

6.4 プラントの概要

6.4.1 プラント構成

石炭液化プラントは、下記に示すように、プロセスユニット、用役設備、原料受入・貯蔵・製品出荷設備、第1次付帯設備、第2次付帯設備から構成される。

プロセスユニット	石炭前処理設備 液化反応設備 液化油蒸留設備 溶剤水素化設備 液化粗油アップグレーディング設備
用役設備	自家発電設備（含. 蒸気製造） 受配電設備 圧縮空気設備 用水設備
受入・貯蔵・出荷設備	石炭受入・貯蔵設備 硫化鉄受入・貯蔵設備 硫化鉄触媒製造設備 製品・副製品貯蔵・出荷設備 その他貯槽類
第1次付帯設備	水素製造設備 副生品回収設備 排水処理設備
第2次付帯設備	建屋類 フレアー設備 防消火設備 共通土木・ラック・パイプ

各設備の概要を以下に記述する。

6.4.1.1 プロセスユニット

プロセスユニットの概要は、前項「6.3 プロセスユニットの概念設計」に記述した通りである。

6.4.1.2 用役設備

6.4.1.2.1 全般

基本的な考え方は以下の通りである。

- (a) 石炭液化各設備の運転を支えるため本プラントには各種の用役設備を配備する。
- (b) 本プラントでは、原水を除き、他の全ての用役を自製する。
- (c) 本プラントで使用する主要用役の種類・仕様を表6.4-1に示す。

なお、プラント全体の使用量一覧は別項で表6.4-10に示す。

表6.4-1 主要用役の種類・仕様・用途

種類	仕様	用途
電力	6.6kV, 3.3kV, 380V以下	重電機器等用 一般機器等用・計装・照明等用
酸素	純度 $\geq 99.8\text{vol}\%$	石炭ガス化用
窒素	圧力 5kg/cm ² G	プロセス用
空気	圧力 5kg/cm ² G	プロセス用、計装用
蒸気	圧力 45kg/cm ² G 15kg/cm ² G 5kg/cm ² G	石炭ガス化用 液化設備用、アップグレーディング設備用 設備全般、保温用
燃料	プラント内回収燃料ガス ボタ	予熱炉、加熱炉用 自家発電用
用水	冷却水 純水 飲料水	各種機器用 プロセス用、ボイラー用

6.4.1.2.2 自家発電設備（含、蒸気製造）

自家発電設備は、本プラント内の各設備に必要な電力を供給する設備である。また、併せて、本プラント内の各設備に必要な高圧蒸気（45kg/cm²G）、中圧蒸気（15kg/cm²G）を供給する設備である。

(1) 計画条件

(a) 工場用供給電力 : 151,389 kW

(b) 工場用供給蒸気

① 高圧蒸気(45kg/cm²G) : 133 t/h

② 中圧蒸気(15kg/cm²G) : 104 t/h

(c) 使用石炭（ボタ）性状

発熱量（低位） : 2,069 kcal/kg

灰分 : 69 wt% dry

全硫黄 : 0.4 wt% dry

全水分 : 5 wt%

(2) 設備概要

(a) 設備型式

① ボイラー : ボタの燃焼が可能な循環流動層ボイラー

② タービン : 発電と蒸気供給が可能な再熱再生抽気復水タービン発電機

(b) ボイラー概略仕様

① 基数 : 2 基

② 主蒸気 : 177 kg/cm²G 569 °C 395 t/h

③ 再熱蒸気 : 34 kg/cm²G 541 °C 215 t/h

④ 石炭使用量 : 244 dry t/h(122t/h ×2 基)

⑤ 石灰石使用量 : 5.8 dry t/h(2.9t/h ×2 基) (脱硫用)

(c) タービン発電機概略仕様

① 基数 : 1 基

② 発電出力 : 165,000 kW (内、自家発電設備内動力 13,000 kW)

③ 主蒸気 : 170 kg/cm²G 566 °C 756 t/h

④ 再熱蒸気 : 31 kg/cm²G 538 °C 414 t/h

⑤ 工場用抽気量 高圧蒸気(45kg/cm²G) : 133 t/h(温度 310°Cで工場供給)

中圧蒸気(15kg/cm²G) : 104 t/h(温度 200°Cで工場供給)

(d) 変電設備

- ① 発電電圧66kVを15kVに変電し受配電設備に供給

(e) 石炭、石灰石貯蔵供給設備

- ① 石炭貯蔵量 : 6,164 wet t(1日分)
② 石灰石貯蔵量 : 984 wet t(7日分) *全水分 1% 前提

(f) 環境対策

- ① 循環流動層ボイラーによる炉内脱硫および低温燃焼により SO₂、NO_x 環境規制値をクリアー (SO₂ ≤ 550 mg/m³ NO_x ≤ 240 mg/m³)
② 電気式集塵装置にて煤塵除去

6.4.1.2.3 受配電設備

受配電設備は、自家発電設備からの電力供給を受け、本プラント内の各設備が使用する電力を配給する設備である。

また、予備電源（本プラント所要電力100%供給）として公共変電所からの受電も可能とする。

(1) 計画条件

受配電量および品質

- ① 受配電量：151,389 kW
- ② 品質：自家発電供給電圧 15 kV 周波数 50 Hz
公共変電所供給電圧 110 kV 周波数 50 Hz

(2) 主要設備概要

(a) 公共変電所給電点受送電設備（設備管理責任は電力会社負担）

- ① 公共変電所 110kV受送電盤
- ② 110kV 空中架線受電線：1 系統 架線距離 5 km

(b) プラント内受送電設備

- ① 主変電設備：110 kv受電盤、110 kV/15 kVトランス
15 kV/6.6 kV トランス
- ② 6.6kV電気室への送電線：3 系統
- ③ 電気室：3 箇所
- ④ 電気室内変電設備：6.6 kV/3.3 kV・380V・220Vトランス

(c) プラント内受配電系統

図6.4-1に電力ブロックフローを示す。

(d) 非常用電源

- ① 計装用非常電源UPS+CVCF：100 kW

(e) その他

非常時の動力用電力は予備電源系統からの供給とする。

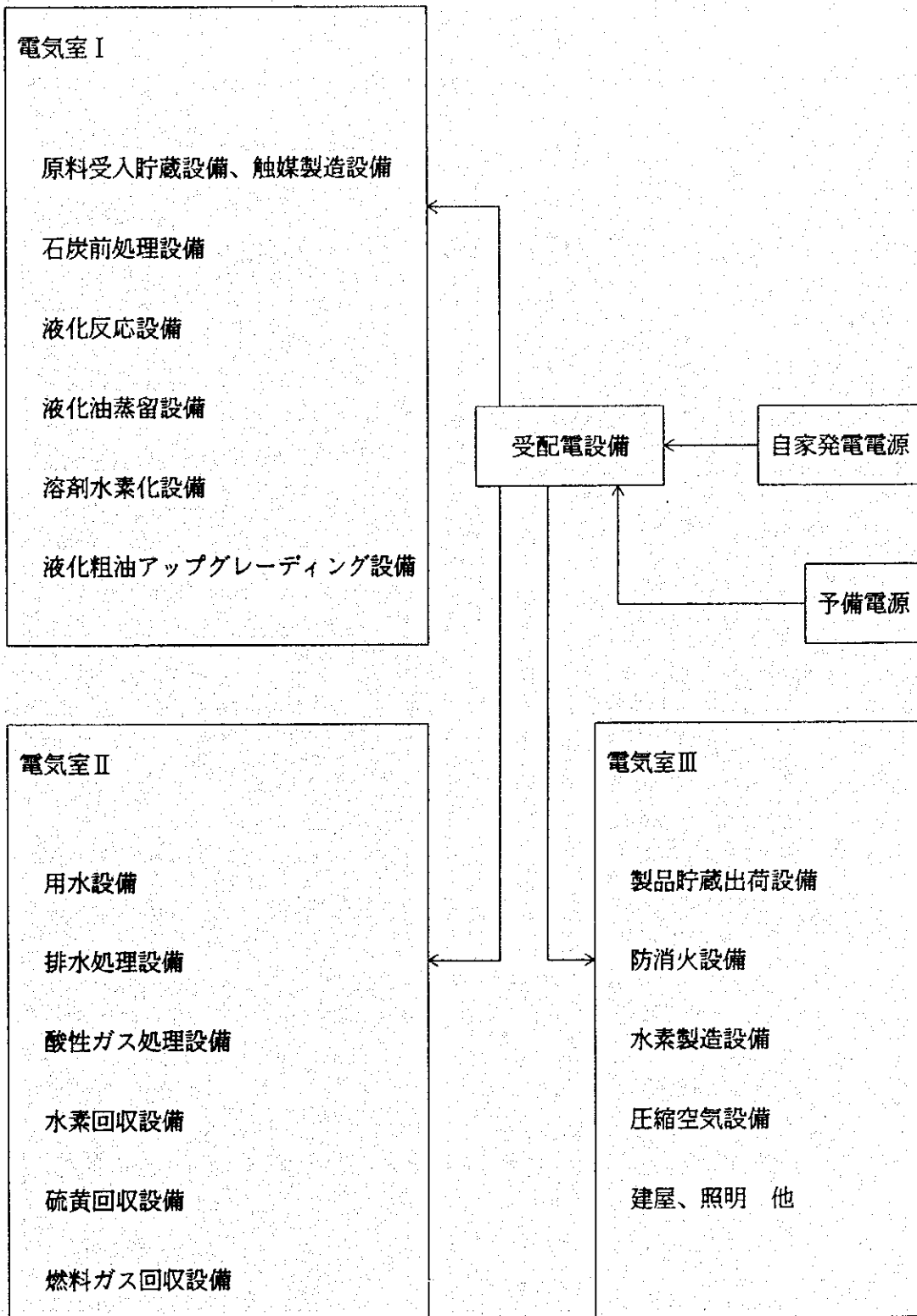


図6.4-1 電力ブロックフロー

6.4.1.2.4 圧縮空気設備

圧縮空気設備は、本プラント内の各設備に必要なプロセス用空気及び計装用空気を供給する設備である。

(1) 計画条件

冬季は厳寒になるためプロセス用空気も計装用空気と同じ露点仕様とする。

(2) 設備概要

(a) 設備規模

- ① 供給量 : 3,640 Nm³/h
- ② 供給圧力 : 7 kg/cm²G
- ③ 供給温度 : 30 °C
- ④ 露点 : -40 °C

(b) 主要機器構成

- ① 濾過器
- ② 圧縮機
- ③ 吸着脱湿器
- ④ 空気ホルダー

6.4.1.2.5 用水設備

石炭液化工場の用水は、図6.4-2の用水・排水フローに示すように、松花江からの原水の取水に始まり、石炭液化工場までの送水配管での送水、工場内での浄化処理の後、ガス洗浄などプロセス水、プラントの冷却水などに使用される。

