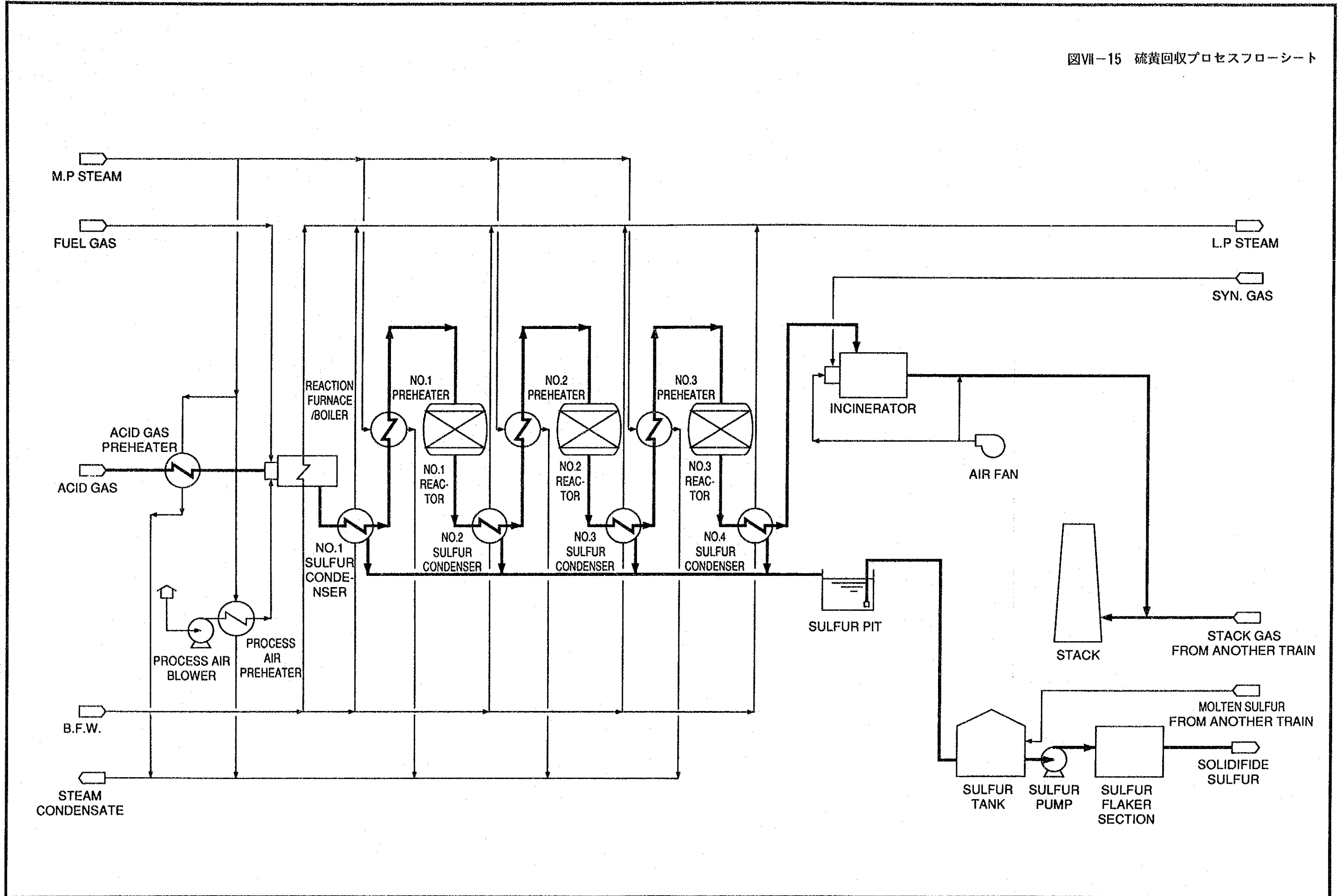
本装置に供給される硫化水素含有ACID GASは、多量の炭酸ガスを含有し発熱量が低いためACID GAS PREHEATERで予熱された後、REACTION FURNACE/BOILERに送られ、PROCESS AIR BLOWERで昇圧されて PROCESS AIR PREHEATERで予熱された燃焼用空気により部分燃焼され、硫化水素の1/3が亜硫酸ガスに転化される。

REACTION FURNACE/BOILER では、同時にクラウス反応により硫化水素と亜硫酸ガスが反応し、硫黄蒸気が生成すると共にBOILERにより冷却される。REACTION FURNACE/BOILERを出たプロセスガスは、No.1 SULFUR CONDENSERで冷却され硫黄蒸気が液化分離される。硫黄蒸気が液化分離されたプロセスガスは、No.1 PREHEATERで再加熱されてNo.1 REACTORに入り、No.1 REACTORに充填されたクラウス触媒により残在する硫化水素と亜硫酸ガスが反応し硫黄蒸気が生成する。No.1 REACTOR を出たプロセスガスは、No.2 SULFUR CONDENSERで冷却され硫黄蒸気が液化分離される。

同様に、No.2 PREHEATER, No.2 REACTOR, No.3 SULFUR CONDENSERとNo.3 PREHEATER, No.3 REACTOR, No.4 SULFUR CONDENSERの工程を2度繰返した後、プロセスガスは、INCINERATOR で焼却処理後、冷却用空気を混合されてSTACKより大気に排出される。AIR FANにより昇圧された空気はINCINERATOR へ送られ、燃焼用空気として使用されると共にSTACK GASの冷却に使用される。BFWはREACTION FURNACE/BOILER、No.1～No.4 SULFUR CONDENSERに供給され、排熱がLP STEAMとして回収される。

液化分離され回収された単体硫黄は、SULFUR PITに集められた後、硫黄貯蔵出荷設備に送られる。硫黄貯蔵出荷設備では、SULFUR TANKに液状硫黄を貯蔵し、SULFUR PUMPにより硫黄固化設備に送られる。硫黄固化設備は、FLAKER、CONVEYOR、SULFUR HOPPER、DUST COLLECTORより構成され、液状硫黄をフレーク状に固化して出荷する。

図VII-15 硫黄回収プロセスフローシート



1. 2. 8. 1 硫黄回収プロセス主要機器リスト

(1) 硫黄回収設備 (18 T/D×2系)

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY/系統</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
REACTION FURNACE /BOILER	1	HORIZONTAL	C. S.	
No.1 SULFUR CONDENSER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
No.2 SULFUR CONDENSER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
No.3 SULFUR CONDENSER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
No.4 SULFUR CONDENSER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
ACID GAS PREHEATER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
PROCESS AIR PREHEATER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
No.1 PREHEATER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
No.2 PREHEATER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
No.3 PREHEATER	1	SHELL & TUBE	C. S.	
INCINERATOR	1	CYLINDRICAL FURNACE	C. S.	
REACTOR	1	HORIZONTAL	C. S.	COMBINED REACTOR (No.1~No.3 REACTOR)
SULFUR PIT	1	UNDER GROUND TANK	C. S.	
SULFUR PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	S. S/C. S	
PROCESS AIR BLOWER	1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR
AIR FAN	1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR

(2) 液体硫黄貯蔵設備 (1系)

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
SULFUR TANK	1	300 TON	C. S.	
SULFUR PUMP	1+1	CENTRIFUGAL	S. S/C. S	WITH MOTOR

(3) 硫黄固化出荷設備 (1系)

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
FLAKER	1		C. S.	WITH MOTOR
CONVEYOR	1 SET		C. S.	WITH MOTOR
SULFUR HOPPER	1	3.8 m I. D. 3.8 m T-T H.	C. S.	
DUST COLLECTOR	1		C. S.	
AIR BLOWER	1	CENTRIFUGAL	C. S.	WITH MOTOR

(4) 煙突 (1系)

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
STACK	1	80 m H.	C. S.	

1.2.9 都市ガスプロセス

石炭ガス化設備で発生する合成ガスを原料として、中国城市煤氣設計規範TJ28-78の指標を満足し、第VI章1.2.1(4)に記載する製品品質を有する都市ガスを製造するものとする。本設備の都市ガスプロセスは、プロセスの簡略化と用役使用量の低減に配慮し、多段メタネーション法を採用する。本プロセスフローを次に記す。

高圧の原料 SYN GASはFEED GAS PREHEATERで予熱された後、GAS EXPANDERにより減圧され、動力が電気で回収される。GAS EXPANDERを出た SYN GASは、FEED GAS HEATERで加熱されて、SULFUR GUARDに入り SYN GASに含まれる微量の硫黄分が除去される。

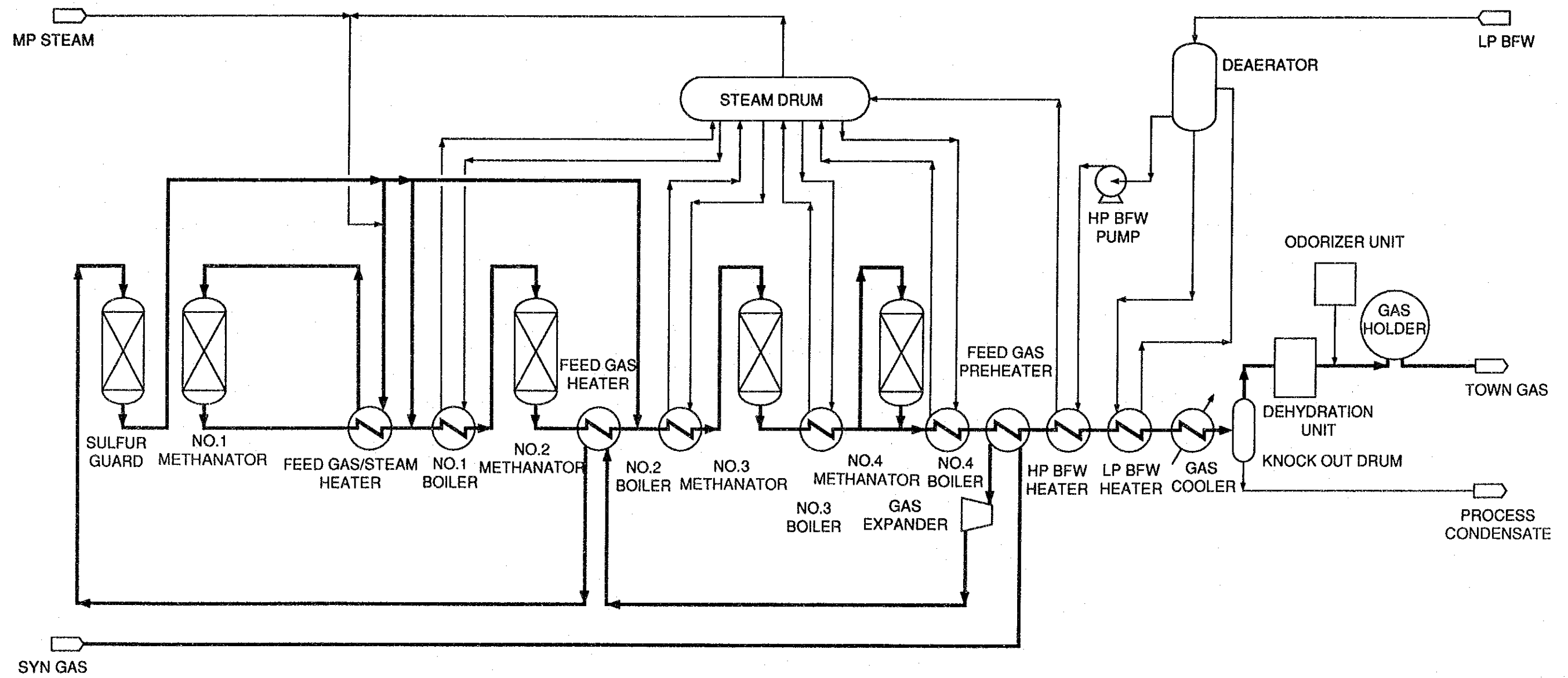
脱硫された合成ガスの一部は分岐された後、蒸気を添加され、FEED GAS/STEAM HEATERで予熱されてNo.1 METHANATORに入り、メタンが生成する。このNo.1 METHANATORを出たガスは、FEED GAS/STEAM HEATERで冷却され、脱硫されたSYN GASの残りの一部と混合され、No.1 BOILERで冷却されて、No.2 METHANATORに入り、メタンが生成する。さらに、このNo.2 METHANATORを出たガスは、FEED GAS HEATERで冷却され、脱硫されたSYN GASの残りと混合され、No.2 BOILERで冷却されて、No.3 METHANATORに入り、さらにメタンが生成する。このNo.3 METHANATORを出たガスの一部は製造ガスの発熱量が一定になる様に分岐され、残りのガスがNo.4 METHANATORに入り、メタンを生成した後、分岐の残りのガスと混合される。混合されたガスは、No.4 BOILER、FEED GAS PREHEATER、HP BFW HEATER、LP BFW HEATERで熱回収された後、GAS COOLERで常温まで冷却され、KNOCK OUT DRUMで凝縮水が分離除去される。

