

目次

第2章 年間約10万トン規模でのCO ₂ 分離・回収設備	2-1
2.1 設備運転および性能検証	2-1
2.1.1 供給設備の運転検証	2-1
2.1.2 分離・回収設備の運転検証	2-5
2.1.3 圧入設備の運転検証	2-25
2.1.4 運用システムの検証	2-28
2.1.5 保安設備の運転検証	2-42
2.2 日常保全および定期保全 (SDM)	2-49
2.2.1 保全業務内容	2-49
2.2.2 保全業務体制	2-49
2.2.3 日常保全業務結果	2-50
2.2.4 定期保全業務 (SDM) 結果	2-50
2.2.5 突発補修業務結果	2-57
2.2.6 今後の反映・改善事項	2-59
2.3 安全・環境管理	2-60
2.3.1 安全管理	2-60
2.3.2 環境管理	2-63
2.4 CCSコストの推算	2-65

第2章 年間約10万トン規模でのCO₂分離・回収設備の運転

苫小牧 CCS 実証試験センター（以下、「当センター」と称する。）の設備は、CO₂含有ガスの供給を行う D1-1 基地、および CO₂含有ガスから CO₂を分離・回収し、その CO₂を圧入する D1-2/D0 基地の 2 つから構成されている（図 2-1）。この 2 つの基地の配管距離は 1.4 km（直線距離で 1 km弱）である。

以下に 2018 年度の業務実施状況について記す。

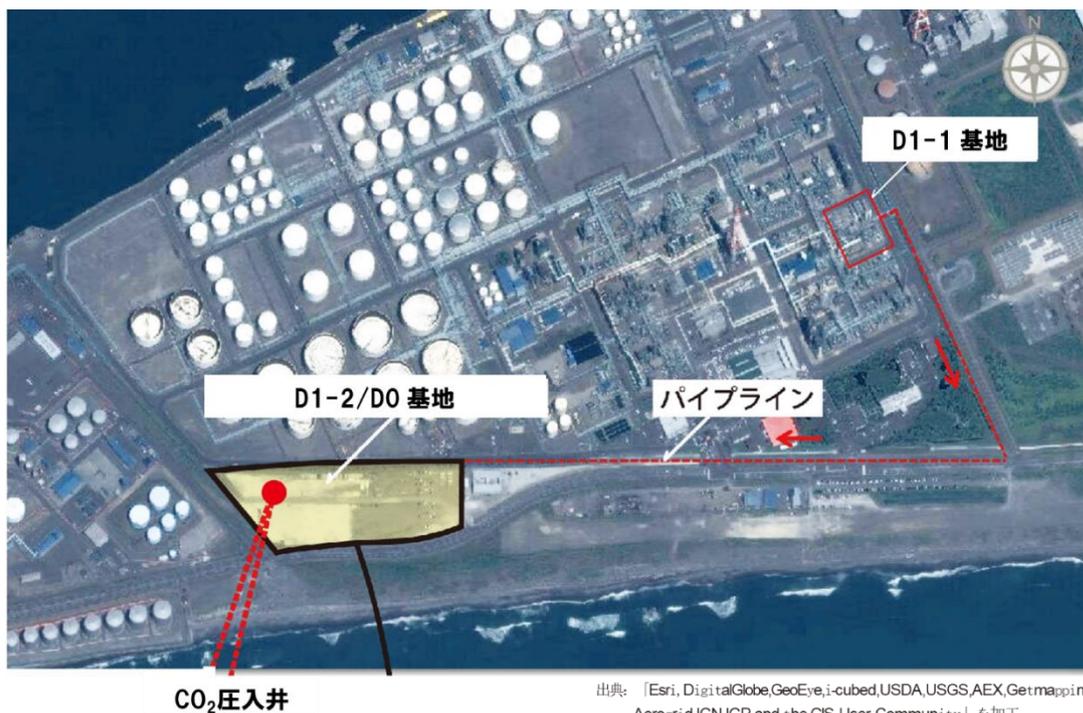


図 2-1 D1-1 基地および D1-2/D0 基地位置図

2.1 設備運転および性能検証

2.1.1 供給設備の運転検証

本項では、PSA（Pressure Swing Adsorption）オフガスを D1-2/D0 基地へ供給する D1-1 基地の運転等について記す。

(1) PSA オフガスの供給源と分離・回収プラントとの連携

本事業では、CO₂供給源である出光興産株式会社（以下、「出光興産」と称する。）北海道製油所（以下、「製油所」と称する。）の D1-1 基地から、隣接する D1-2/D0 基地に PSA オフガスを送気している。