用水設備の計画を以下に記述する。

(1) 取水・送水設備

松花江からの原水の取水は、冬季に松花江が結氷するため4m以上の水深が必要なことから、ハルピン気化廠の現取水地点の付近で取水する。その後、石炭液化工場が敷設する送水配管で送水する。

設備概要

- (a) 取水地点 : ハルピン気化廠の現取水地点の付近
- (b) 取水量 : 2,110 t/h
- (c) 取水設備 : 取水口
: 取送水ポンプ
- (d) 送水配管 : 配管長 13 km
: 配管口径 1,000 mm Φ
: 配管数 1

(2) 浄化処理設備

受入れた原水を工場内の用途に応じて処理するもので、凝集、沈澱、濾過などの一次処理およびプロセス用、ボイラー用の純水製造、生活給水などの二次処理を行う。

水質の計画条件

- (a) 原水水質 : pH 7付近 濁度 max. 65mg/ℓ 硬度 max. 90mg/ℓ (表5.4-2 参照)
- (b) 給水水質 純水 : 電気伝導度 1 μ S/cm程度
機器冷却水 : 濁度 max. 20mg/ℓ

設備概要

- (a) 原水処理設備 : 処理量 2,110 t/h (凝集沈澱濾過)
- (b) 純水製造設備 : 製造量 610 t/h
(濾過水処理量 純水610 + 再生用65=675t/h)
- (c) 浄水給水設備 : 浄水製造量 5 t/h (濾過水を塩素消毒処理した生活水)
- (d) 消火用給水設備 : 緊急時に濾過水を消火用水として給水する設備
ポンプ仕様 : 4,300t/h \times 2台 (ディーゼルエンジン併用型)

(3) 再冷設備

間接冷却水として使用した水を回収し冷却して循環再使用するもので、プラントからの戻水は冷却塔へ揚送して冷却した後、プラントへ給水する。

計画条件

- (a) プラントからの戻水温度 40 °C
- (b) プラントへの給水温度 30 °C
- (c) 循環水量 50,280 t/h
- (d) 補給水量 1,430 t/h

設備概要

- (a) 冷却塔 : 冷却能力 40°Cの循環水 50,280t/hを30°Cに冷却
- (b) 冷水槽 : 容量 循環水量の20分相当

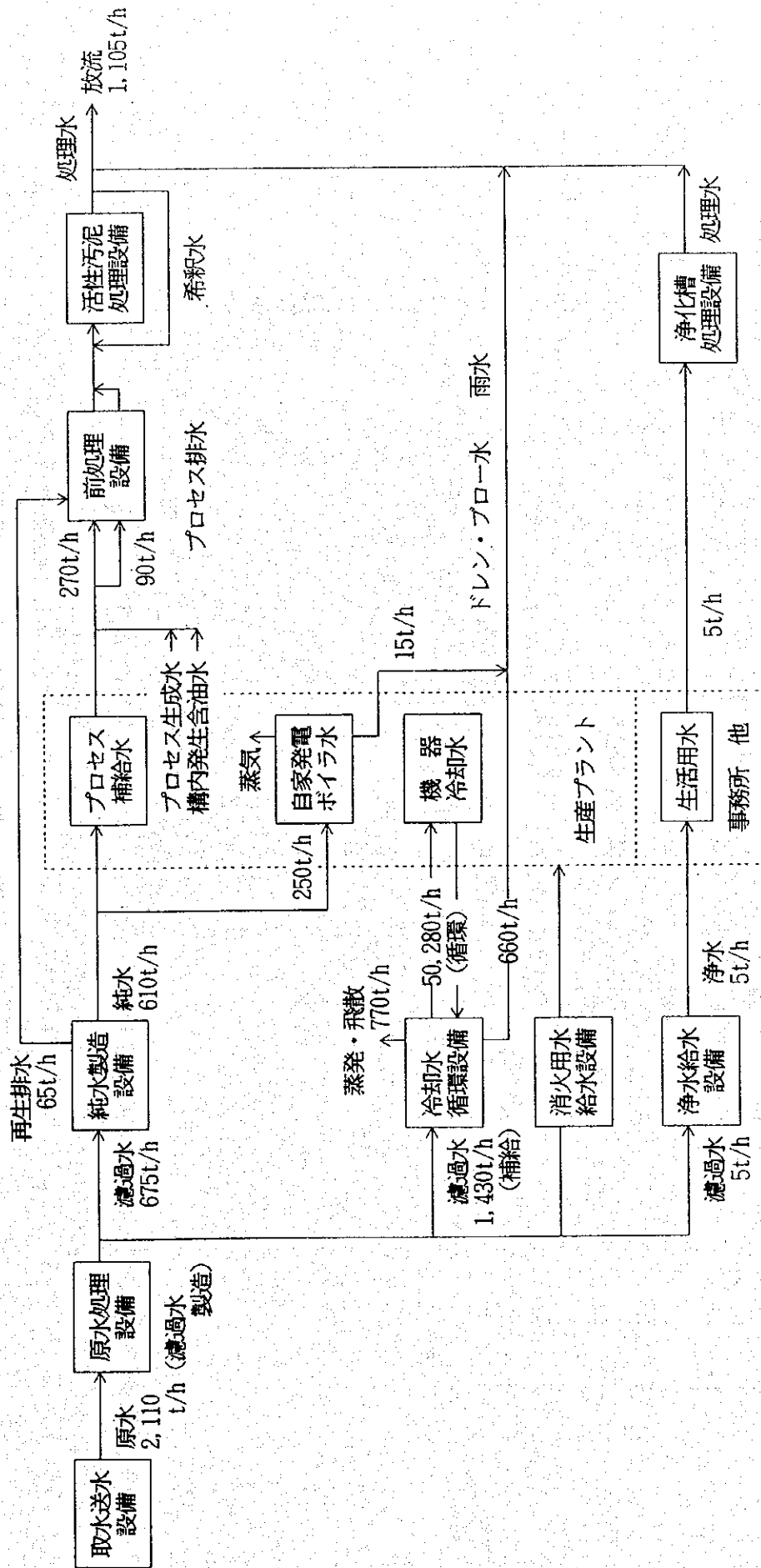


図6.4-2 石炭液化工場用水・排水フロー

6.4.1.3 受入・貯蔵・出荷設備

6.4.1.3.1 全般

基本的な考え方は以下の通りである。

(a) 石炭液化各設備の運転を支えるため、本プラントには液化及び水素製造用石炭、液化反応触媒用硫化鉄の受入・貯蔵設備、並びに液化製品、副製品の貯蔵・出荷設備、その他の貯槽類を配備する。

(b) 本プラントでは、下記を主要原料及び主要製品とすることで計画する。

- | | |
|------------------|------------------------------|
| ① 液化用及び水素製造用原料石炭 | : 依蘭炭 (灰分 ≤ 10 wt% dry) |
| ② 液化反応触媒用硫化鉄 | : 西林硫化鉄 |
| ③ 水素製造用原料ガス | : プラント内回収燃料ガス |
| ④ 液化製品 | : ガソリン、ディーゼル軽油 |
| ⑤ 副製品 | : LPG、フェノール、アンモニア、硫黄 |

6.4.1.3.2 石炭受入・貯蔵設備

(1) 基本的考え方

(a) 液化及び水素製造用ガス化に用いる石炭全量を近接する依蘭炭鉱よりトラックで本プラント内に受入れ、使用することで計画する。

(b) 石炭液化及び水素製造用ガス化に用いる石炭は一括して扱う。

(c) 受入及び貯蔵は下記を前提とする。

- ① 受入：毎日、トラックで搬入
- ② 在庫：約1日分 (約8,040 wet t)

(2) 使用量 (品質は表6.1-1 参照)

- | | |
|---------------|-----------------------------------|
| (a) 液化用 | : 5,880 wet t/d |
| (b) 水素製造用ガス化用 | : 2,160 wet t/d |
| (c) 合計 | : 8,040 wet t/d (水分 $\leq 15\%$) |

(3) 主要設備構成

- ① ダンプ受入ピット : 60 wet t \times 4槽
- ② ピット払出設備 : 110 wet t/h \times 4系列
- ③ 貯蔵サイロ : 4,100 wet t \times 2基
- ④ 液化用供給設備 : 190 wet t/h \times 2系列
- ⑤ ガス化用供給設備 : 70 wet t/h \times 2系列

6.4.1.3.3 硫化鉄受入・貯蔵設備

(1) 基本的考え方

- (a) 硫化鉄全量を佳木斯からトラック輸送で受入れ、使用することで計画する。
- (b) 受入及び貯蔵は下記を前提とする。

- ① 受入：毎日、トラックで搬入
- ② 在庫：約7日分（約1,700 wet t）

(2) 使用量

約247 wet t/d

(3) 主要設備構成

- ① ダンプ受入ピット：60 wet t ×2槽
- ② ピット払出設備：40 wet t/h×2系列
- ③ 貯蔵ホッパー：1,700 wet t ×1基
- ④ 供給設備：10 t/h×2系列