また、供給されたLP BFWは、DEAERATORに入り、LP BFW HEATERにより加熱され、脱気される。脱気されたBFWは、HP BFW PUMPにより昇圧され、HP BFW HEATERで予熱されてSTEAM DRUMに送られる。STEAM DRUMには、No.1～No.4の計4ヶの熱回収用のBOILERが結合されている。STEAM DRUMより発生した蒸気は、No.1 METHANATORに原料のSYN GASに添加するPROCESS STEAMとして使用される。STEAM DRUMから発生する蒸気のみでは、PROCESS STEAMが不足するため、系外よりMP STEAMを受け入れている。

凝縮水が分離除去された製造ガスは、都市ガスの輸送導管中で凝縮水が生成することを防止するために、DEHYDRATION UNITで水分が除去される。また、都市ガスの漏洩事故を未然に防止する警告手段として都市ガスに臭気をつけるため、ODORIZER

UNITによりガスへの付臭がなされる。脱水、付臭された製造ガスは、GAS HOLDERに一時貯蔵された後、都市ガスとして工場より送出される。尚、工場外での都市ガスの貯蔵用に2基のGAS HOLDERが設置される。

図VII-16 都市ガス製造設備
プロセスフローシート



1.2.9.1 都市ガスプロセス主要機器リスト

(1) 都市ガス製造設備 (250,000 Nm³/D×2系)

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY/系統</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
SULFUR GUARD	1	CYLINDRICAL	Cr-Mo	
No.1 METHANATOR	1	CYLINDRICAL	Cr-Mo	
No.2 METHANATOR	1	CYLINDRICAL	Cr-Mo	
No.3 METHANATOR	1	CYLINDRICAL	Cr-Mo	
No.4 METHANATOR	1	CYLINDRICAL	Cr-Mo	
KNOCK OUT DRUM	1	CYLINDRICAL	S. S.	
STEAM DRUM	1	CYLINDRICAL	C. S.	
DEABERATOR	1	CYLINDRICAL	C. S.	
FEED GAS PREHEATER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)C. S.	
FEED GAS HEATER	1	SHELL & TUBE	(S)ALLOY (T)ALLOY	
FEED GAS/STEAM HEATER	1	SHELL & TUBE	(S)ALLOY (T)ALLOY	
No.1 BOILER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)ALLOY	
No.2 BOILER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)ALLOY	
No.3 BOILER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)ALLOY	
No.4 BOILER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)ALLOY	
HP BFW HEATER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)S. S.	
LP BFW HEATER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)S. S.	
GAS COOLER	1	SHELL & TUBE	(S)C. S. (T)S. S.	
GAS EXPANDER	1	EXPANDER & GENERATOR	C. S.	
HP BFW PUMP	1+1	CENTRIFUGAL 20m ³ /h X 23kg/cm ²	C. S. /S. S.	
DEHYDRATION UNIT	1	ADSORBER	C. S.	

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY/系統</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
ODORIZER UNIT	1		S. S.	
GAS HOLDER	1	SPHERICAL TANK 5000 m ³	L. T. C. S.	

(2) 都市ガス貯蔵設備

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>REMARKS</u>
GAS HOLDER	2	SPHERICAL TANK 5000 m ³	L. T. C. S.	工場外設備

2. 石炭化学コンプレックスの用役設備

2.1 用役設備の概説

石炭化学コンプレックスに必要な用役設備は、次の各設備から構成されている。

設備名	容量
－ 石炭ボイラー	220 ton/h X (3+1)
－ 自家発電設備	50,000KWH/h
－ 受配電設備	60,000KVA
－ 原水受入・処理設備	3,000m ³ /h
－ 純水製造設備（混床ポリシャー容量）	930m ³ /h
－ 再冷水設備	12,000m ³ /h X2
	12,000m ³ /h
	18,000m ³ /h
	12,000m ³ /h
－ 計装・圧縮空気設備	計装用空気 6,600Nm ³ /h
	圧縮空気 2,400Nm ³ /h
－ 窒素設備	44,000Nm ³ /h
－ 消火用水設備	300m ³ /h

2.2 用役設備

2.2.1 ボイラーおよび自家発電設備

(1) ボイラー

ボイラーセンターは第VI章-3.1.2-(4)に記述した如く、220T/HボイラーX常用3基+予備1基、計4基を一か所に配置する。

1) 設備構成：

- －石炭はCOAL BINに受入れた後、その下に設置したBALL MILLにより、微粉に粉砕され、予熱された一次空気に同伴されてボイラーのバーナーに送られる。
- －ボイラーは屋外型の二胴水管式微粉炭焚ボイラーであり、重油及び燃料ガスも混焼出来るように計画される。
- －付属機器として誘引、通風ファン、煙道ガス廃熱回収部、ベンチュリー水膜集塵装置、ボトムアッシュ排出装置が付く。

—脱塵した煙道ガスは4基のボイラーからダクトで集合して、高さ150mのコンクリート型集合煙突を通して大気に排出する。

SO₂の排出量は1,650kg/h(合計)が予想され、これはGBJ 4-73の排出基準(MAX. 2,400kg/h)を充たしている。

—ボトムアッシュとフライアッシュは水スラリーとしてコンプレックス敷地外に設置された灰捨て場までパイプ輸送される。(第Ⅶ章4.2.3の記述参照)

2) スチーム仕様

圧力 100kg/cm²G

温度 510℃

供給量 624T/H(常用)

3) スチーム供給先:

—自家発電設備

—空気分離設備

—アンモニア/尿素合成プロセス

—メタノール合成プロセス

中圧、低圧スチームはこれらの設備で主としてタービン抽気として作られそれぞれの消費先に送られる。

4) 石炭消費量:

常用ボイラー3基合計 80t/h(全水分基準)

5) 煙道ガス量:

常用ボイラー3基合計 727,000Nm³/h(DRY BASIS)

6) SO₂ 排出量:

常用ボイラー3基合計 1,500kg/h

7) 灰排出量:

常用ボイラー3基合計 5.8t/h(ボトムアッシュ、フライアッシュ合計)

(2) 自家発電設備

1) 設備構成

—主蒸気(100kg/cm²G)を抽気復水タービンに供給し発電機を駆動する。

抽気は3.5kg/cm²Gでも37kg/cm²Gでも良いが、37kg/cm²Gの方が全体のスチームバランスが経済的に構成し易い。

- 残りの復水タービン部分で出力のバランスを取る。
- 復水器を出た復水はコンデンセートポリッシャーに送って再利用する。
- 発電機はコンプレックスの全電力消費に見合う出力で運転される。
- 発電機には送電盤の他に外部電源との位相を合わせる装置も備える。
- 発動機、駆動タービン共建屋に収納する。

2) 発電機仕様：

- 電 圧 11KV
- 出 力 常用49,000KW
- 周波数 50Hz

(注) このクラスの発電機には6KV仕様のもは特注でない限りないので、次節2.2.2で述べるように使い方に考慮を払っている。

2.2.2 受配電設備

- (1) コンプレックスの主電源として自家用発電設備及び外部電源を、非常用電源として非常用発電設備を計画している。

自家用発電設備は平常運転時の主電源であり、平常運転時の必要電力を給電する能力持ち外部電源喪失時にも平常運転可能としている。

外部電源は主としてコンプレックスのイニシャルスタートアップ及び自家用発電設備の故障、メンテナンス時の為の電源として計画されており、自家用発電設備停止時に外部電源のみでも平常運転可能としている。

非常用電源としてディーゼル発電設備が準備され、主電源喪失時及び各設備への電源系統故障時の対応として非常用負荷の電源を確保するよう計画されている。

- (2) 受電電圧

受電電圧は110kVを前提として経過している。

コンプレックス周辺の電力系統は不明であるが、コンプレックスの需要電力が約49MWであることから60kVも考えられるが、コンプレックスへの電源系統の信頼性を重視し、60kVより上位側にある110kVとしている。

- (3) 受電方式

受電は独立2回線とし、コンプレックスへの電源系統の信頼性を確保すべく計画している。

受電方式を独立2回線としていることから、ここでは1回線受電・1回線予備

方式を考えており、自家用発電設備はこれらの回線に接続されている。

この場合、常時は受電側回線より給電され、受電側回線が停電した場合には、予備回線と自家用発電設備との同期を確認後、手動にて予備回線に切り替えることと考えている。

受電側回線復電後は受電側回線と自家発電設備との同期を確認後、予備回線より受電側回線に手動にて切り替えることと考えている。

平常時受電側回線は自家用発電設備と並列運転とし、自家用発電設備が何らかの要因によりトリップした場合に外部電源に与える影響を最小限に押さえるとともに、自家用発電設備がトリップした場合でもコンプレックスを継続して運転出来るように考慮している。

但し、これらは外部電源の条件に左右されるため、設計時点に詳細に点検する必要がある。

(4) 受電変圧器容量

受電変圧器容量は1回線故障時でも健全側回線にて運転を継続するため100%容量としている。

(5) 配電電圧

配電電圧は機器の製作限界を考慮して6kVとしている。

(6) 配電方式

受電変圧器2次側に6kV、4母線を設け、この母線より各設備の配電系統へは信頼性を重視して2回線にて配電することとしている。

(7) 非常用電源

非常用電源の電圧は経済性を考慮して6kVとし、6kVにて各生産設備及び用役設備等に配電し、各設備側にて降圧後非常用負荷（直流電源設備、無停電電源設備等）に給電することとしている。

(8) 受配電設備

受配電設備は電力系統概念図に示すように、110kVを2回線で受電する設備、110kVを6kVに降圧する受電変圧器、6kV母線を持ち各生産設備、用役設備へ配電する為の配電設備等で構成されている。

その他受配電設備として、電源系統監視盤、受電設備用直流電源設備及び受電設備用の低圧負荷へ給電する為の所内変圧器等が準備されている。

尚、受電変圧器を3巻線変圧器としているのは、6kV配電機器の製作限界を考慮している為である。

又、自家用発電設備の二次側に昇圧変圧器を設けているが、これも上記同様に機器の製作限界を考慮したものである。

(9) 共通道路照明及びフェンス照明設備

共通道路照明及びフェンス照明設備の電源は一括管理を考慮して、受変電設備側にて準備されるものとして計画している。

2.2.3 原水受入・処理設備

コンプレックス内で使用される用水の原水は黄河取水口より沈砂池を経て、包頭市浄水場に送られて、第1次処理された用水のうち工業用水が、14.1kmのパイプラインによる輸送によってコンプレックス内に供給されるものとする。原水溜池は特に設けないが、消火用水溜池（容量3,000 m³）で代用する。