6.4.1.3.4 硫化鉄触媒製造設備

硫化鉄を乾式粉碎後、循環溶剤と湿式攪拌粉碎を行い、更に助触媒（硫黄）を混合して液化触媒を製造する。

(1) 製造能力及び品質

- (a) 製造能力：9 dry t/h（2.3 dry t/h×4系列）
- (b) 品質：製品粒度 X50=0.7 μm

(2) 主要設備構成

- ① 乾式粉碎機
- ② バグフィルター
- ③ 熱風発生装置
- ④ 中間槽
- ⑤ 溶剤タンク
- ⑥ 混合槽
- ⑦ 湿式攪拌粉碎機
- ⑧ スラリーポンプ
- ⑨ 製品触媒スラリータンク

6.4.1.3.5 製品・副製品貯蔵・出荷設備

(1) 製品貯蔵設備

液化工場の製品は90号ガソリンと 0号ディーゼル軽油（冬季 -35号）の2種類である。

貯蔵設備はタンクとその付帯設備（容量監視設備など）からなり、タンクの容量は工場生産量の10日分とする。それぞれ表6.4-2 に示す大きさのものを設置する。

表6.4-2 製品貯蔵設備

製品名	1日の生産量	必要 タンク総容量	設置タンクサイズ
ガソリン	898 t(1,151 kl)	12,000 kl	6,000 kl× 2基
ディーゼル軽油	1,385 t(1,584 kl)	16,000 kl	8,000 kl× 2基

(2) 製品出荷設備

製品のガソリンとディーゼル軽油を出荷する設備であり、表6.4-3 に示すように、出荷用ポンプとタンクローリーに製品を積込むローディングアーム、およびそれら監視設備等から構成される。

表6.4-3 製品出荷設備

項 目	ガソリン用	ディーゼル軽油用
ローリー容量 [kl/台]	10	10
積込時間 [h /台]	0.5	0.5
出荷時間 [h /d]	24	24
出荷可能量 [kl/d・7-L]	480	480
必要出荷量 [kl/d]	1,200	1,600
必要アーム数	3	4
設置アーム数	7	7
出荷ポンプ能力 [m ³ /h]	140	140

- ・積込み箇所（ステーション）は 7カ所とする。必要アーム数は、ガソリン、軽油用それぞれ 3台、4台ずつであるが、どのステーションからもガソリン、軽油のどちらでも、また同時に積込み可能にするため、各ステーションに両方のアームを設置し、ポンプ能力も 7アーム分とする。ローリーは通常 2kl程度の小部屋（ハッチ）に分かれており、同一ステーションでガソリンと軽油の 2本のアームで同時積込みにより積込み時間の短縮が可能となり、ローリーの待ち時間も少なくなる。

(3) 副製品貯蔵設備

外販する LPG、アンモニア、フェノール、硫黄の貯蔵設備は生産量の 5日分の貯蔵で計画する。

6.4.1.3.6 その他貯槽類

その他貯槽類として、表6.4-4 に示す貯槽を設置する。

表6.4-4 その他貯槽類

名称	用途及び考え方	貯蔵流体	容量・基数
1. 水素化前 溶剤タンク	石炭前処理～液化油蒸留設備の液 ホールドアップ量に対応する溶剤を貯蔵	初期溶剤 水素化前溶剤	7,500 m ³ ×2
2. 水素化後 溶剤タンク	全設備容量にシャットダウン時洗浄油量 を加えた量に対応する溶剤を貯蔵	水素化後溶剤	7,500 m ³ ×4
3. スラリー タンク	シャットダウン時の石炭スラリー排出量に対 応するスラリーを貯蔵	石炭スラリー	11,500 m ³ ×2
4. フラッシング オイルタンク	フラッシングオイルを貯蔵	フラッシングオイル	1,000 m ³ ×2
5. スロップ オイルタンク	プロセスユニットの液ホールドアップ量とワスベック 油量に対応するスロップオイルを貯蔵	スロップオイル	9,000 m ³ ×2
6. タンクドレン 排水受槽	タンクドレン排水を貯蔵	スロップ、スラリータンク 排水	200 m ³ ×1

6.4.1.4 第1次付帯設備

6.4.1.4.1 水素製造設備

石炭液化プラントにおける水素は、液化反応設備、溶剤水素化設備、アップグレーディング設備で使用される。

本P/Sの水素は、プラント内の水素回収設備での回収水素、燃料ガス回収設備の回収ガスから製造する水蒸気改質水素、液化残渣と石炭から製造するガス化水素で賄う。

水素バランスは以下の通りである。

消費量 : 31,205 kg/h

補給量 : 31,205 kg/h

内訳	プラント内回収水素	11,912 kg/h	} 水素製造量計 19,293 kg/h
	燃料ガスからの改質水素	3,428 kg/h	
	液化残渣、石炭ガス化水素	15,865 kg/h	

6.4.1.4.1.1 水蒸気改質水素製造設備

(1) プロセス

原料ガスと水蒸気を、高温・高圧下の改質触媒上で反応させて水素と一酸化炭素に変成し、さらに一酸化炭素を転化触媒上で水蒸気と反応させ、シフト反応により水素と二酸化炭素に変成した後、二酸化炭素を除去して高純度水素を回収する。

(2) 設備概要

設備規模と主な設備構成は以下の通りである。

(a) 設備規模	: 原料ガス処理量	8,156 kg/h
	組成	H ₂ 9.3 wt%
		CO 18.1 wt%
		CO ₂ 1.9 wt%
		C1 29.5 wt%
		C2 26.2 wt%
		C3+ 14.8 wt%
		H ₂ O 0.2 wt%
	水素製造量	3,428 kg/h

(b) 主要設備構成

- ① 脱硫設備 : 1系列 (改質触媒の劣化防止)
- | | | |
|--------------|--------------------------------|----------|
| 苛性ソーダ洗浄塔 | : 操作圧力 13 kg/cm ² G | 温度 38°C |
| Co-Mo 系触媒反応塔 | : 操作圧力 27 kg/cm ² G | 温度 380°C |
| ZnO 吸着剤反応塔 | : 操作圧力 26 kg/cm ² G | 温度 360°C |
- ② 水蒸気改質反応炉 : 1系列
- | | | |
|----------|--------------------------------|----------------------|
| Ni系触媒反応炉 | : 操作圧力 25 kg/cm ² G | 温度 380°C |
| | : 水蒸気添加量 13,230 kg/h | (水蒸気は供給純水から廃熱ボイラで製造) |
| 処理後ガス量 | : 21,386 kg/h | |
| 組成 | : H ₂ 12.9 wt% | |
| | : CO 56.0 wt% | |
| | : CO ₂ 0.7 wt% | |
| | : H ₂ O 30.4 wt% | |

以下の設備は石炭ガス化水素製造設備の生成粗ガス処理と共用

- ③ CO転化設備
- ④ 酸性ガス処理設備
- ⑤ 水素回収設備

6.4.1.4.1.2 石炭ガス化水素製造設備

石炭液化プラントでは液化残渣が発生する。この液化残渣を原料に、不足分を石炭で補充して水素を製造する。

(1) プロセス

液化残渣の軟化点が 160~170 °C と低いため、ガス化炉内の通気性の障害が懸念される固定床ガス化方式よりも噴流床ガス化方式が適切である。

噴流床ガス化方式として、TEXACO、DOW、SHELL、HYCOL の 4 法を考察し、本P/S では HYCOL 法を採用した。表6.4-5 に噴流床ガス化水素製造各法の比較を示す。

HYCOL 法水素製造については、Appendix 6.4-1参照。

(2) 設備概要

微粉碎した液化残渣と石炭をガス化剤の酸素とともにガス化炉に供給し高温で水素と一酸化炭素に分解する。生成した一酸化炭素を転化触媒上で水蒸気と反応させ、シフト反応によって水素と二酸化炭素に変成し、最後に二酸化炭素、硫化水素などの酸性ガスを除去して高純度水素を製造する。

設備規模と主な設備構成は以下の通りである。

(a) 設備規模	液化残渣処理量	64,983 kg/h(dry base)
	石炭処理量	76,500 kg/h(dry base)
	水素製造量	15,865 kg/h

(b) 主要設備構成

① 石炭ガス化設備

石炭前処理設備	: 2系列
粉碎機	: 2基(1基/系列)
供給方式	: 乾式気流搬送・加圧ロックホッパ式装入
石炭ガス化炉	: 1系列 1基
炉型式	: 一室二段旋回流方式噴流床ガス化炉
炉構造	: 水冷壁セルフコーティング方式
	: 操作圧力 40 kg/cm ² A 温度 1,500~1,700 °C
熱回収装置	: 熱回収ボイラ 1基

② 脱塵設備 : 1系列

サイクロン+ダストフィルタ+水洗塔	
	: 操作圧力(入口) 38 kg/cm ² A 温度(入口) 320 °C
	: ダスト濃度条件 入口 185g/Nm ³ 出口 10mg/Nm ³
処理後ガス量	: 210,000 kg/h
組成	: H ₂ 3.0 wt%
	: CO 87.6 wt%
	: CO ₂ 6.3 wt%
	: Cl 0.1 wt%
	: H ₂ O 0.2 wt%

以下のCO転化設備、酸性ガス処理設備、水素回収設備、硫黄回収設備は水蒸気改質水素製造設備の改質粗ガスも受け入れて一括処理する。

- ③ CO転化設備 : 1系列
 水蒸気改質粗ガスと石炭ガス化粗ガスを混合して一括処理
 CO变成Fe系触媒充填塔反応器
 COS变成Al₂O₃・Co-Mo系触媒充填塔反応器
 : 受入ガス量 231,386 kg/h
 : 水蒸気添加量 333,230 kg/h
 : 操作圧力 22 kg/cm²A 反応温度 420°C
- ④ 酸性ガス処理設備 : 1系列
 処理方式 : DEA 法
 受入ガス量 : 357,100 kg/h
- ⑤ 水素回収設備 : 2系列
 処理方式 : PSA 法
 受入ガス量 : 35,400 kg/h
 回収水素量 : 19,293 kg/h 純度≥99.8 vol%
- ⑥ 硫黄回収設備 : 1系列
 処理方式 : クラウスースコット法
 回収硫黄量 : 3,028 kg/h
- ⑦ 酸素製造設備 : 1系列
 製造方式 : 深冷分離方式
 所要酸素量 : 99,840 kg/h 純度≥99.8 vol%
 窒素は石炭液化プラント内の用役窒素として供給
- ⑧ 灰処理設備 : 1系列
 ガス化炉から副生する水砕スラグからスラグと水を分離
 水砕スラグ分離コンベアおよびクラシファイア分離

図6.4-3 に水素製造設備ブロックフローを示す。

表6.4-5 噴流床ガス化水素製造各法の比較

項目	TEXACO法	DOW法	SHELL法	HYCOL法
給炭方式	<ul style="list-style-type: none"> ・湿式フィード 	<ul style="list-style-type: none"> ・湿式フィード 	<ul style="list-style-type: none"> ・乾式フィード 	<ul style="list-style-type: none"> ・乾式フィード
炉壁構造	<ul style="list-style-type: none"> ・非水冷型耐火壁 	<ul style="list-style-type: none"> ・非水冷型耐火壁 	<ul style="list-style-type: none"> ・水冷型耐火壁 	<ul style="list-style-type: none"> ・水冷型耐火壁
ガス化炉構造	<ul style="list-style-type: none"> ・ガス化炉1室 ・炉頂中央単一バーナー下向き噴射方式 	<ul style="list-style-type: none"> ・ガス化炉2室 ・バーナー2段 ・水平対向噴射方式 	<ul style="list-style-type: none"> ・ガス化炉2室 ・バーナー1段 ・水平対向噴射方式 	<ul style="list-style-type: none"> ・ガス化炉1室 ・バーナー2段 ・旋回流噴射方式
溶融スラッグ排出法	<ul style="list-style-type: none"> ・ロックホッパー方式 	<ul style="list-style-type: none"> ・連続排出方式 	<ul style="list-style-type: none"> ・ロックホッパー方式 	<ul style="list-style-type: none"> ・ロックホッパー方式
備考	<ul style="list-style-type: none"> ・ガス化温度が1500℃以上となる依蘭炭では、非水冷炉壁ガス化炉は操作が困難 	<ul style="list-style-type: none"> ・ガス化温度が1500℃以上となる依蘭炭では、非水冷炉壁ガス化炉は操作が困難 	<ul style="list-style-type: none"> ・水冷炉壁構造のため依蘭炭ガス化温度1500℃以上の操作が可能 	<ul style="list-style-type: none"> ・水冷炉壁構造のため依蘭炭ガス化温度1500℃以上の操作が可能 ・ガス化高効率化設計 ・旋回流による石炭粒子炉内滞留時間延長 ・上下2段バーナー制御 ・スラッグの安定流下 ・下段バーナーによるガス化炉下部の高温維持

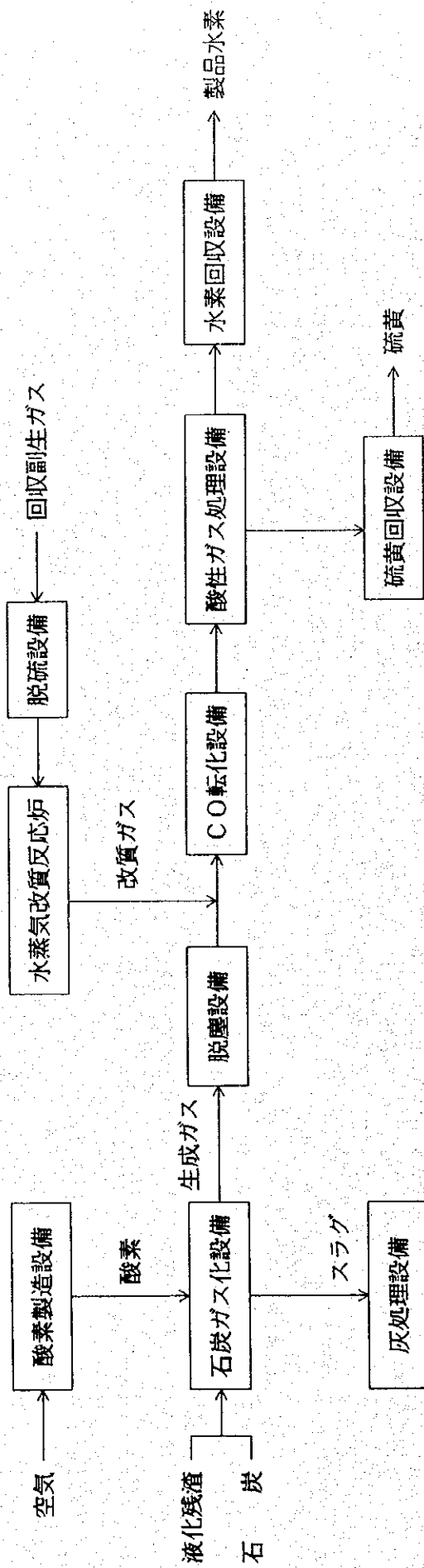


図6.4-3 水素製造設備ブロックフロー

6.4.1.4.2 副生品回収設備

石炭液化プロセスの生成ガス、生成水には、含有成分の中に、設備の安定運転のために除去する成分、環境保護の観点から系外に排出するには低減が必要な成分、分離回収することにより付加価値があり液化製品油のコスト低減に寄与する成分がある。

プロセスユニットに付帯して、これらの成分を処理する設備について以下に記述する。

6.4.1.4.2.1 酸性ガス処理設備

液化反応設備、溶剤水素化設備の循環ガスは、水素濃度を一定に保つためにその一部を系外へブリードし、高純度水素を系内に補給している。酸性ガス処理設備は、このブリードガスを受入れ、ガスを硫化水素などの酸性ガスと水素濃度の高い精製ガスに分離して、酸性ガスは硫黄回収設備に、精製ガスは水素回収設備に供給する設備である。

(1) プロセス

酸性ガスの除去法には大別して物理吸収法と化学吸収法がある。

(a) 物理吸収法は、酸性ガスをガスの分圧効果を利用して物理的にメタノールなど有機溶剤吸収液に吸収する方法である。発電用のような大規模なガス精製プラントに用いられる。

(b) 化学吸収法は、酸性ガスをアルカリ性水溶液の吸収剤に吸収する方法である。吸収剤は MEA (Monoethanol amine)、DEA (Diethanol amine) などのアルカノールアミン系の吸収液が用いられる。

本F/S では、NCOL鹿嶋150t/d石炭液化パイロットプラントで使用され実績のある化学吸収法の DEA法を採用する。

(2) 設備概要

ブリードガスは、DEA を吸収剤とした酸性ガス処理設備の吸収塔へ供給される。吸収塔で水素濃度の高いガスを分離し水素回収設備に供給する。酸性ガスは DEAに吸収され吸収塔から DEA再生塔へ供給される。再生塔で分離した硫化水素濃度の高いガスは硫黄回収設備へ供給される。硫化水素を放散した DEAは、再度、吸収塔へ戻され再使用される。

設備規模

(a) 受入ガス量	37,678 kg/h
(b) 水素回収設備への供給ガス量	36,005 kg/h
(c) 硫黄回収設備への供給ガス量	1,598 kg/h

6.4.1.4.2.2 水素回収設備

水素回収設備は、酸性ガス処理設備、液化粗油アップグレーディング設備から供給される水素濃度の高いガスから高純度水素を回収する設備である。

(1) プロセス

水素を回収するプロセスは、深冷分離法、膜分離法、PSA 法が代表的である。

石炭液化プラントの副生ガスからの水素回収に当たっては、含有諸成分に対する水素回収設備の運転性、要求される回収水素の性状、処理規模などを考慮してプロセス選定する必要がある。

表6.4-6 に水素回収プロセス各法の比較を示す。

(a) 深冷分離法は、原料ガスを $-60\sim-180^{\circ}\text{C}$ に冷却し、気液分離にて水素を回収する方法で、回収水素純度は $90\sim98\text{vol}\%$ である。水素以外の炭化水素などは低温分離時に凝固して設備トラブルの原因となるため、予め除去する必要がある。

(b) 膜分離法は、高分子膜に対する各種ガスの相対透過速度の差を利用して水素を回収する方法である。回収水素純度は $90\sim99\text{vol}\%$ であるが、透過のため回収水素の圧力は低下する。ガス処理規模は小さい。

(c) PSA 法は圧力差吸着プロセスとも呼ばれる。原料ガス中の水素以外の物質を吸着剤に高圧力で吸着して水素を分離回収し、吸収した水素以外の物質は次に低圧力に戻して脱着して吸着剤を再生する。炭化水素などを含むガスでも直接処理が可能で、純度 $99.9999\text{ vol}\%$ 以上の高純度水素を高圧で得られる。

本F/S では、供給される副生ガスの組成、液化プロセスへの補給水素の性状（高圧力、高純度 $99.8\text{vol}\%$ ）、NCOL鹿嶋 150t/d 石炭液化パイロットプラントでの運転実績から、PSA 法を採用し水素を回収する。

(2) 設備概要

供給されたガスを PSA の吸着塔で水素とその他のガスに分離する。回収水素は、水素補給ラインに送り再使用する。オフガスは燃料ガス回収設備に供給し、プラント内の燃料ガスとして回収する。

設備規模

(a) 受入ガス量	45,431 kg/h	
組成	H ₂ 31 wt% (86.4 vol%)	
	CO 7 wt% (1.4 vol%)	
	C1 18 wt% (6.3 vol%)	
	C2 13 wt% (2.4 vol%)	
	C3+ 30 wt% (3.1 vol%)	
	H ₂ O 1 wt% (0.4 vol%)	
(b) 回収水素量	11,912 kg/h	純度≥99.8 vol%
(c) オフガス量	33,519 kg/h	