原水処理設備としては濾過装置（サンドフィルター）を設置する。また、処理済原水（濾過水）のコンプレックス内での必要量は以下のとおり。

(1) 設備の計画容量

処理済原水・必要量	2,700 m ³ /hr
原水受入量	2,830 m ³ /hr（最大3,000）

濾過装置は、一定の時間ごとに濾過水と空気で、個別に逆洗される。逆洗に使用された水は、逆洗水池に排出されて、溜められた後、スラグ輸送のために再使用する予定である。

各濾過装置からの濾過水はタンクに集められて、コンプレックス内での各用途に供給される。

尚、濾過水の一部は、以下の設備によって、飲料水等の生活用水として供給される。

一 飲料水供給設備

コンプレックス内の飲料水及び生活用水（トイレ、シャワー）の供給を行う設備
供給量 30 m³/hr

処理済原水（濾過水）が活性炭濾過器を経て飲料水ヘッドタンクに供給され、塩素が供給配管途中で一定量注入される。飲料水はコンプレックス内の必要箇

所に分配される。

2.2.4 純水設備

純水設備は、原水受入・処理設備において、処理された濾過水と、各生産設備から戻る凝縮水（プロセスコンデンセート）及び各設備からの蒸気凝縮水（スチームコンデンセート）を、主に、イオン交換樹脂により処理して、ボイラー及び生産設備に供給する純水を製造する。この設備は、活性炭濾過器、脱炭酸塔、イオン交換樹脂塔等から構成されている。

原水からの濾過水とプロセスコンデンセートは活性炭濾過器を経て、陽イオン交換樹脂塔、脱炭酸塔及び陰イオン交換樹脂塔で処理されて、コンデンセートタンクに集められる。

一方、スチームコンデンセートは回収後、直接に、タンクに戻されて混合された後に、混床型ポリッシャーによって処理されることにより、高圧ボイラー給水用に適した純水として貯蔵される。尚、イオン交換樹脂は定期的に、塩酸及び苛性ソーダを使用して再生される。再生に使用された排水は、この設備内で、中和されて、PH調整後に排出される。

(1) 設備の計画容量

純水・製造量	930 m ³ /hr
(混床型ポリッシャー出口)	
回収コンデンセート	
プロセス・コンデンセート	105 m ³ /hr
スチーム・コンデンセート	755 m ³ /hr
濾過水補給量	150 m ³ /hr

(2) 純水・性状

導電率 (μ S/cm)	0.3
Fe (ppm as Fe)	0.02
SiO ₂ (ppm as SiO ₂)	0.01
Cu (ppm as Cu)	0.01

2.2.5 再冷水設備

設備はコンプレックス内の各設備に冷却水を供給することを目的としている。

循環冷却水は冷水塔により冷却され、冷却水循環ポンプより各設備に送られる。循環水の濃度を一定に保つために、戻りの冷却水の一部をブローダウンしている。

冷水塔には、誘引通風型が使用される。また冷却水の腐食防止、スケール防止及びスライム発生防止のための薬品注入装置が設置されている。さらに、砂塵による影響を考慮した除濁装置として、濾過器 (SIDE FILTER) が設置されている。本コンプレックスにおける再冷水設備は経済的な冷却水供給を行うために、分割して設置するように計画している。

(1) 設備の計画容量

冷却水循環総量 66,000 m³/hr

計画条件

冷却塔出口条件	30 °C (夏期)	20°C (冬季)
冷却塔入口条件	40 °C (夏期)	30°C (冬季)
冷却水供給圧力	4.0 kg/ cm ² G	

(2) 系列数 5系列に分割して設置するように計画する。各系列毎の容量は以下の通り。

循環冷却水量 (m ³ /hr)	使用場所
12,000	空気分離
12,000	空気分離
12,000	自家発電他
18,000	ガス化、アンモニア、尿素
12,000	メタノール、酢酸、都市ガス

2.2.6 計装・圧縮空気設備

計装用空気は装置用圧縮空気と一緒に、空気圧縮機で圧縮される。通常、圧縮空気の殆どは、除湿器に送られて、飽和水分が除去されて、計装用空気ホルダーを経由して、各装置に供給される。除湿器は、1系列に2基設置されており、通常、1基が運転されている時は、他の1基が加熱空気再生されている。

圧縮空気は通常運転時または定期補修時の際に、保守作業用に使用される。通常、計装用空気を圧縮する際に、その一部を直接、圧縮空気として、各装置に送られて使用される。

計画条件	計装用空気	圧縮空気
圧力 (kg/cm ² G)	7.0	7.0
温度 (°C)	40	40
露点 (°C)	-40	
油分・灰分	無し	無し
供給量 Nm ³ /h (常用)	5,010	1,470
供給量 Nm ³ /h (設計)	6,600	2,400

2.2.7 窒素設備

本コンプレックス内設備への窒素（液体窒素、瓦斯状窒素）の供給は、空気分離設備から行われる。

高圧窒素（液体59kg/cm²G）はアンモニア合成ガス製造のための窒素洗浄装置において約30,000 Nm³/H使用され、低圧窒素（ガス状 5.5kg/cm²G）は、ガス精製装置において約14,000 Nm³/Hが、いずれも常時使用される。

一方、装置の運転開始時、緊急／常用運転停止時に可燃物のパージ用に使われる低圧窒素は、常用ではないが、各設備に供給されるように計画されている。また、緊急時は貯蔵された液体窒素を蒸発器から供給することができるように計画した。

2.2.8 消火用水設備

消火用水ポンプステーションは、原水を受け入れた消火用水池（3,000 m³）から各消火設備まで、消火用水の必要量を（300m³/hr）送出できる能力をもっている。

消火水送出ポンプは停電時を考慮して、電気駆動の他に、ディーゼルエンジン駆動のものを設置する。

計画仕様

消火用水必要量 最大必要量 300 m³/hr

消火用水供給圧 消火用水ポンプから最も離れた消火器の位置まで、設計流量で送水した場合に、残留圧力が 5.6kg/cm²Gとなるように設計する。

2.2.9 ディーゼル発電設備

停電時の非常用電源として、ディーゼル発電設備が準備され、各設備への電源系統故障時の対応として非常用負荷および照明等の電源を確保するように計画した。

計画仕様

ディーゼル発電機 1,500KW × 1台

供給電圧 6KV

3. 石炭化学コンプレックスの付帯設備

3.1 付帯設備

3.1.1 貯蔵設備

各製品の貯蔵容量は、4.1 貯蔵設備に示した。本項では設備設計に際し特に配慮を必要とするメタノールおよび都市ガスについて述べる。

(1) 製品メタノール貯蔵タンクおよび出荷設備

製品メタノール貯蔵タンクの容量決定に当っては

- ① 酢酸合成の原料としてのメタノール供給確保および製品販売出荷のためのバッファとしての役目
- ② メタノール合成プラント自身におけるトラブルによる運転停止に対するバッファの役目
- ③ 製品生産量の検量

等の諸条件を考慮する必要がある。

今回のコンプレックスの基本構成から考えて、各々の構成プラント（ここでは特に酢酸プラント）がそれ自身単独での長時間運転を続行することはなくしたがってこの面での特別な考慮は必要ないと考えられる。

本コンプレックスでは、メタノール貯蔵タンクの容量として、一般的に採用されている生産量の10日分を一応の基準と考えこれを採用する。

又製品払出し時検量やメンテナンス時の便宜を考慮し2基設置することとする。

概略仕様は以下のとおり

名称	PRODUCT METHANOL TANK
基数	2
容量	メタノール 5,000T/1基
寸法・形状	23mID × 16mH
	DOME ROOF TANK

出荷設備としては、ローディングアームおよびローディングポンプを設置する。

各々の設計容量は1日当りメタノール生産量を8時間で出荷できるものとする。

(2) 都市ガスホルダー

本計画において、都市ガスホルダーの容量等の諸元を定めるには、コンプレックス都市ガスのみならず、包頭市の既存都市ガスも含めて

- ① 包頭市の市街区別の需要予測と供給計画
- ② ガス工場別の都市ガス供給量
- ③ 時間帯別のコンプレックス都市ガス供給量

等を考慮することが必要である。

1) 市街区別の需要予測と供給計画

包頭市では、2000年の都市ガス需要を1日当たり90万Nm³と予測し、その内訳を、家庭用36万Nm³/日（40%）、商公用18万Nm³/日（20%）、工業用36万Nm³/日（40%）としている。この需要予測に対して、都市ガス供給計画は1日当たり67万Nm³としている。

そこで、下記の条件に基づき、各市街区の都市ガス需要量、供給量を求める。

① 需要予測値の算出条件

*1 家庭用需要

・供給戸数：都市部の家庭32万戸のうち、10万戸にLPGボンベ供給。
残り22万戸の85%を供給対象戸数とする。

・ガス使用量：約2 Nm³/戸・日

・家庭数：約3.65人/戸

*2 商公用需要：各市街区の人口比例分布

*3 工業用需要：青山、昆都侖、東河区の人口比例分布

② 供給計画値の算出条件

*4 家庭用：優先的に供給

*5 商公用：家庭用残量を商・公用対工業用の需要比率20：40に分割して供給量を算出し、各市街区へ人口比例で配分

*6 工業用：同上

表VII-3 都市ガス需要量・供給量

	需要予測						供給計画		
	人口 人	家庭用 戸数 戸	職 戸 戸*	家庭用 ガス需要量 KNm ³ /D	商・公用 ガス需要量 KNm ³ /D	工業用 ガス需要量 KNm ³ /D	家庭用 ガス供給量 KNm ³ /D	商・公用 ガス供給量 KNm ³ /D	工業用 ガス供給量 KNm ³ /D
東河区	42.3	11.6	6.8	130.9	65.5	132.0	130.9	36.3	76.8
沙河鎮	0.8	0.2	0.1	1.9	0.9	—	1.9	0.7	—
青山区	31.2	8.6	5.0	96.3	48.1	96.0	96.3	26.7	56.4
昆都侖区	42.3	11.6	6.8	130.9	65.5	132.0	130.9	36.3	76.8
計	116.6	32.0	18.7	360	180	360	360	100	210
比率 %				40	20	40	53.7	15.0	31.3
合計				900			670		

2) ガス工場別の都市ガス供給量

包頭市の都市ガスは、既存都市ガスとコンプレックス都市ガスの2系統となる。

既存都市ガスシステムの供給区域は青山区、昆都侖区とし、コンプレックス都市ガスシステムは、上記の2区のほか東河区、沙河鎮を加えた区域とすると、各ガス工場からの都市ガス供給量は表VII-4のとおりとなる。

表VII-4 ガス工場別の都市ガス供給量

ガス工場	市街区	都市ガス供給量 KNm ³ /日			
		家庭用	商公用	工業用	小計
神木炭	東河区	130.9	36.3	76.8	244.0
	沙河鎮	1.9	0.7	—	2.6
	小計	132.8	37.0	76.8	246.6
石炭化学 コンプレックス	青山区	57.6	16.0	33.8	107.4
	昆都侖区	78.3	21.7	46.0	146.0
	小計	135.9	37.7	79.8	253.4
	計	268.7	74.7	156.6	500
包頭市 煤氣公司	青山区	38.7	10.7	22.6	72.0
	昆都侖区	52.6	14.6	30.8	98.0
	計	91.3	25.3	53.4	170

3) 時間帯別のコンプレックス都市ガス供給量

前述の工場別の都市ガス供給量と北京煤気公司にて収集した用途別、時間帯別の都市ガス供給量の実績データを組合せて、コンプレックス都市ガスの用途別、時間帯別都市ガス供給量を求めると表VII-5のとおりとなる。