表6.4-6 水素回収プロセス各法の比較

項目	深冷分離法	膜分離法	PSA法 (Pressure Swing Adsorption)
原理	<ul style="list-style-type: none"> 原料ガスを -60~-180°C に冷却し、気液分離器で水素ガスを分離 	<ul style="list-style-type: none"> 高分子膜に対する各種ガスの相対透過速度差を利用して水素ガスを分離 	<ul style="list-style-type: none"> 原料ガス中の水素以外の物質を吸着剤に吸収して水素ガスを分離
運転性	<ul style="list-style-type: none"> 炭化水素、水分、CO₂、硫黄化合物などを含むガスからの水素回収では、これらの成分が、低温分離時に凝固し、熱交換器、配管、バルブ類などを閉塞することがある。事前除去が必要 用役消費は大さい 	<ul style="list-style-type: none"> 供給ガスの炭化水素分の凝縮により水素の透過速度が低下。これを防ぐには前処理が必要になることがある 装置の用役消費は小さいが、高圧水素が要求される場合は昇圧エネルギーが必要 	<ul style="list-style-type: none"> 炭化水素、CO、CO₂、H₂S など広範囲の不純物を含むガスでも直接処理可能 吸着剤の吸着性能の劣化はほとんど無く寿命は半永久で、回収水素品質安定 用役消費は小さい
回収水素性状	<ul style="list-style-type: none"> 回収水素純度 90~98 vol% 	<ul style="list-style-type: none"> 回収水素純度 90~99 vol% 透過のため回収水素の圧力低下は大さい 	<ul style="list-style-type: none"> 回収水素純度 99.9999 vol%以上 PSA 装置の圧損は 1kg/cm²程度と小さい
備考	<ul style="list-style-type: none"> 大容量処理に適 建設費は割高 (冷凍設備、低温仕様設備、工事費 (低温での保全費など 	<ul style="list-style-type: none"> 小容量処理に適 高純度なガスの再精製に適用 	<ul style="list-style-type: none"> 小~大容量処理に適 最近の水素製造のガス精製では、建設費、機器構成の簡単さ、信頼性の向上、製品水素純度から PSA プロセスが主流

6.4.1.4.2.3 硫黄回収設備

硫黄回収設備は、酸性ガス処理設備、排水処理設備から供給される硫化水素含有の酸性ガスから硫黄を回収する設備で、硫化水素から硫黄を回収するプロセスと回収後に排出されるテールガス中の残存硫黄分を除去するテールガス処理プロセスから構成される。

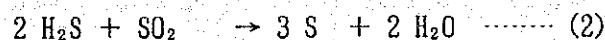
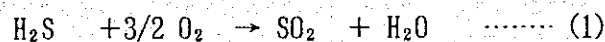
回収した硫黄は石炭液化反応と溶剤水素化反応の触媒として使用する。

(1) 硫黄回収プロセス

硫黄の回収は、硫化水素を酸化することにより直接元素硫黄に転化して行う。硫黄回収プロセスはクラウス反応法と湿式空気酸化法の二つに大別される。

(a) タカハックス法など湿式空気酸化法は、ガス中の硫化水素を、吸収塔で触媒を含んだ炭酸ソーダ吸収溶液に吸収し、酸化塔で吹込んだ空気により酸化して元素硫黄にする方法である。回収硫黄の純度は77～90 %程度である。

(b) 通常の石油精製などで使用されるクラウス反応法は、次式に示すように硫化水素を元素硫黄に転化するクラウス (Claus) の反応を利用している。



回収硫黄の純度は 99%以上である。

本P/S では、クラウス法を採用する。

(2) テールガス処理プロセス

クラウス法で排出されるテールガスには多少の硫化水素が含まれる。この硫化水素の回収にはスコット法を採用する。スコット法ではテールガス中の硫化化合物を全て硫化水素に還元した後、硫化水素を湿式吸収法で回収しクラウス炉へリサイクルする。

廃ガスはインシネレーターで処理し大気へ放散する。

(3) 設備概要

硫化水素から硫黄を回収するクラウス反応炉とテールガスを処理する反応塔などから構成する。

設備規模

(a) 受入ガス量 3,724 kg/h

(b) 回収硫黄量 2,515 kg/h

6.4.1.4.2.4 燃料ガス回収設備

燃料ガス回収設備は、液化反応設備および液化油蒸留設備から供給される溶解ガスと、溶剤水素化設備、液化粗油アップグレーディング設備および水素回収設備から供給されるオフガスから、石炭液化プラント内で使用される燃料ガスを回収する設備である。

燃料ガスの回収と同時に、外販用LPGと軽質ナフサが回収される。

(1) 設備概要

溶解ガスとオフガスは、圧縮工程にて圧縮・水洗・冷却され、凝縮成分は脱ブタン塔へ、非凝縮成分は吸収工程へそれぞれ送られる。酸性ガスは水洗により、プロセス排水に含まれて排水処理設備へ送られる。

圧縮工程からの凝縮成分と吸収工程からの吸収液は脱ブタン塔に送られ、脱ブタン塔塔底から軽質ナフサが回収される。軽質ナフサの一部は吸収液として吸収工程に送られる。

脱ブタン塔塔頂蒸気は脱エタン塔に送られ、そこで燃料ガスとLPGに分離される。

燃料ガスは石炭液化プラント内で自家使用され、残りは水素製造用の原料として水蒸気改質炉に供給される。

LPGはいったん貯蔵され、製品LPGとして出荷される。

本設備のブロックフローを図6.4-4 に示す。

(2) 設備規模

(a) 受入ガス量	55,954 kg/h
(b) 回収燃料ガス量	32,716 kg/h
(c) 回収LPG量	16,940 kg/h
(d) 回収軽質ナフサ量	5,268 kg/h

(3) LPG製品仕様

C2	0.6 wt%
C3	56.9 wt%
n-C4	22.2 wt%
i-C4	20.3 wt%

(4) LPG回収率

C3	77 %
C4	98 %

(5) LPG貯蔵タンク

14 m径球形タンク 3基 (5日分)

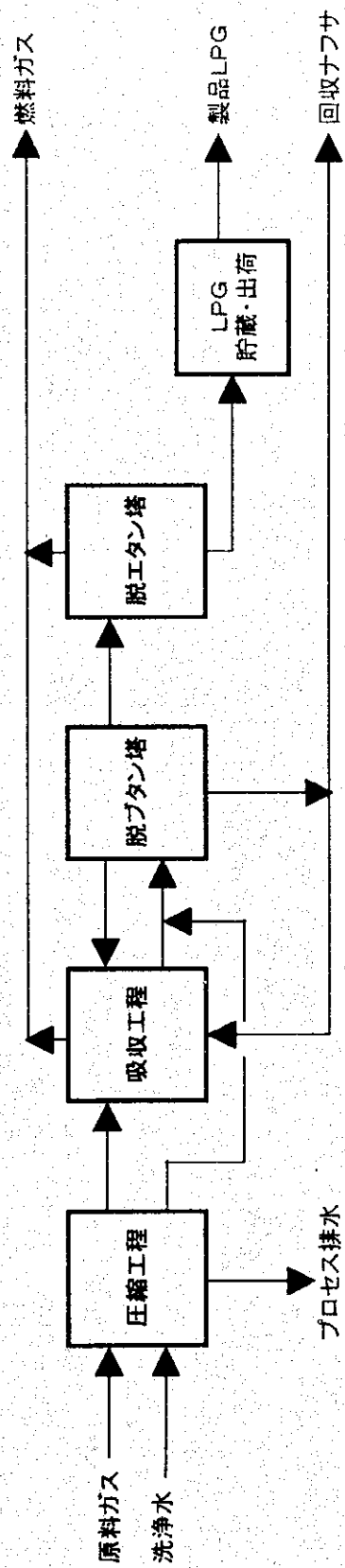


図6.4-4 燃料ガス回収設備のブロックフロー

6.4.1.4.3 排水処理設備

石炭液化工場では、油分、フェノール、アンモニア、硫化物などを含むプロセス排水が常時排出されるほか、プラント各地区から一時的に排出される含油排水、ブロー水など油を含まない排水が排出される。

排水処理設備は、工場外への放流時に公共用水域（松花江）の排水基準に適合するよう水質を調整して汚染防止することを前提に計画する。

排水処理で除去したフェノール、アンモニア、硫黄は、回収して副製品とする。

排水処理の概要は、前記の図6.4-2 石炭液化工場用水・排水フローに記載している。

(1) 排水の分類

排水の水質、含油状態などにより下記のように分類する。

(a) プロセス排水（含油排水）

プロセス排水は、石炭液化反応、液化油蒸留、溶剤水素化、液化粗油アップグレーディングなどの工程から排出される反応生成水、凝縮水、洗浄水などで、油分、フェノール、アンモニア、硫化物などを含み常時排出される。

プロセス排水の水質例を表6.4-7 に示す。

プロセス排水計画量 約 425 t/h

その他の含油排水として、貯槽の水切り、プラントや出荷地区などへの降雨水など一時的に排出される含油排水がある。上記に含めて処理を計画する。

(b) 油を含まない排水

プロセス地区の冷却水、用役地区のブロー水、事務所などの生活排水、道路などの雨水で、生活排水は浄化処理後に放流、その他の排水は水質が清浄なためそのまま放流する。

油を含まない排水計画量 約 680 t/h

(2) 放流水の水質目標値

中国の環境基準は第7章「環境保護」に記述されている。石炭液化工場の工場排水は、国の基準よりも厳しい黒龍江省の排水基準のⅢ類区域・二級基準・新設が適用される。

表6.4-3 に示したプロセス排水に対しては、排水成分からみて、第7章の表7.3-7 「黒龍江省松花江水系の第二類汚染物質排水基準」、表7.3-8 「黒龍江省松花江水系の第三類汚染物質排水基準」が対象となる。