表VII-5 時間帯別のコンプレックス都市ガス供給量

時間帯 時～時	家庭用、商・公用		工業用		合計	
	構成比 %	送出量 KNm ³ /D	構成比 %	送出量 KNm ³ /D	構成比 %	送出量 KNm ³ /D
0～1	0.7	2.40	3.1	4.85	1.45	7.25
1～2	0.7	2.40	3.1	4.85	1.45	7.25
2～3	0.6	2.06	3.1	4.85	1.38	6.91
3～4	0.6	2.06	3.1	4.85	1.38	6.91
4～5	0.7	2.40	4.1	6.42	1.76	8.82
5～6	1.3	4.46	4.2	6.58	2.21	11.04
6～7	4.4	15.11	4.3	6.73	4.37	21.84
7～8	6.4	21.98	4.5	7.05	5.81	29.03
8～9	5.4	18.54	4.7	7.36	5.18	25.90
9～10	5.1	17.51	4.8	7.52	5.01	25.03
10～11	6.2	21.29	4.7	7.36	5.73	28.65
11～12	7.4	25.41	4.5	7.05	6.49	32.46
12～13	7.1	24.38	4.6	7.20	6.32	31.58
13～14	5.8	19.92	4.7	7.36	5.46	27.28
14～15	4.9	16.83	4.8	7.52	4.87	24.35
15～16	4.8	16.48	4.7	7.36	4.77	23.84
16～17	6.5	22.32	4.8	7.52	5.97	29.84
17～18	8.6	29.53	4.5	7.05	7.32	36.58
18～19	10.3	35.37	4.7	7.36	8.55	42.73
19～20	7.6	26.10	4.7	7.36	6.69	33.46
20～21	2.0	6.87	4.5	7.05	2.78	13.92
21～22	1.2	4.12	3.4	5.32	1.89	9.44
22～23	0.9	3.09	3.2	5.01	1.62	8.10
23～24	0.8	2.75	3.2	5.01	1.55	7.76
合計	100	343.4	100	156.6	100	500

表VII-5により、コンプレックス都市ガスは、6時から20時までの14時間においては供給量が多いため、約12.1万m³の製造量不足となり、逆に21時から6時までの10時間においては過剰となることが判る。

4) 都市ガスホルダーの活動容量、幾何容積及び基数

① 必要活動容量

前3)項に記述したとおり、コンプレックス都市ガスを1日当り50万m³供給する場合、6時から20時までの14時間においては供給量が多いため、約12.1万m³の製造量不足となり、逆に21時から6時までの10時間においては過剰となる。

この状況を解消するための経済的な方法として、都市ガスホルダーを設置する訳で、必要な活動容量は12.1万 m^3 である。

② 幾何容積及び基数

都市ガスホルダーでは、夜間に上限圧力まで都市ガスを貯蔵し、昼間の製造量不足に下限圧力に達するまで、需要家に送り出すことになる。

本計画では

$$\begin{aligned} \text{上限圧力} &= \text{設計圧力 (都市ガスプラント出口圧力} = 9.9\text{kg/cm}^2\text{G)} \times 0.9 \\ &= 8.9\text{kg/cm}^2\text{G} \end{aligned}$$

$$\text{下限圧力} = \text{中圧導管の上限圧力 (1.5kg/cm}^2\text{G)} + 0.5 = 2.0\text{kg/cm}^2\text{G}$$

と設定して、需要予測の変化等を考慮の上、幾何容積の合計を20,000 m^3 とし、都市ガスホルダーの製作及び保全に対する配慮から、これを分割して、幾何容積5,000 m^3 /基 \times 4基とする。

なお、都市ガスホルダーの合計活動容量は13.8万 m^3 となり、前4)①の必要活動容量約12.1万 m^3 を満足する。

5) 都市ガスホルダーの設置地点

コンプレックス都市ガスの供給区域は、大別すれば(青山区・昆都侖区)、(沙河鎮・東河区)の2区域であり、前2)項に記述した想定によれば、各区域に対する都市ガス供給量は概ね同量と見込まれる。

両区域とコンプレックスとの位置関係を見ると、包頭市城市規劃総図によれば、つぎのとおりである。

(青山区・昆都侖区)

コンプレックスの直北に隣接する区域で、直線距離は約2~14kmである。

(沙河鎮・東河区)

コンプレックスの東方にやや離れた旧市街区域で、直線距離は約12~23kmの区域である。

都市ガスホルダーの設置地点を想定する場合、コンプレックスと供給区域と位置関係、区域内の需要量及びガス導管設備の経済性等を考慮する必要がある。

本計画では、幾何容積5,000 m^3 /基の都市ガスホルダーを2基ずつ

(青山区・昆都侖区) 向 コンプレックスのタンクヤード内

(沙河鎮・東河区) 向 同区域内の適地

に設置することとしている。

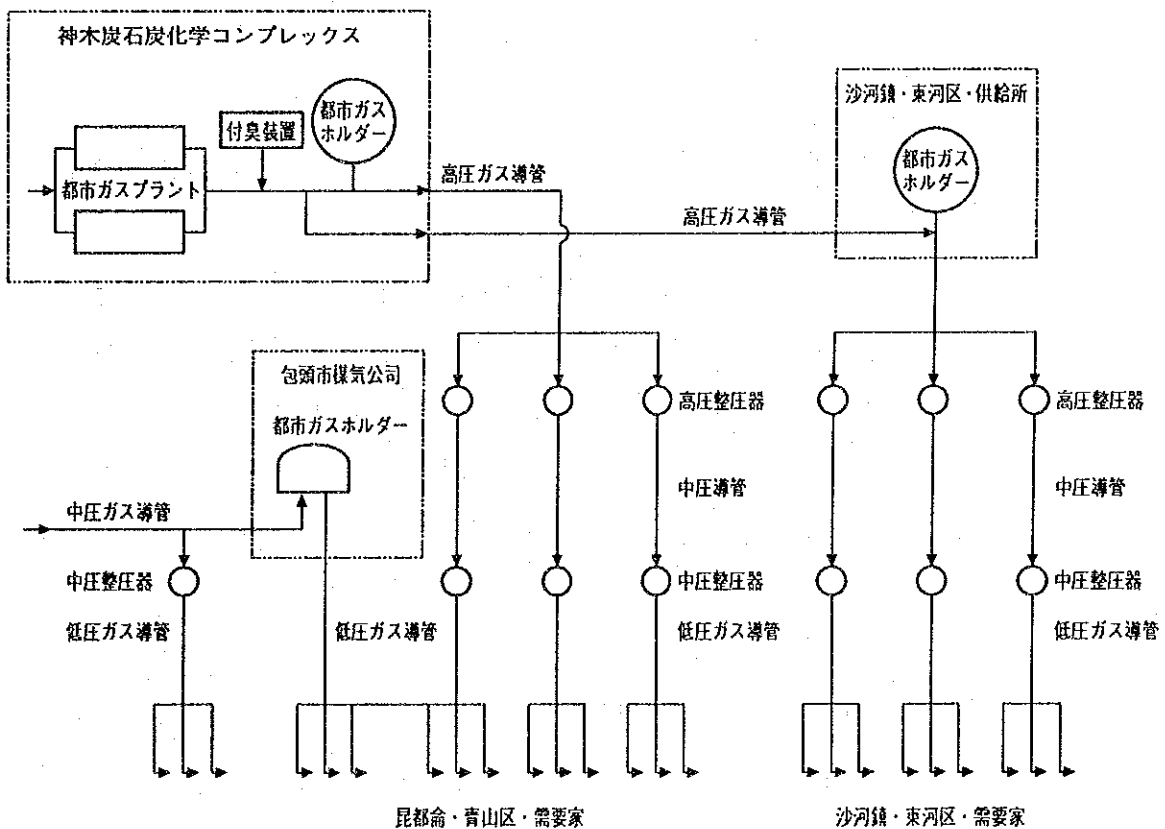
6) 都市ガス供給方式

都市ガスでは、都市ガスプラント出口のガス圧力は $9.9\text{kg/cm}^2\text{G}$ としている。

したがって、包頭市のガス導管建設計画においては、中国城市煤气設計規範の規定に基づき、コンプレックス都市ガスの供給方式として、3段階供給方式（高圧→中圧→低圧）または（高圧→次高圧→低圧）が採用されるものと考えられる。

下図は、既存都市ガスとコンプレックス都市ガスの燃焼性領域が共通化された場合について、既存都市ガスも含めた都市ガス供給方式（高圧→中圧→低圧）を想定し、参考として例示したものである。

図VII-17 包頭市都市ガス供給方式（参考例）



3.1.2 試験設備

石炭化学コンプレックス内の試験検定機能としては、

- ① 検査分析（原料、製品、水質、油類、鋼鉄元素、計装、その他）
- ② 調合（標準溶液、吸収液、特殊試剤、蒸留水）
- ③ 機器矯正（計装機器類）
- ④ 修理（分析用計器）
- ⑤ 監督指導（各プラント分析室統括）

を満たすため、中央化学検査室を設置する。要員は約 150名、建屋は約 2,200㎡とし、標準溶液室、生産制御室、ガラス加工室、蒸留水室、油類分析室、鋼鉄分析室、水質分析室、生物化学分析室、その他分析室、ガスクロマトグラフ室、原子吸光室、薬品庫および事務管理室から構成され分析器としては、ガスクロマトグラフィー、分光光度計をはじめ、各種目的に応じた機器を装備する。

3.1.3 保全設備

(1) 機械保全設備

機械保全設備として、約 8,200㎡の保全建屋および屋外作業場、材料置場として約 4,000㎡の用地を確保する。

機械保全体制は、金属加工、リベット溶接、熱処理、鍛造、土木保温防腐の5加工部門および物性、欠陥検出試験室、総合倉庫、作業所管理室などの管理部門から構成される。

それぞれの加工部門には、旋盤加工機、溶接機、などの加工機械をはじめ、熱処理炉、クレーンなどの設備を装備する。

(2) 電気保全設備

電気保全設備として約 1,720㎡の保全建屋とし、技術室、電機作業区、電話および総合保守作業区、機械電気作業区、継電機器作業区、補助作業区、作業所管理室とから構成される。

定格容量2,000KVA以下の変圧器および 1,000KW以下の電動機については、電機作業所にて検査・修理を行うこととし、これ以上の大型機器については、現場で補修作業を行う。

(3) 計装保全設備

計装保全設備として、約 2,000m²の保全建屋とし、生産管理部門、メンテナンス班、検査修理班および金属加工班から構成される。

計装保全部門は全工場内の計器と関連自動化装置のメンテナンスの責務を持つとともに、大中小規模の修理や計装保守作業所で行う計装の一般機械予備品の加工と保守を系統的に実施し、信頼性の高いプラント運転を確保する。

3.1.4 環境対策設備

(1) 総合排水処理設備

コンプレックス内の各生産設備から排出される汚染排水は、各装置内で、1次処理が施されて後、排出される。従って、総合排水処理設備では、1次処理後の排水（下記の量と性状）を集約して、更に、汚染雨水および、生活排水を含めて総合的に処理される。

処理方法は、主に、油水分離と活性汚泥法による生物分解処理によるものである。

処理能力・計画容量 Max. 150 m³/hr

(2) 生産設備からの排水

1) ガス化炉排水

排水量	Max. 30 m ³ /hr
性状	
PH	7~9
BOD ₅	Max. 250 mg/lit.
CODcr	Max. 500 mg/lit
NH ₄ -N	Max. 300 mg/lit
Total CN	Max. 1 mg/lit

2) メタノール合成排水

排水量	Max. 2 m ³ /hr
PH	7~9
TOD	Max. 1200 mg/lit
MeOH	Max. 100 mg/lit

3) 各設備からのボイラー・ブローダウン

排水量 Max. 20 m³/hr

4) その他

排水量 20 m³/hr

(3) 汚染雨水

排水量 15 m³/hr

性状

CODcr Max. 300 mg/lit

SS Max. 150 mg/lit

(4) 生活排水

排水量 20 m³/hr

性状

CODcr Max. 300 mg/lit

BODcr Max. 200 mg/lit

SS Max. 300 mg/lit

(5) 処理後の排水の性状

以下に示す中国の総合排出基準（GB8978-88）に適合するように調整された後、公共水域（昆都侖河）に排出される。

COD_{cr} < 150 mg/lit

BOD₅ < 60 mg/lit

SS < 200 mg/lit

シアン化合物 < 0.5 mg/lit

石油類 < 10 mg/lit

pH 6~9

上記以外の項目については、第VI章 基本設計条件 1.4 環境汚染物質排出基準に基づく。

尚、再冷水設備からのブローダウン、及び汚染されていない排水、雨水は、上記の処理水と共に、直接、昆都侖河への排水管により排出される。また、原水処理及び純水製造設備からの排水は中和後にガス化設備及び石炭ボイラー設備からのスラグの輸送に使用される。

3.1.5 消防設備

工場内消防設備としては

(1) 消防車

一般用水消防車 2 台および化学用泡消防車 1 台の計 3 台を、工場内消防車庫に配備する。

(2) 消火配管

用役設備地区に設置された消火用水供給ポンプ（容量：300m³/h）を起動し、工場内各プラント向けに設置された消火配管ネットワークに消火水を供給する。

3.1.6 事務所

工場長以下工場共通部門（総務部、財務部、調達部、管理部、販売部）総勢役 550 名の事務所として、8,000m²の総合オフィス建屋を計画する。サービスセンター、駐車場など関連施設も配置する。

4. 関連インフラストラクチャー

本コンプレックスが位置する包頭市の南郊工業開発区周辺には、本コンプレックスの運営に必要とされる各インフラストラクチャーが十分整備されており、したがって本コンプレックスのフェンス外の設備として考慮されるべきものは、これらの各インフラストラクチャーからの導入または、これへの払出しの連絡設備（鉄道、道路、配管ラインなど）を計画することで目的を達成することができる。

以下にその計画の詳細を述べる。またこれらの基本的な考え方は第VI章5.でまたコンプレックス位置との関連レイアウトについては次の5.2に述べる。

4.1 関連インフラストラクチャーの概説

関連インフラストラクチャーとしてはその内容により以下の6種に類別される。

(1) 鉄道、車両、道路

原料、燃料石炭のコンプレックスへの搬入、製品の搬出のための鉄道および所要の車両。

コンプレックスサイト建設にともなう道路の新設、既存道路のルート変更等が含まれる。

(2) 工業用水

工業用水のコンプレックスへの受入れのための配管の敷設。

(3) 排水、スラグ

工場内で発生する処理済の排水、スラグ排出のための配管の敷設

(4) 電力

受電のためのケーブル敷設。

(5) 電話、通信

コンプレックスから市内への電話回線の敷設。

(6) 社宅、厚生設備

コンプレックス従業員の社宅、厚生設備の建設。

以上は本コンプレックスの運営上必要とされるものであるが、上記以外に、学校、病院、リクレーション設備等の間接的な福利厚生設備、その他の公共施設については市内周辺に多数既設の利用可能な設備があり、これらを有効に活用するものとする。

4.2 関連インフラストラクチャー

関連インフラストラクチャーの個別の概略仕様は以下のとおりである。

4.2.1 鉄道、道路輸送

(1) 原料、燃料石炭の輸送計画

原料、燃料石炭の年間総輸送料は約186万トンであり、1日当たり約5,700トンである。これらの石炭は山元から既設の包一神線鉄道での輸送距離は約160kmである。

包頭到着以降は本コンプレックス計画に含まれる引込線を通じてコンプレックスサイト内に搬入し、石炭貯蔵設備に送られる。

このための鉄道引込み線延長は約7kmであり、このうち専用引込線は約3kmと見積られる。操車用の線路は全てコンプレックスフェンス外に設置し本線沿いに約4本設ける。操車用地は包頭駅の西側に計画するが、周囲の状況によっては東側に計画することも考えられる。

フェンス内引込線は基本的には一本として簡単にする様計画する。

(2) 製品出荷計画

酢酸 : 年間輸送量は22万トンであり、全量をタンク車（鉄道）により輸送する。

メタノール : 年間輸送量は21.1万トンであり、全量をタンク車（鉄道）により輸送する。

尿素 : 年間輸送量57.2万トンのうち40万トン（70%）は鉄道貨物輸送とし、17.2万トン（30%）はトラック（自動車）輸送とする。

硫黄 : 年間9,250トン全量はトラック輸送とする。

(3) 本コンプレックス計画に含まれる設備及び車輛

上記の原料、燃料石炭の輸送および製品の出荷計画に基づき、本コンプレックスでは以下に述べる鉄道引込線および車両をその計画の範囲に含める。

1) 鉄道引込線

包頭駅からコンプレックス貯炭場までの輸送延長7kmとし、専用引込線は3kmを敷設する。

2) 車輛

a. 尿素（貨車輸送分）

40万トン/年（1,214トン/日相当）分はC60型 貨車

23車輛/日必要であるが、これは鉄道企業側所有のものに依存するものとし、コンプレックス側範囲には含まれないものとする。

b. 尿素（トラック輸送分）

17.2万トン/年(520トン/日相当) 分は委託輸送するものとし、したがってコンプレックス側範囲には含まれないものとする。

c. メタノール

21.1万トン/年(640トン/日相当) を輸送するため G50型タンク貨車を13両で1編成とし、これを周期6日間で運用するとすれば、貨車78両を必要とし、これを本コンプレックス自家用として保有する。

d. 酢酸

22万トン/年(667トン/日相当) を輸送するため G50型タンク貨車を13両で1編成として、周期10日間で運用するとすれば貨車 130両を必要とする。これを本コンプレックス自家用として保有する。

e. 硫黄

年間 9,250トン分は、委託輸送するものとし、したがってコンプレックス側範囲に含まれないものとする。

f. 原料炭および燃料炭の輸送のための自家用貨車（または車輛）は、石炭供給側にて所有しており、本コンプレックス範囲には含まないものとする。

3) 機関車

原料、燃料石炭および製品貨車等のコンプレックスでの操車のため、コンプレックスの自家用機関車2台を保有する。

4) 道路

コンプレックスサイト新設にともない、道路の新設及び既設路線の変更を行うものとする。

a. 道路 長さ 2.5 km、 路幅 18 m

b. 道路 長さ 3.5 km、 路幅 9 m

c. 道路 長さ 2.3 km、 路幅 9 m

d. 包圍道路の路線変更

4.2.2 工業用水配管

本コンプレックスに必要とされる工業用水は、サイト東北に位置する南郊画匠営子の浄水場にて一次処理されたのち、2本の送水配管を通じてコンプレックスサイト内に設けた 3,000 m^3 の貯水池に導入される。この2本の送水管およびそれ以降の設備は本コンプレックスの範囲内に含まれる。

工業用水量 : 約 3,000 m^3/h

工業用水送水管 (2本) : 距離20km

4.2.3 工場排水およびスラグの排出管

工場の排水は、コンプレックス内の総合排水処理設備から昆都侖河まで排水管を敷設し排出する。

また、石炭ガス化および石炭ボイラから排出されるスラグおよび灰分は水スラリー状としたあと、別途に敷設した配管により、サイト東南にあるスラグ用地まで送出される。

排水量 : 約 1,200 m^3/h

排水管 : 2.2 km

スラグスラリー量 : 約 60 m^3/h

スラグスラリー用配管 : 7 km

4.2.4 外部電力受電ケーブル

本コンプレックスへの外部電力は麻池変電所および張家営子変電所の2回路より供給される。この電力受入れのためのケーブル敷設(架空)は以下のとおりである。

コンプレックス最大受電量 約49,000KW

麻池変電所回路 110KV 距離10km

張家営子変電所回路 110KV 距離22km

4.2.5 電話回線

包頭市内公共回線とコンプレックス内回線を継ぐ電話回線を敷設する。

1) 6孔地下電線管 5 km

2) 架空ケーブル回線 7 km

3) プラスチック被覆ケーブル	200 対	7.5km
4) プラスチック被覆ケーブル	100 対	10 km
5) プラスチック被覆ケーブル	50 対	6 km
6) プラスチック被覆ケーブル	30 対	2 km
7) プラスチック被覆ケーブル	10 対	8 km
8) 中継線	60 対	

4.2.6 社宅、厚生設備

本コンプレックス関連の職員住宅を、コンプレックス北方の居住区に建設する。

本計画の根拠としては、コンプレックスに従事する職員 2,500人の50%の人員を基礎数値とし、人員1名当りの建築面積は30㎡/人とし、これにより総建築面積は37,500㎡とする。

5. コンプレックス全体レイアウト

神木石炭化学コンプレックス全体プロットプランを図VII-18ならびに図VII-28に示す。
コンプレックスプロットプラン作成にあたっては、下記の基準を考慮するとともに、
その他同種のプラントの設計において、国際的に認められた規格または規準も考慮する
ものとする。

- 1) 中国国家規準建築設計防火基準 (GBJ16-87)
- 2) 石油精製化学工業企業設計防火規定 (YHS 01-78)
- 3) 中国化学工業部批准
化学工業企業プロットプラン輸送関係設計基準 (HGJ1-85 試行)

5.1 工場内プロットプラン

工場内プロットプラン作成にあたっては、プロセスエリア、ユーティリティエリア、
製品貯蔵および付帯設備エリアに分け、各々がブロックを形成する様に考慮する。

全般プロットプランについては、関連するインフラストラクチャーとの関係を考え
ながら、中心部にプロセスエリア、その周辺にユーティリティエリアと付帯・貯蔵エ
リアをまとめて配置する。

以下に各エリア毎の特記事項について述べる。

(1) プロセスエリア

- ① 石炭ガス化は、各プロセスユニットに共通な性格を持つものであるから、これ
を共通に一つに纏めガス化センターとする考え方を取り入れる。
- ② ガス精製以降については、各プロセス系統ごとに配列する。
- ③ コントロールルーム、電気室は、各プロセス系統毎に設置することとし、共通
で一個所に纏めることはしない。

各プロセス毎のB/L内プロットプランについては図VII-19~27に示す。

(2) ユーティリティエリア

- ① ボイラーは石炭燃料貯蔵の利便性のため、石炭ガス化の近くで、かつ工場地区
の年間主導風向の風下側に設ける。
- ② 循環水冷却塔は年間主導風向の風下側に設け、また装置的に大きくなり過ぎる
のを避けるため、分割設置する。
- ③ 水処理関係等比較的小さなユニットは、サイト内の北側にまとめる。

(3) 製品貯蔵・付帯設備エリア

① 排水処理、製品貯蔵エリア等の外部インフラストラクチャーとの関連の深いものについては、その引き込み方向に便利な位置に配置する。

② 鉄道引き込み

- ・ 操車用の線路は全てフェンス外として本線沿いに設ける計画となっている。
- ・ 操車用地は包頭駅の西側に位置させるのがコンプレックス内の引き込み線との関係が良く、本計画ではこれを採用するが、他の外部要因等が生じ不都合な場合は東側に設けることも十分可能である。

③ 正門は北側に設置し、社宅から直に跨線橋を渡って入れるよう考慮する。

④ 付帯設備のうち次の設備の所要面積は以下のとおりとする。

・ 総合事務所	4,000㎡	4階建
・ 食 堂	3,000㎡	1階建
・ 交替宿舎 (救急センターを含む)	950㎡	2階建
・ 来客用宿舎	950㎡	2階建
・ 消 防 所	1,000㎡	1階建
・ 予備品倉庫 (化学品、事務品用倉庫兼用)	7,700㎡	4階建