その中から関係する物質の放流時の水質基準を表6.4-8 に示す。

(3) 排水処理設備

排水処理設備は排水の水質を踏まえて、プロセス排水系（含油排水）、油を含まない無処理排水系、生活排水浄化処理系に分けて計画する。

(a) プロセス排水系の事前処理プロセス

排水処理設備のうちプロセス排水系は、活性汚泥で処理する前に活性汚泥機能を阻害する物質を低減するために事前処理する。

①高フェノール分処理：

溶剤（軽油）抽出法

：軽油でフェノール抽出→NaOHでフェノレート化→CO₂ 反応でフェノール回収

②高アンモニア・硫化水素分処理：

フォサム液安回収法

：磷酸水溶液でアンモニア吸収→ストリッパー→蒸留塔でアンモニア回収

クラウス硫黄回収法

：アンモニア回収後の硫化水素ガスをプロセスユニット付帯の硫黄回収設備に供給し処理

③高含油分処理：

油分中和凝集&加圧浮上分離法

プロセス排水処理システムのブロックフローを図6.4-5 に示す。

(b) 設備概要

主な設備と設備規模

- | | | |
|--------------|-------|-----------------------|
| ① フェノール回収設備 | ：処理水量 | 90 t/h |
| | 回収量 | 0.2 t/h（粗製フェノール） |
| ② アンモニア回収設備 | ：処理水量 | 90 t/h（フェノール回収後排水） |
| | 回収量 | アンモニア 7 t/h |
| ③ 加圧浮上分離設備 | ：処理水量 | 335 t/h |
| ④ 活性汚泥処理設備 | ：処理水量 | 425 t/h |
| | | 汚泥の活性阻害防止のため排水を4倍希釈処理 |
| ⑤ 浄化槽設備 | ：処理水量 | 5 t/h |
| ⑥ 排水配管（松花江へ） | ：配管長 | 2.5 km |
| | 配管口径 | 700 mmΦ |
| | 配管数 | 1 |

表 6.4-7 石炭液化プラントプロセス排水組成例

項目	単位	分析値
pH	[-]	9.3
T-CN	[mg/l]	0.1以下
フェノール	[mg/l]	2,766
Hex抽出物	[mg/l]	96
S ²⁻	[mg/l]	44,724
SCN	[mg/l]	1,840
COD	[mg/l]	8,400
T-NH ₃	[mg/l]	86,109
Fix-NH ₃	[mg/l]	14,430
Free-NH ₃	[mg/l]	71,679
Cl	[mg/l]	0.9
全炭酸	[mg/l]	10,600
S ₂ O ₃	[mg/l]	95

表 6.4-8 石炭液化工場排水基準

項目	単位	分析値
pH		6~9
浮遊物質	[mg/l]	100以下
石油類	[mg/l]	10以下
揮発性フェノール	[mg/l]	0.5以下
シアン化合物	[mg/l]	0.5以下
硫化物	[mg/l]	1.0以下
アンモニア性窒素	[mg/l]	25以下
フッ素	[mg/l]	10以下
BOD ₅	[mg/l]	50以下
COD _{Cr}	[mg/l]	120以下

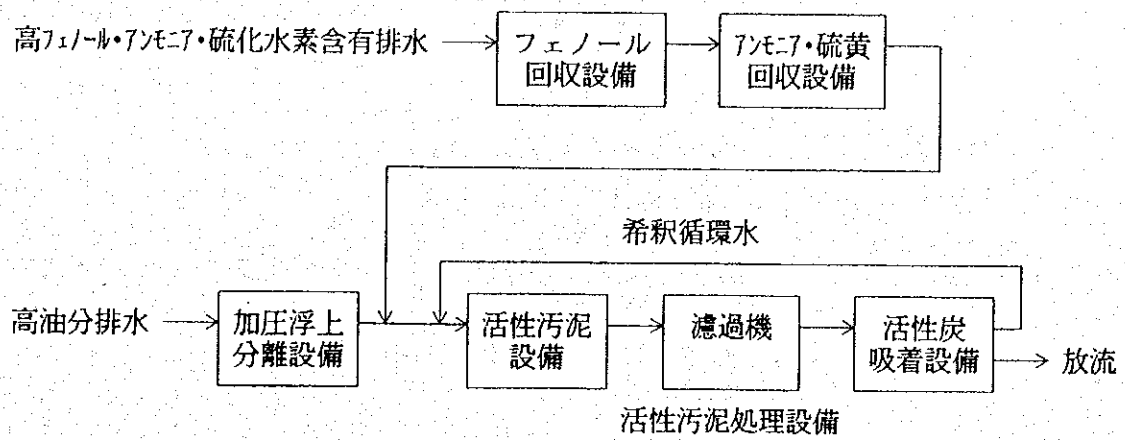


図6.4-5 プロセス排水処理ブロックフロー

6.4.1.5 第2次付帯設備

6.4.1.5.1 建屋類

主要な建屋類として表6.4-9 に示す建屋を建設する。
病院、招待所、社宅、学校の建設は見積り範囲外である。

表6.4-9 主要建屋類

名 称	機 能	建屋面積
1. 管理棟	工場共通部門（管理部、技術部）の事務所 通信・電算機室、食堂兼レプションルーム、医務室、休憩・更衣室、守衛室・消防車庫を併設	2,500 m ²
2. 中央制御棟	プラント全体の運転操作・監視。電気計装制御装置の収納 休憩・更衣室を併設	4,500 m ²
3. 分析試験棟	石炭、触媒、溶剤、液化油、残渣、水、ガスなどの分析 休憩・更衣室を併設	1,400 m ²
4. 修理作業棟	中小機器を対象とした修理。休憩・更衣室を併設 （大規模保全作業はメーカーあるいは専門保全業者に外注）	1,700 m ²
5. 倉庫	予備品の保管 潤滑油などの危険物の保管	8,400 m ²
6. 福利厚生 施設	男女独身寮（工場総人員数 650名の 50%を独身と想定） （休憩・更衣室、食堂兼レプションルーム、医務室は上述）	3,400 m ²
	計	21,900 m ²

6.4.1.5.2 フレアー設備

フレアー設備は、石炭液化プラントの圧力異常上昇時に機器の破壊を防ぐために放出されたフレアーガスをフレアースタックで安全に燃焼させ、大気拡散させる設備である。

フレアーガスはロックアウトドラムで凝縮成分を除去した後、フレアースタックで燃焼される。

設備規模 吹出量 200,000kg/h

6.4.1.5.3 防消火設備

防消火設備は、石炭液化プラントの各設備の防火および火災時の消火を目的に、日本の業界での適用法規に準拠して計画する。

防消火設備の主な構成設備は以下の通りである。

(1) 消火設備

- (a) 消火栓、給水栓、散水（水幕）装置、放水銃などの水系設備
- (b) 泡消火栓などの泡系設備
- (c) 粉末消火器などの粉末系設備

(2) 監視・警報設備

- (a) 自動火災報知設備
- (b) ガス漏洩検知設備

また、工場内に消防車と救急車の配備を行う。

6.4.1.5.4 共通土木・ラック・パイプ

共通土木・ラック・パイプは工場敷地の地盤整地、構外道路の敷設、構内道路の敷設、共通埋設管の敷設、雨水側溝の設置、敷地周囲へのフェンス・ゲートの設置、緑化地の整備（敷地面積の10%相当）および設備間を繋ぐ共通のラック・パイプなどである。

このうち構外道路については以下の道路を石炭液化工場が敷設する。

公共道路と石炭液化工場との連絡道路

- (a) 仕様 : 長さ 4 km、路幅 10 m
- (b) 用途 : 触媒など副原料・資材購入品の搬入、製品の出荷、従業員の通勤
石炭の現ハルピン気化廠への輸送道路からの連絡輸送

6.4.2 石炭液化プラント全体の自動制御の基本思想

(1) 一般

自動制御の基本思想はマイクロプロセッサベースの DCS (Distributed Control System) を採用し、中央制御室 CCR (Centralized Control Room) と現場制御室 LCR (Local Control Room) から成り立っている。

安全のための緊急停止には別途 PLC (Programmable Logic Control) を採用し、DCS とは独立して安全の確保を行う。

バックアップとしてのアナログシステムは設置しない。

(2) 中央制御室

中央制御室は石炭液化プラントの運転と制御の中心であり、制御システムに関する全ての通信装置と必要な信号表示器を備える。

プロセス制御と安全に関する全ての電気制御機器は無停電電源装置 UPS (Un interruptible Power Supply System) から電源供給を受ける。

(3) 現場制御室

個々に独立した、通常無人の現場制御室を設置する。
現場制御室は主要な設備毎にその設備の近くに設置され、当該設備に関する DCS、PLC、UPS などが設置される。

プロセス制御と安全に関する全ての電気制御機器は無停電電源装置 UPS から電源供給を受ける。

(4) 計装

計装システムは現場における空気作動式ループを除いて全て電気信号を採用する。

(5) パッケージユニットの制御

コンプレッサやタービンなどのパッケージユニット機器の信号は DCS システムによって監視される。

(6) DCS の主な機能

- (a) プロセス制御
- (b) データの表示
- (c) データの蓄積
- (d) 警報の表示
- (e) イベントの整列/検索
- (f) データの登録
- (g) データのトレンド
- (h) データの作表と印字