(注) その他建物として合計で 1,000㎡見込む

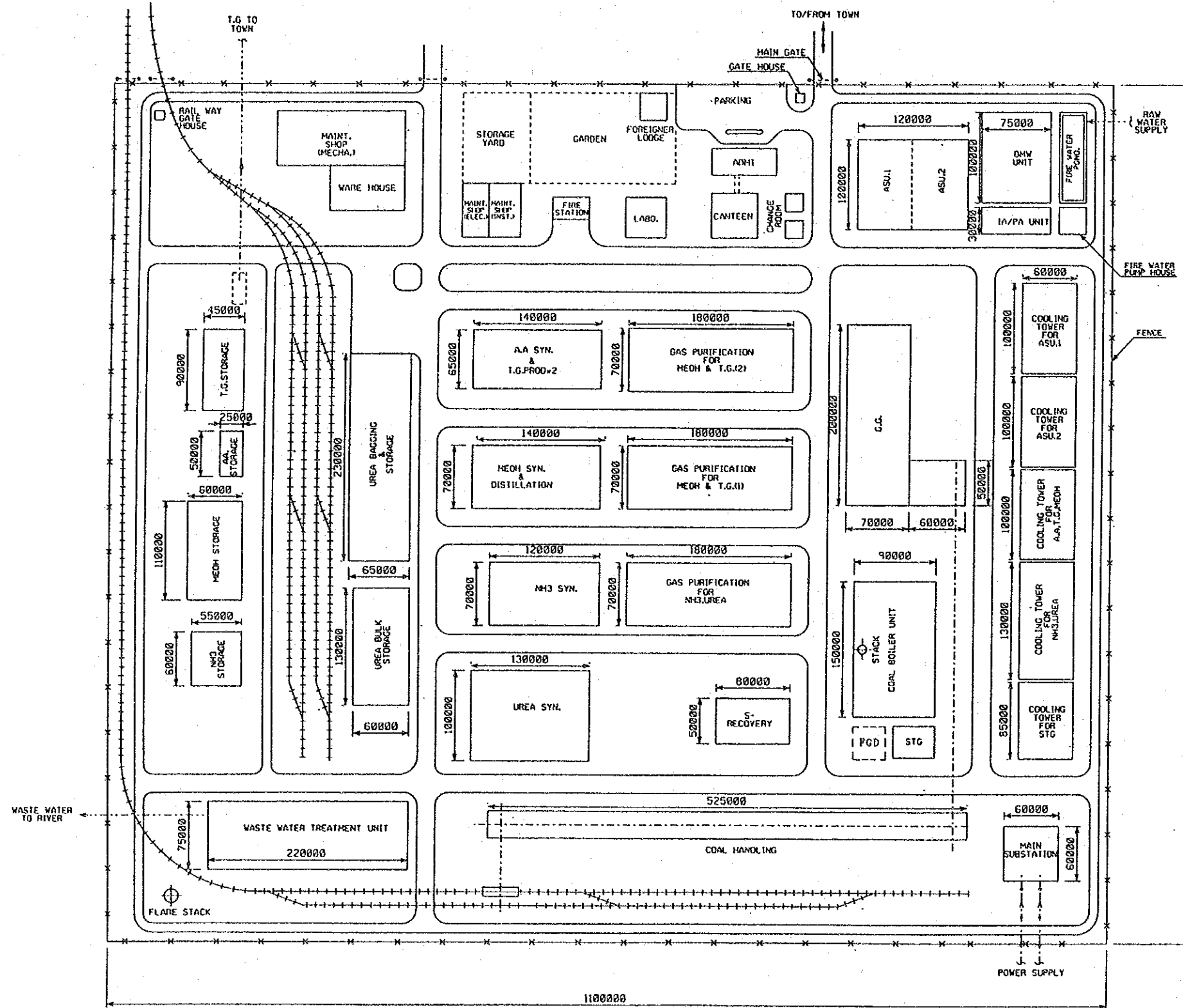
⑤ 道路

・ フェンス北面外部	18m巾道路
・ フェンス西面外部	9m巾道路
・ フェンス内主道路(南北道路)	18m巾道路

5.2 コンプレックス工場関連設備

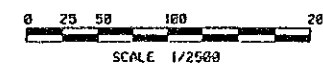
コンプレックス位置および関連インフラストラクチャー位置は図VII-29のとおりである。コンプレックス敷地の位置は正門・社宅間道路の位置を充分考慮した所、既に包頭市が実施した土質調査の対象範囲とほぼ一致する結果となっている。(コンプレックス敷地配置図VII-18を参照)

図VII-18 神木炭石炭化学
コンプレックス配置

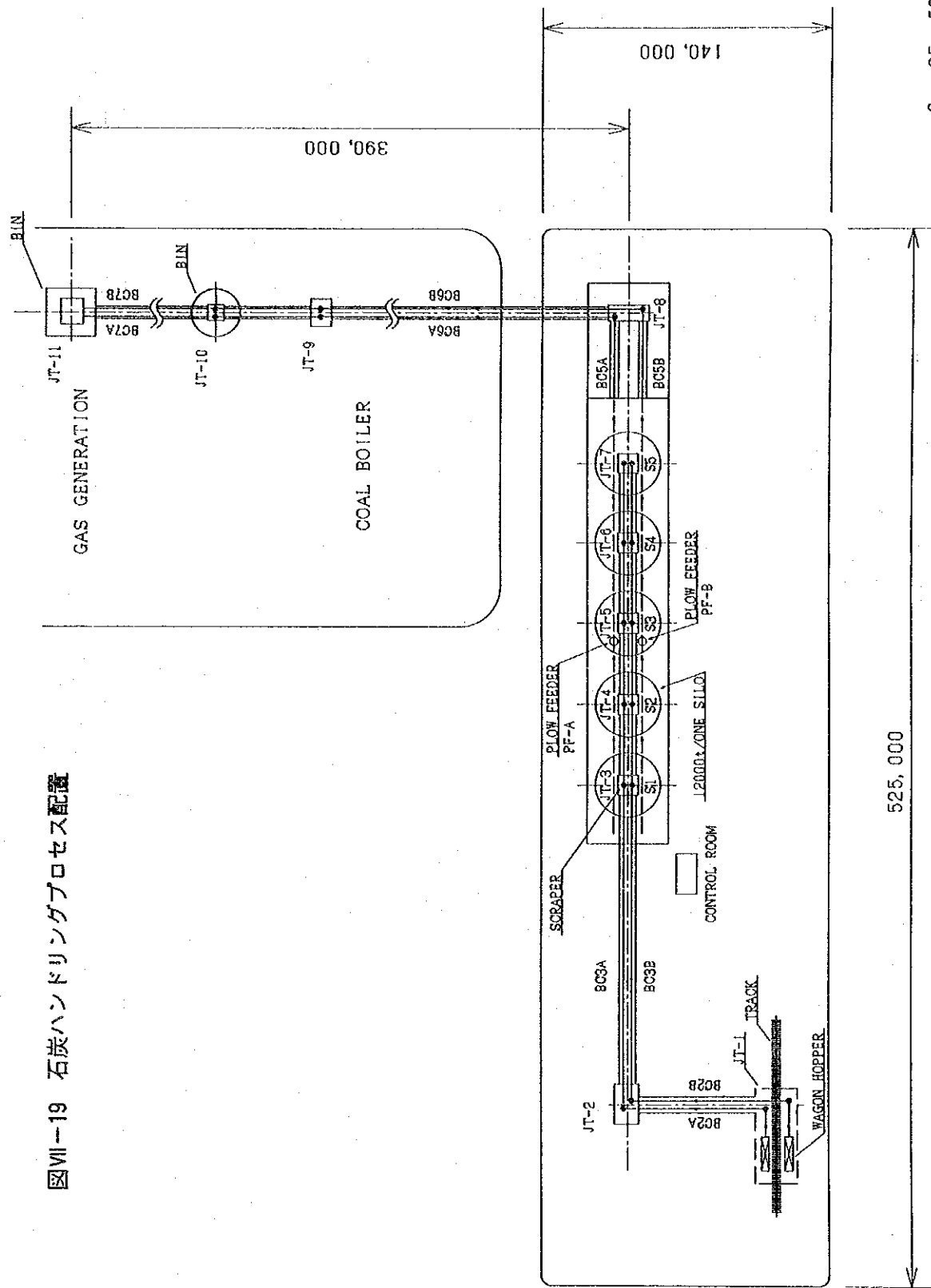


(ABBREVIATION)

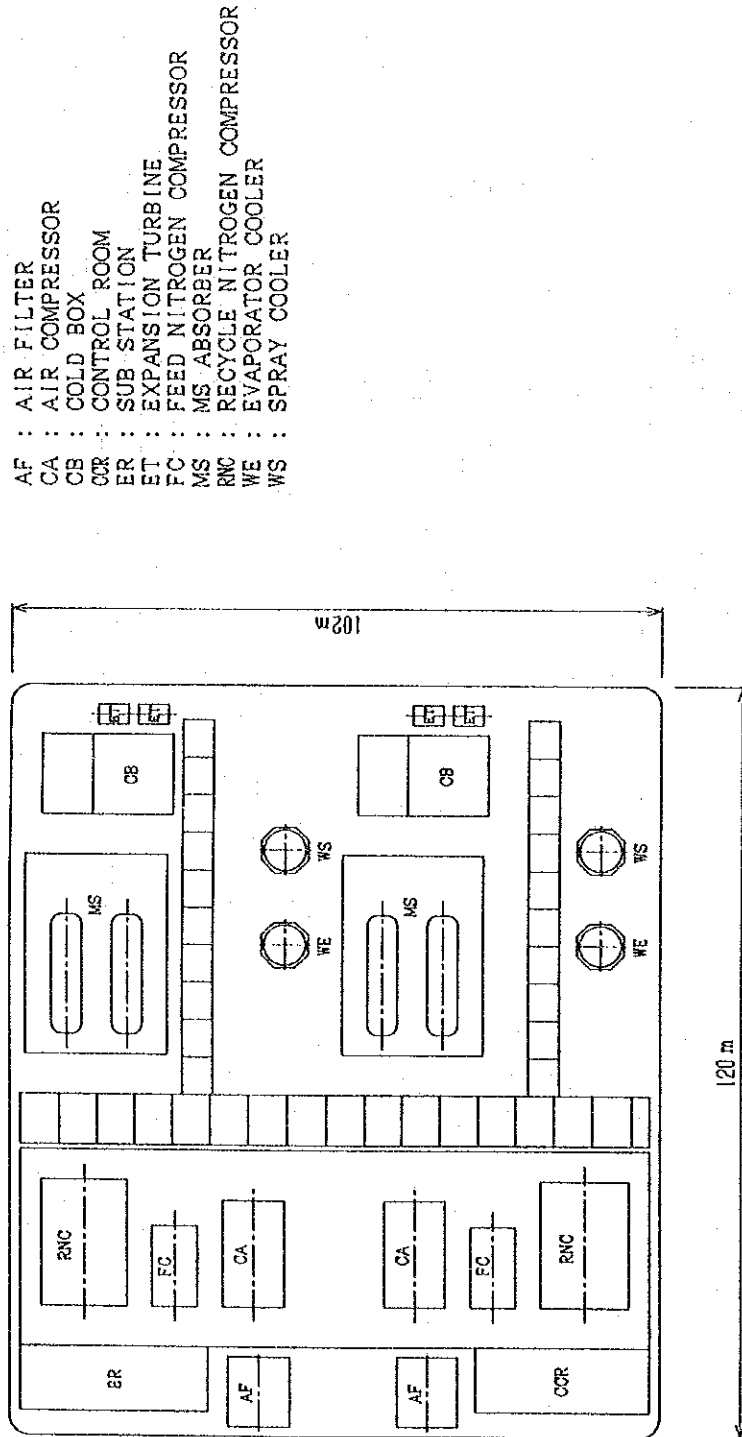
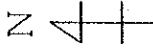
- A.A. SYN. : ACETIC ACID SYNTHESIS
- T.G. PROD. : TOWN GAS PRODUCING UNIT
- NH₃ SYN. : AMMONIA SYNTHESIS
- MEOH SYN. : METHANOL SYNTHESIS
- G.C. : GAS GENERATION (COAL GASIFICATION CENTER)
- ASU : AIR SEPARATION UNIT
- STG : STEAM TURBINE GENERATOR (POWER PLANT)
- DMW : DEMINERALIZED WATER PRODUCING UNIT
- FGD : FLUE GAS DESULFURIZATION



図VII-19 石炭ハンドリングプロセス配置



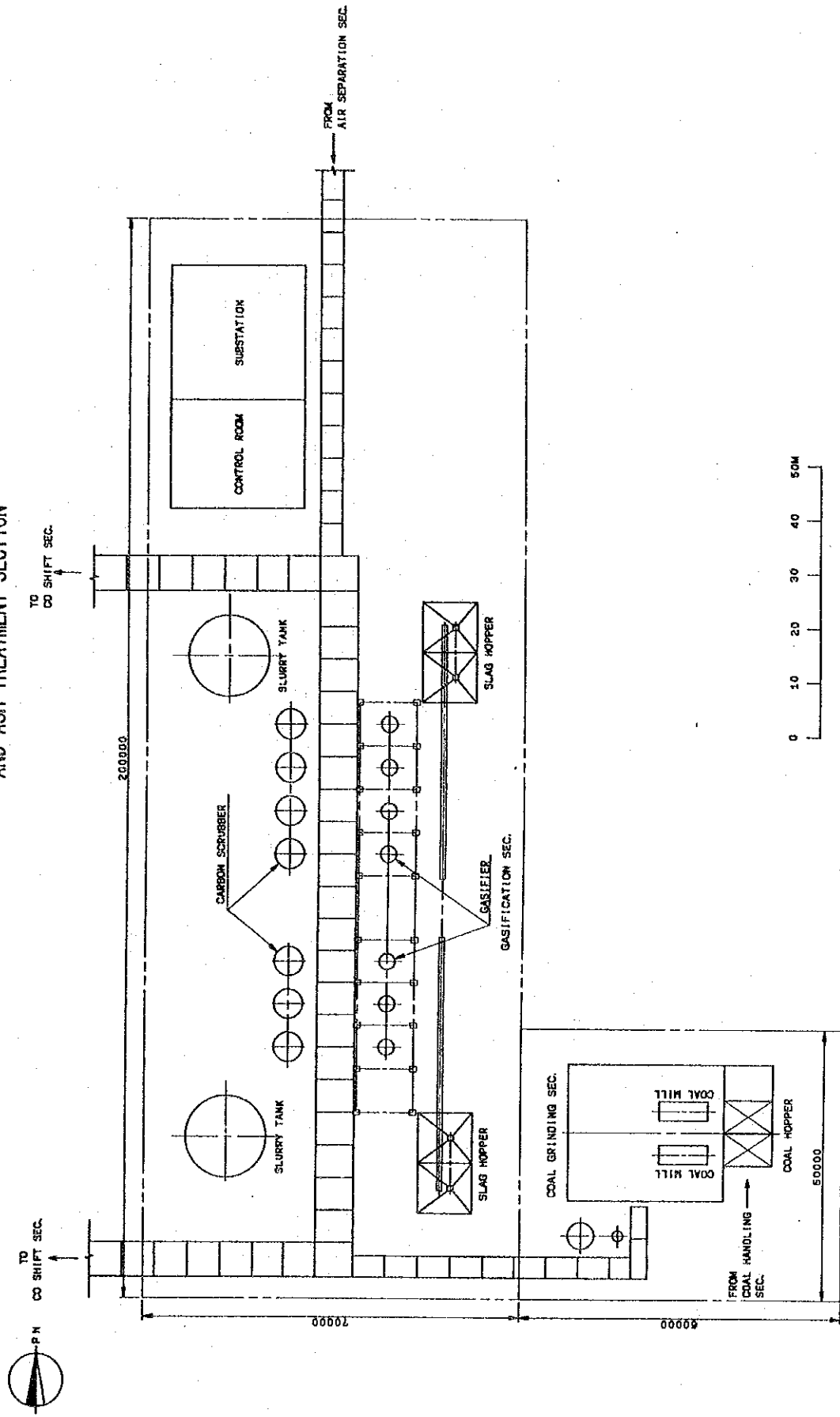
図VI-20 空気分離装置プロセス配置



- AF : AIR FILTER
- CA : AIR COMPRESSOR
- CB : COLD BOX
- CCR : CONTROL ROOM
- ER : SUB STATION
- ET : EXPANSION TURBINE
- FC : FEED NITROGEN COMPRESSOR
- MS : MS ABSORBER
- RNC : RECYCLE NITROGEN COMPRESSOR
- VE : EVAPORATOR COOLER
- WS : SPRAY COOLER