(7) 訓練

運転およびメンテナンスの訓練が推奨される。
訓練場所は基本的に DCS メーカーの工場で行う。

6.4.3 プラント全体の概略用役使用量

概略用役消費量を表6.4-10に記す。

表6.4-10 概略用役消費

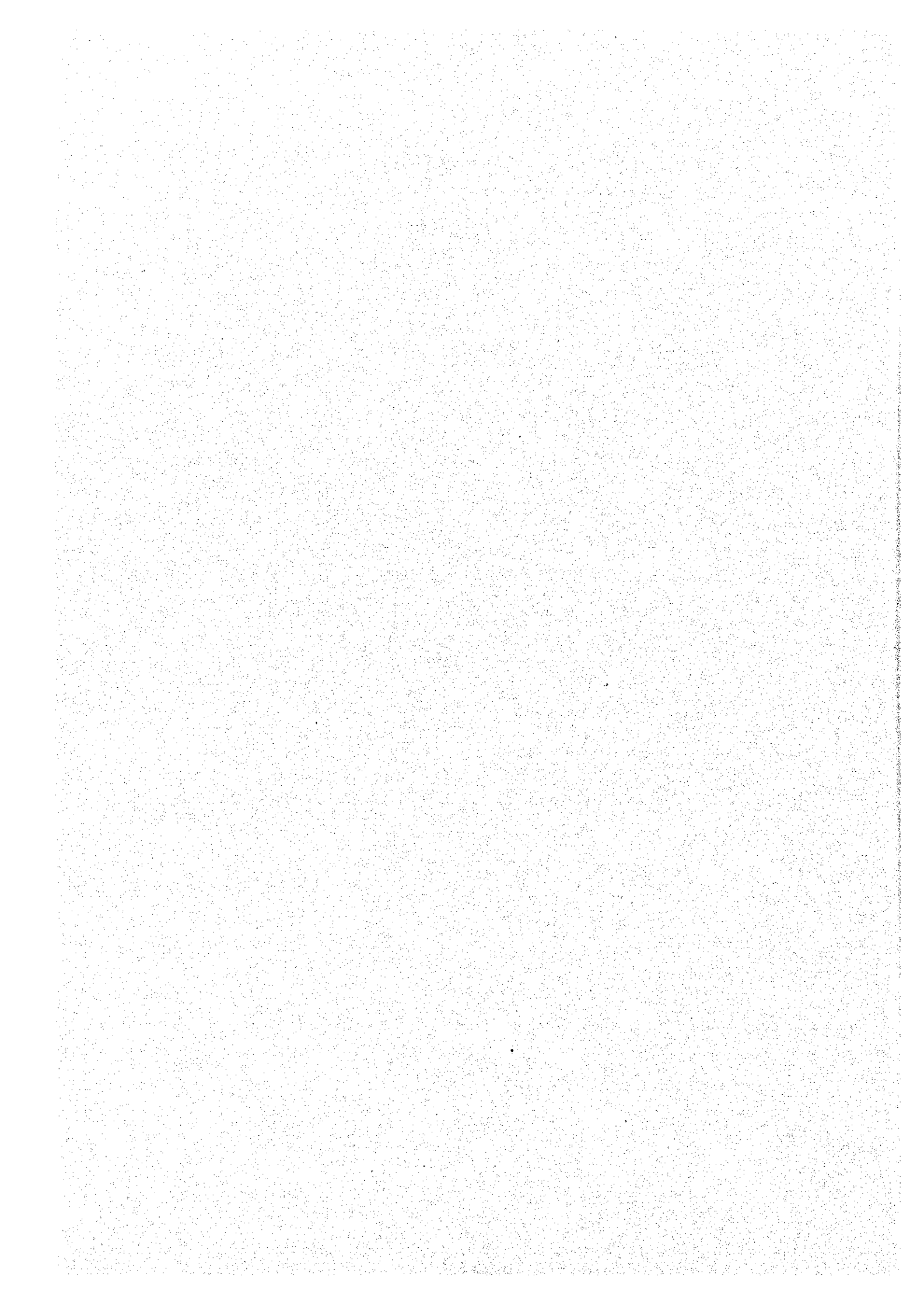
設備区分	電力 [kW]	蒸気 (kg/cm ² G)			用水			燃料ガス [kg/h]	空気 [Nm ³ /h]	窒素 [Nm ³ /h]	
		45	15	5	冷却水	純水	飲料水				
		[t/h]			[t/h]						
プロセスユニット	石炭前処理設備	7,500	0	0	0	3,300	0	0	2,818	500	3,272
	液化反応設備	28,691	0	9	-28	1,754	51	0	2,327	500	0
	液化油蒸留設備	2,467	0	15	0	2,980	0	0	782	500	0
	溶剤水素化設備	7,786	0	20	-25	1,004	40	0	2,082	500	58
	液化粗油アップグレーディング設備	14,300	0	4	-4	240	21	0	3,727	200	0
用役設備	圧縮空気設備	695	0	0	0	33	0	0	0	-3,640	0
	自家発電設備(蒸気製造含む)	-151,389	-133	-104	0	14,000	250	0	0	540	0
	用水設備	11,721	0	0	0	0	0	0	0	5	0
受払貯出	原料受入払出/触媒製造設備	6,434	0	0	0	6	0	0	109	20	99
	製品/副製品貯蔵出荷設備	242	0	0	1	0	0	0	0	0	2,000
付帯設備	石炭ガス化水素製造設備	57,465	133	0	0	22,920	132	0	1,300	500	-5,429
	水蒸気改質水素製造設備	476	0	-7	6	8	100	0	6,164	200	0
	酸性ガス処理設備	480	0	0	22	1,070	0	0	0	20	0
	水素回収設備	13	0	0	0	0	0	0	0	20	0
	硫黄回収設備	360	0	-6	-2	102	8	0	245	50	0
	燃料ガス回収設備	9,000	0	0	4	2,800	4	0	-19,560	50	0
	排水処理設備	3,740	0	69	7	0	0	0	0	30	0
	その他設備	19	0	0	0	60	0	5	6	5	0
合計	0	0	0	-19	50,277	606	5	0	0	0	

注1)電力 :-[マイナス]表示は発生量を示す。

注2)蒸気量 :-[マイナス]表示は発生量を示す。

注3)用水 :原水取水量は2,110t/h。冷却水は流量(Flow-rate)で表示。

注4)燃料ガス量:11,000kcal/kg換算で表示。-[マイナス]表示は燃料ガス回収設備で回収した燃料ガス(11,000kcal/kg換算)を回収ガスとして記入。



6.4.4 プラント全体の原材料、触媒、薬品類

プラント全体の原材料、触媒、薬品類の品名、使用量などを以下にまとめる。

6.4.4.1 石炭および石灰石

表6.4-11に石炭および石灰石について示す。

表6.4-11 石炭および石灰石

	液化用	水素製造用	自家発電用
品名	依蘭炭 (灰分10% 水分15%)	依蘭炭 (灰分10% 水分15%)	依蘭炭(ボタ) (灰分69% 水分 5%)
消費量	計画条件 5,000 dry t/d (5,880 wet t/d)	計画条件 1,836 dry t/d (2,160 wet t/d)	計画条件 5,856 dry t/d (6,164 wet t/d)
	合計消費量=6,836 dry t/d =8,040 wet t/d		石灰石 計画条件 139 dry t/d

6.4.4.2 触媒

6.4.4.2.1 液化反応触媒

表6.4-12に液化反応触媒を示す。

表6.4-12 液化反応触媒

	主触媒	助触媒
品名	西林鉍山硫化鉄	硫黄(プラント内回収品)
消費量	計画条件 4.3 wt%/dry Coal 5,000 dry t/d × 4.3 wt% =215 dry t/d =247 wet t/d(水分13%)	計画条件 0.96 wt%/dry Coal 5,000 dry t/d × 0.96 wt% =48 dry t/d

6.4.4.2.2 溶剤水素化触媒

表6.4-13に溶剤水素化触媒を示す。

表6.4-13 溶剤水素化触媒

	主触媒	硫化剤（助触媒）
品名	改良型水素化触媒(CH0401)	硫黄（プラント内回収品）
消費量	—	計画条件 5 dry t/d
初期充填量	計画条件 263 t	—
寿命	約1年	—

6.4.4.2.3 アップグレーディング触媒

表6.4-14にアップグレーディング触媒を示す。

表6.4-14 アップグレーディング触媒

	一次水素化触媒	灯軽油分 二次水素化触媒	ナフサ留分 二次水素化触媒	ナフサ留分 接触改質触媒
品名	Ni-W担持アルミ ナ触媒	Ni-W担持アルミ ナ触媒	Ni-W担持アルミ ナ触媒	Pt系金属担持アル ミナ触媒
初期充填量	計画条件 240 t	計画条件 145 t	計画条件 45 t	計画条件 20 t
寿命	約1年	約1年	約5年	連続再生使用

6.4.4.3 その他主要触媒・薬品類等

表6.4-15にその他の主要な触媒・薬品類等を示す。

表6.4-15 その他触媒・薬品類等

品名 / 用途	水素製造	酸性ガス処理	水素回収	硫黄回収	用水処理	排水処理	防火	軽油調整	備考
脱硫触媒・吸着剤、改質触媒	○								
COシフト, COSシフトコンバータ触媒	○								
酸性ガス処理吸収液 (DEA)		○							
硫黄回収用触媒、チールガス処理液				○					
水素回収PSA吸着剤			○						
殺藻剤 (NaOCl)					○				
凝集沈澱剤 (PAC, Polymer)					○	○			
イオン交換樹脂再生剤 (HCl NaOH)					○				
冷却水処理剤 (スケール分散、防食)					○				
排水フェノール処理剤 (NaOH, CaO)						○			
排水アンモニア処理剤 (Mg(OH) ₂ , H ₃ PO ₄)						○			
排水中和剤 (H ₂ SO ₄ , NaOH)						○			
活性汚泥, 活性炭						○			
泡消火剤							○		
セタン価向上剤								○	

6.4.5 生産品目と生産規模

本F/Sの石炭液化プラントは、年間運転稼働日数 330日（稼働率 90%）で計画する。
生産品目と生産規模は以下の通りである。

(1) 製品

生産するガソリン、ディーゼル軽油の品質は、表6.1-3、表6.1-4の規格に準拠する。

(a) 90号無鉛ガソリン	296,240 t/y	
(b) ディーゼル軽油	457,214 t/y	┌ 0号（生産4～9月） 228,607 t/y └ -35号（生産10～3月） 228,607 t/y

(2) 副製品（外販）

(a) LPG	134,165 t/y
(b) アンモニア	55,440 t/y
(c) フェノール	1,584 t/y
(d) 硫黄	26,421 t/y

(3) 副産品（自家消費）

(a) 硫黄	17,479 t/y
(b) 燃料ガス	219,511 t/y

6.4.6 総合エネルギー効率

総合エネルギー効率 η は、工場構外から供給された原料および用役の高位発熱量と、製造して工場構外へ供給する製品、副製品の高位発熱量の比で表される。その計算式を、式(6.1)に示す。

$$\eta = \frac{Q2}{Q1} \times 100 \% \quad (6.1) \quad \begin{array}{l} Q1 : \text{構外から供給された原料、用役の高位発熱量} \\ Q2 : \text{構外へ供給する製品、副製品の高位発熱量} \end{array}$$