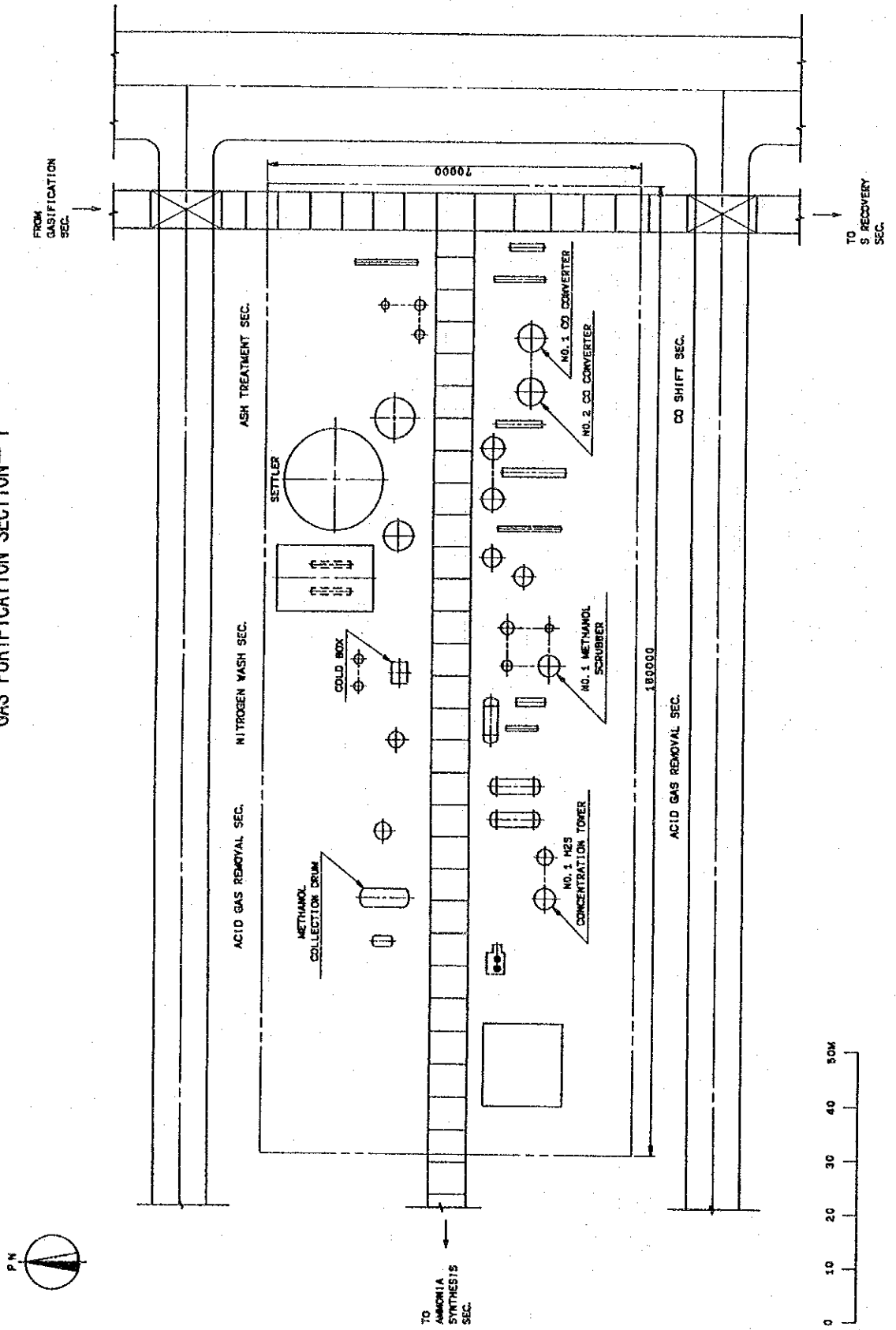
図VII-21(1) 石炭ガス化プロセス配置

COAL GRINDING, COAL GASIFICATION
AND ASH TREATMENT SECTION



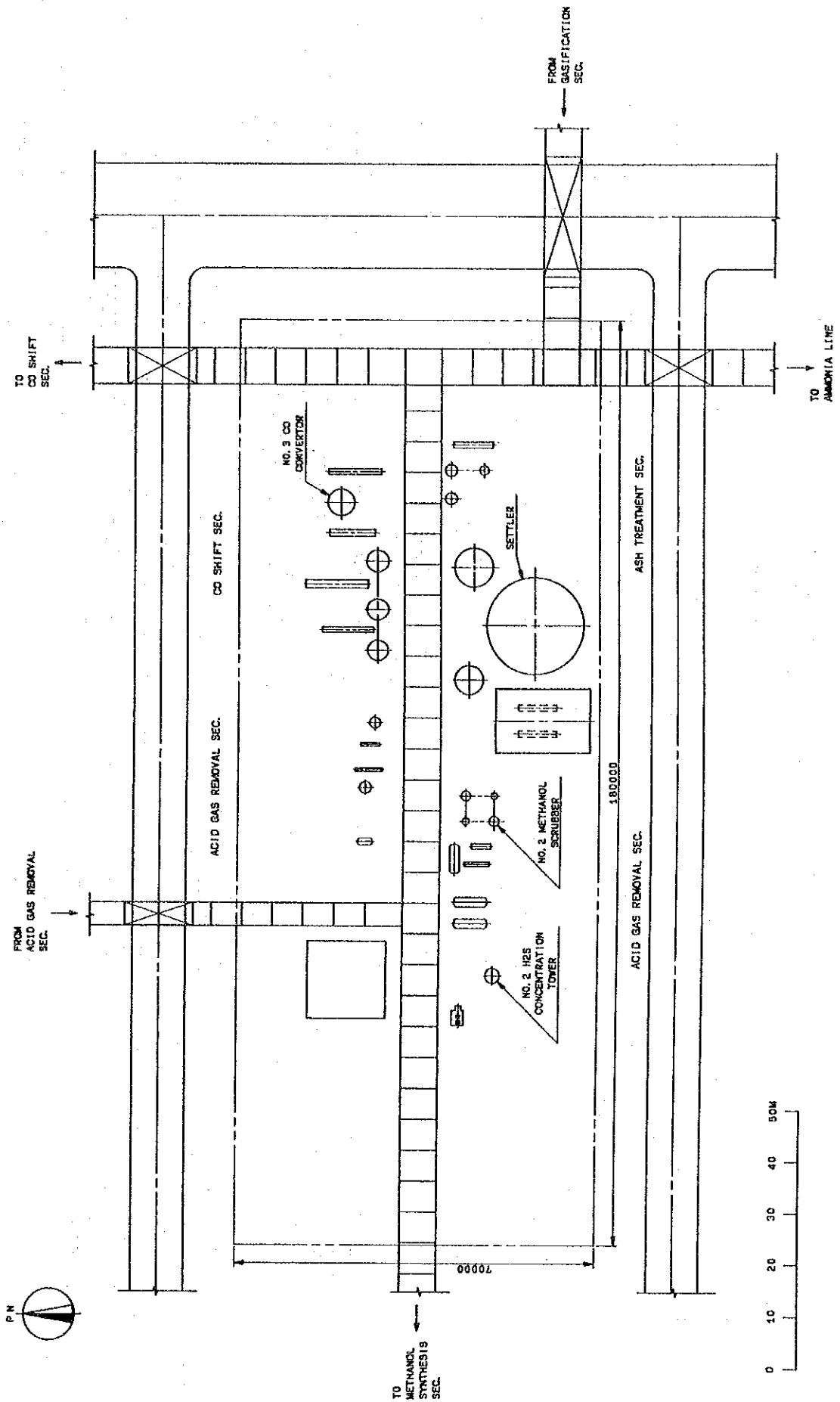
図VII-21(2) 石炭ガス化プロセス配置

GAS PURIFICATION SECTION-1

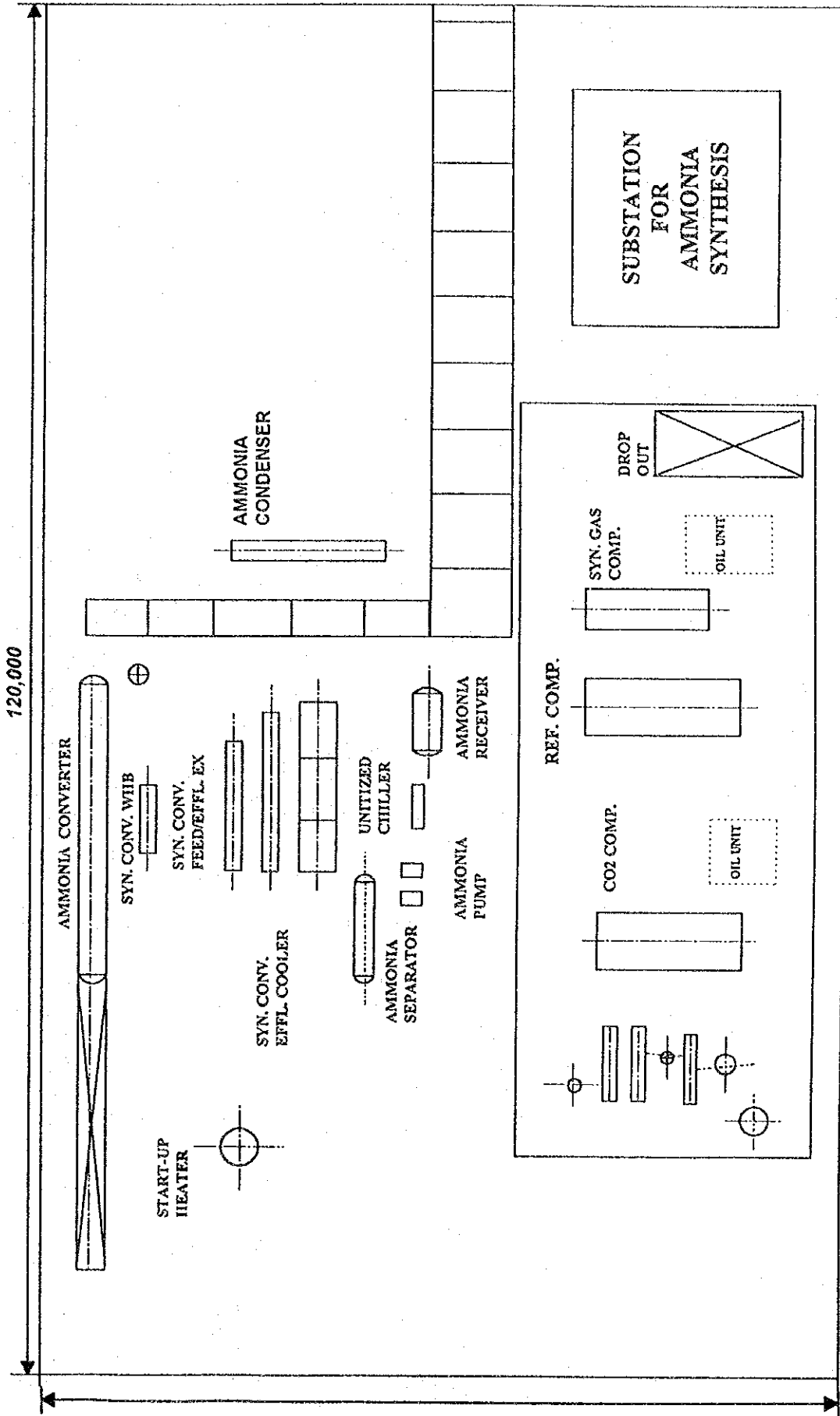


図VII-21(3) 石炭ガス化プロセス配置

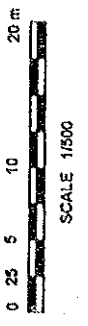
GAS PURIFICATION SECTION - 2



図VII-22 アンモニア合成プロセス配置

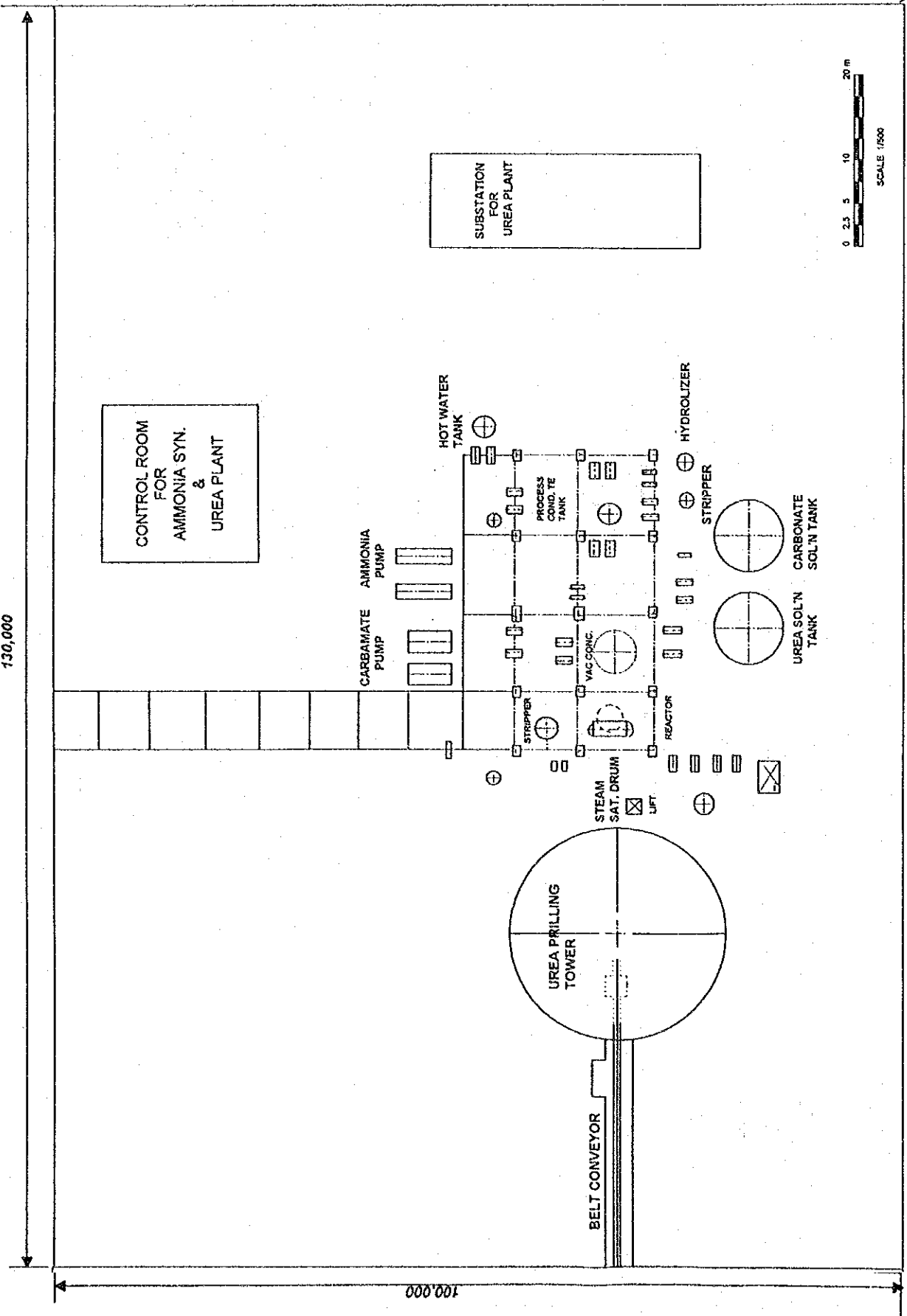


000'02
VII-149

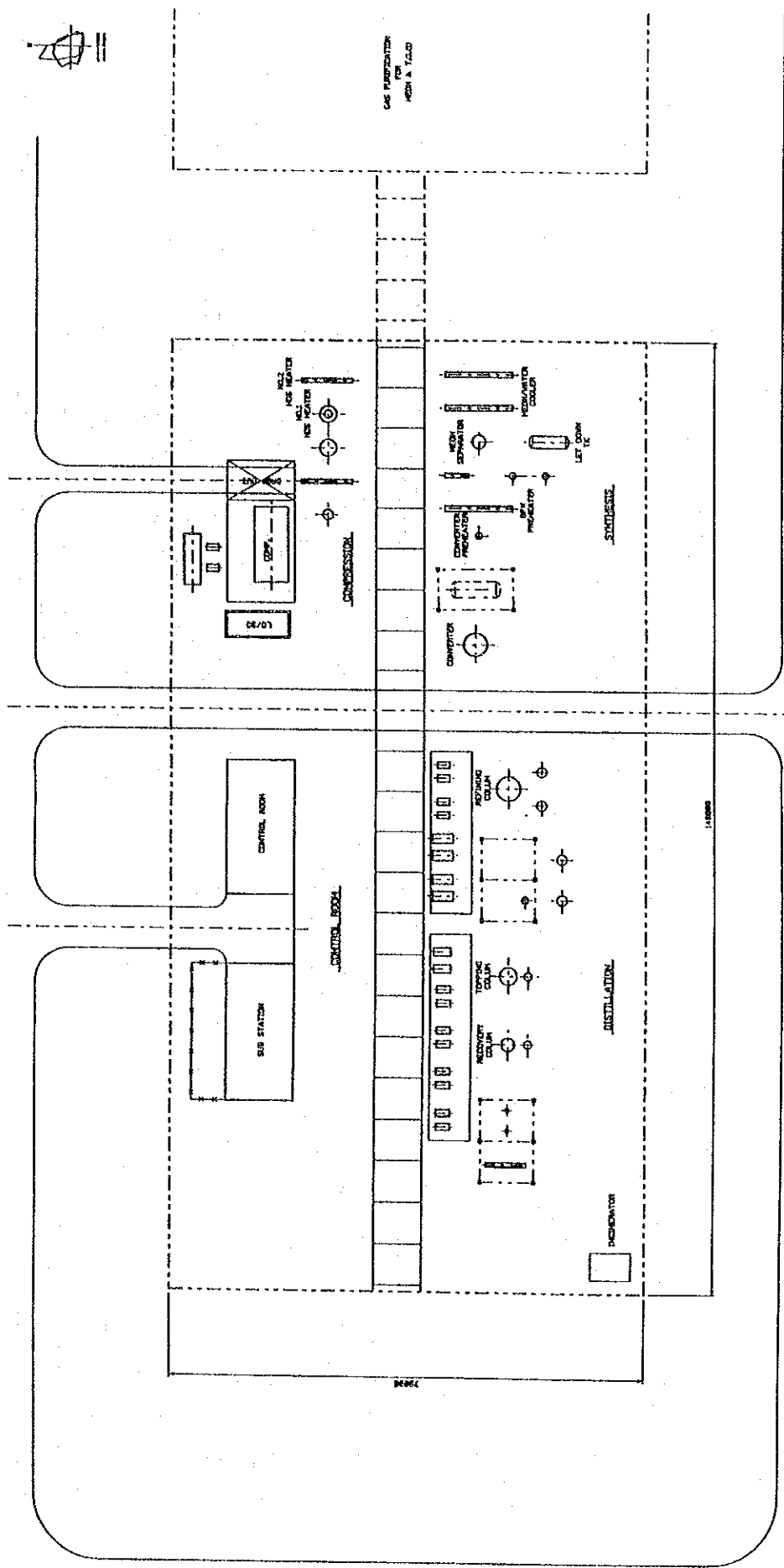


図VII-23 尿素合成プロセス配置

130,000



図VII-24 メタノール合成プロセス配置



図VII-25 酢酸合成プロセス配置