本F/S では以下の通りであり、総合エネルギー効率 η は 53 % である。

	エネルギー種	単位発熱量 (高位)	入出量	熱量 [10 ⁶ kcal/h]
入量 Q1	液化用石炭	6,689 kcal/kg	208,333 kg/h	1,393.5
	水素製造用石炭	6,689 kcal/kg	76,500 kg/h	511.7
	電力蒸気製造用石炭	2,155 kcal/kg	244,000 kg/h	525.8
			合計	2,431.0
出量 Q2	ガソリン	11,150 kcal/kg	37,404 kg/h	417.1
	ディーゼル軽油	10,800 kcal/kg	57,729 kg/h	623.5
	LPG	11,950 kcal/kg	16,940 kg/h	202.4
	フェノール	7,800 kcal/kg	200 kg/h	1.6
	アンモニア	5,340 kcal/kg	7,000 kg/h	37.4
	硫黄 (外販分)	2,200 kcal/kg	3,336 kg/h	7.3
			合計	1,289.3
総合エネルギー効率 η (出量Q2/入量Q1) = 53.0 %				

注1) 電力蒸気製造用石炭の高位発熱量は、低位発熱量2069kcal/kg から推定

6.5 レイアウト

6.5.1 レイアウト

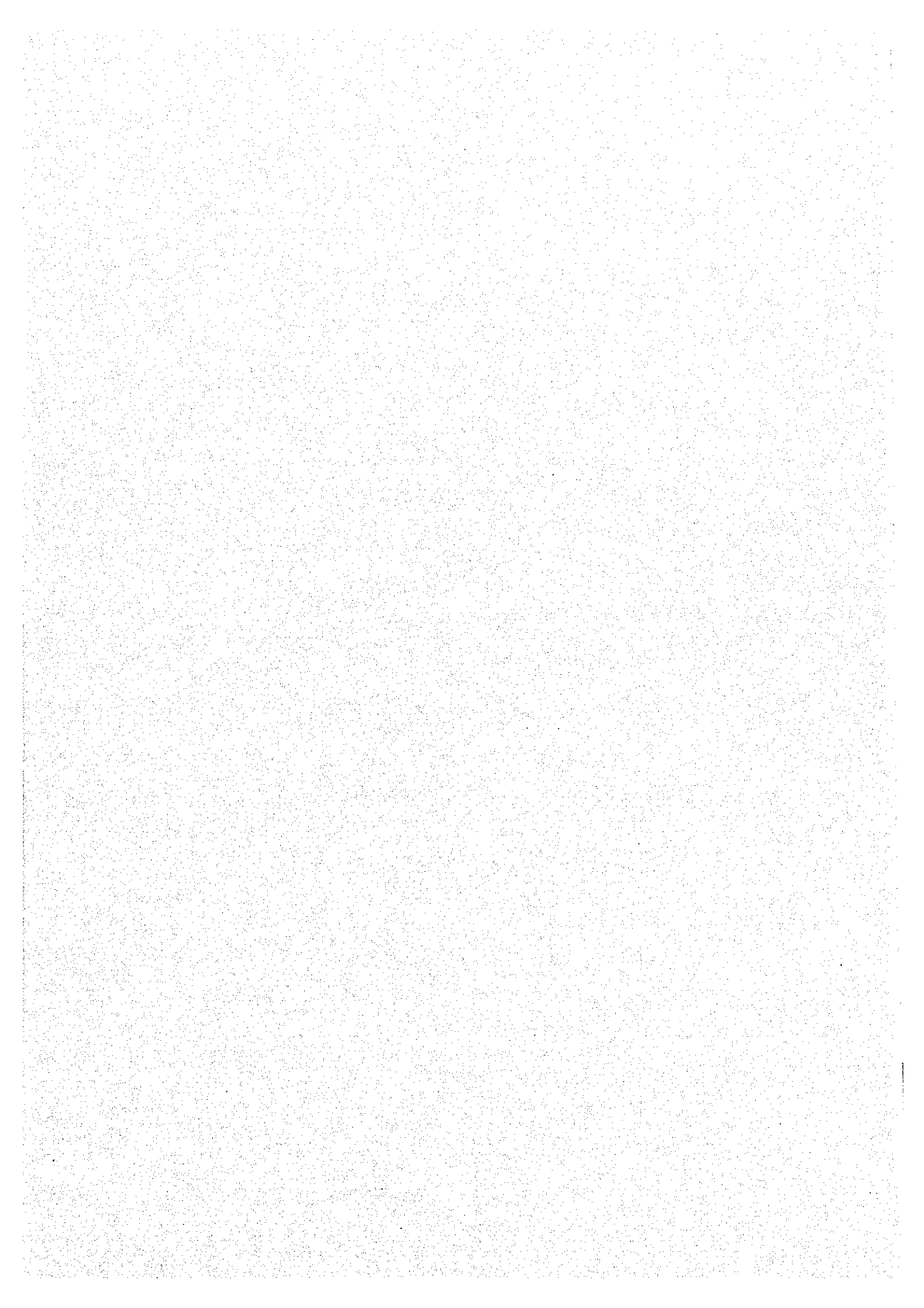
石炭液化工場のレイアウトを図6.5-1に示す。

レイアウト作成に当たっての主な留意点は以下の通りである。

- (a) 工場敷地内に道路を設け、敷地を区画に分けた。道路は全てループ状にした。
- (b) ハルピン気化廠、依蘭炭鉱、松花江、公共道路と関係する設備は、相互の位置関係を考慮して配置した。
- (c) 設備は、設備特性、運転操作性、安全性などを関連付けて配置した。プロセスユニットは隣接して配置した。
- (d) 設備間の原料、中間生成物、製品などの流れが交錯せず短くなるよう配置した。
- (e) 大型機器のあるプロセスユニット、水素製造設備は、中央の20m幅道路に面して配置した。
- (f) 排水処理設備、フレア設備などは、環境と風向を考慮して市街地から遠ざけて工場端に配置した。
- (g) 管理棟、中央制御棟などは、工場の入口近くに配置した。

6.5.2 敷地面積

- (a) 敷地は、総面積 0.81 km²、900m四方である
- (b) 工事用用地は、工場内敷地だけでは、プラント機器や材料の仮置場、塔類の溶接組立場などの不足が考えられるが、工場敷地の周辺で一時的に使う用地の確保は可能とした。



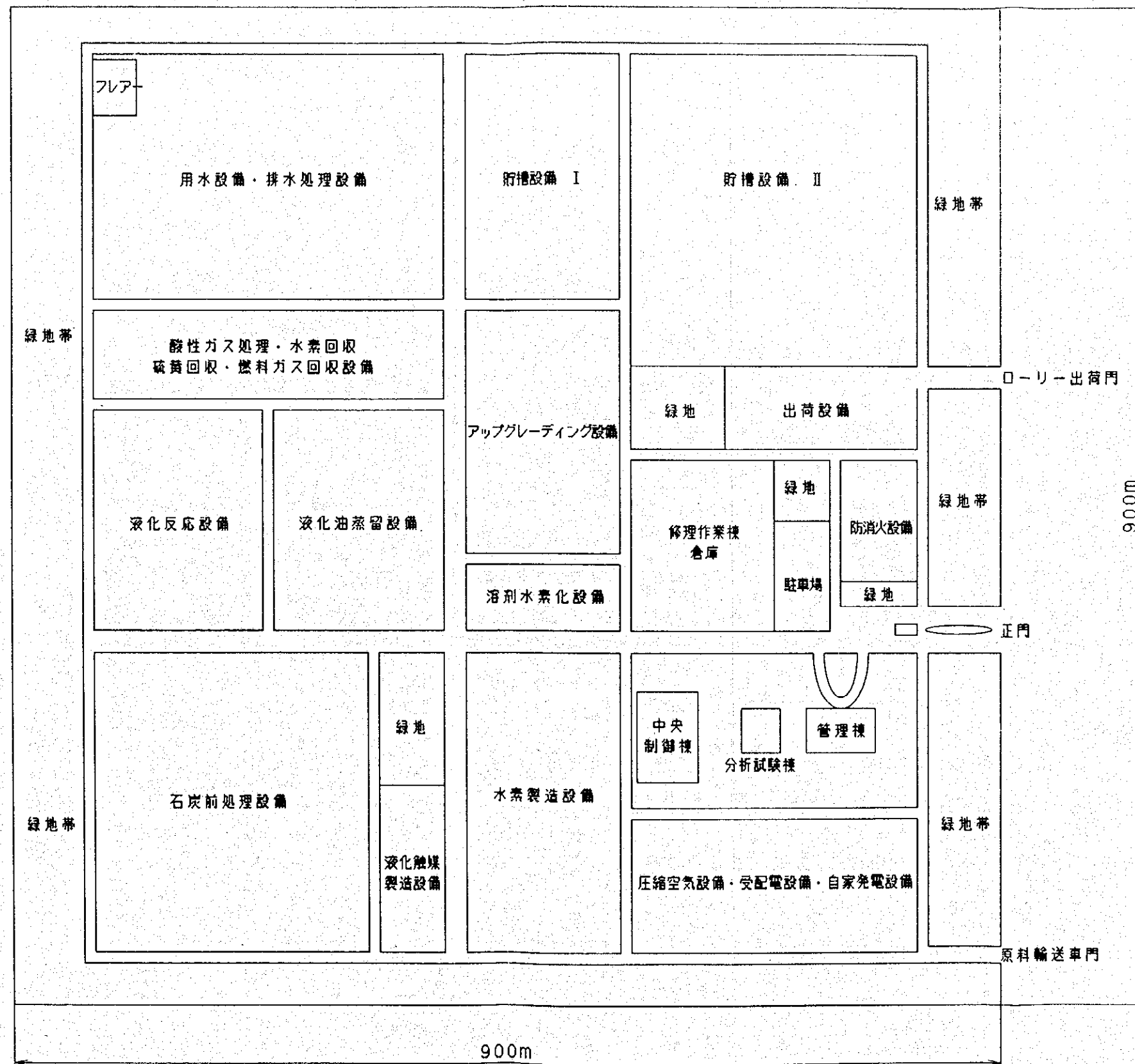


図 6. 5 - 1 石炭液化工場 レイアウト