PSA オフガスの送気には、供給源である製油所内に位置する D1-1 基地と、分離・回収す

るD1-2/D0基地間の密な連携が重要である。

以下に、両基地の連携について概要を記す。

① 出光興産と当社の本社間の連携

a. 基地間連携共同要領の策定と活用

本事業では、製油所のD1-1基地と当センターのD1-2/D0基地が効率よく連携して運転できるように、試運転時から両社共同で基地間連携共同要領を定めている。

b. 年間計画の立案

当社と出光興産は、基地間連携共同要領に従い、本社間で送気計画を前年度に立案し決定している。2018年度は2018年2月に2018年4月～2019年3月までの月ごとの送気計画を決定した。

c. 各月の送気計画

上記b.で定めた年間計画をベースに、各月ごと2箇月先の送気計画を決定した。

② 製油所と当センター間の連携

a. 週間工程会議

本事業を円滑に遂行するために、当センターと製油所間で原則毎週1回、週間工程会議を開催した（ただし、計画どおりの運転の場合は省略）。この会議で、直近の両基地の状況を踏まえた送気計画の詳細を決定した。週間工程会議を密に行うことにより、互いに相手の設備の状況、運転内容および課題等が把握でき相互理解が促進された。

b. 通常の運転状況把握（基地間通信システム）

両基地の基本的な運転状況データは、基地間通信システムによって両社運転担当部署間で共有している。どちらかの装置に異常が発生した場合には、通常電話、電子メール、および2.1.1(1)②c.に述べるホットライン（両基地連絡用直通電話）を活用し、データ共有の欠落を防いだ。

c. ホットラインの活用

CCS関連装置に急な異常（例えば装置の緊急停止）が発生した場合等に、両基地の装置や運転への支障を最小限に抑えるために、両社の運転担当の直長間を直に結ぶホットライン（両基地連絡用直通電話）を設置している。この機能を活用し、装置トラブル等の緊急時のみならず、運転条件変更時等の際に必要な連絡を行った。

2018年度の活用実績は以下のとおりである。

2018年4月：5回、5月：11回、6月：12回、7月：40回、8月：30回、9月：7回、10月：0回、11月：4回、12月：35回、2019年1月：6回、2月：27回、3月：26回

こうした密な情報交換によって、送気量変動時（開始時や停止時等）の両基地運転の円滑な連携が実現した。

(2) 2018年度のPSAオフガス送気計画と結果

① 2018年度の送気

a. 2018年度の送気計画

2018年2月に合意した2018年度のPSAオフガス送気計画を表2.1-1(1)(2)に示す。上期は、2018年4月、8月および9月は100%負荷であるが、5月から7月までは製油所の定期修理の関係で送気関連装置が停止する予定のため、送気ゼロの計画となった。また下期は、季節要因により、PSAオフガスの代替燃料であるブタン（BS）の需要が比較的タイトであることが一般的で、BS調達量が少なく見込まれる場合は、PSAオフガス送気量は減少するため、上期と比較して送気量が少ない計画となった。2018年11月21日から2019年1月15日、および3月12日以降は送気ゼロの計画となった。

表 2.1-1(1) 2018年2月に立案・合意した送気計画

	2018年						上期計
	4月	5月	6月	7月	8月	9月	
CO ₂ 供給可能量 (t)	17,720	13,467	0	6,202	18,310	17,720	73,419
PSA オフガス 送気量 (kNm ³)	18,000	13,680	0	6,300	18,600	18,000	74,580
BS バック アップ量 (t)	2,696	2,049	0	944	2,786	2,696	11,171

表 2.1-1(2) 2018年2月に立案・合意した送気計画

	2018年			2019年			下期計	合計
	10月	11月	12月	1月	2月	3月		
CO ₂ 供給可能量 (t)	13,733	5,788	0	4,725	8,269	3,216	35,731	109,150
PSA オフガス 送気量 (kNm ³)	13,950	5,880	0	4,800	8,400	3,267	36,297	110,877
BS バック アップ量 (t)	2,089	881	0	719	1,258	489	5,436	16,607

b. 2018年度の送気実績

2.1.1(1)②a で述べたとおり、実際の送気量は現場間の週間工程会議で最終決定した。2018年度の送気実績を表 2.1-2(1)(2)に示す。2018年度は、合計で、PSA オフガス送気量は 84,399 kNm³、PSA オフガス代表組成（CO₂濃度 51.6 mol%）から算出した CO₂送気量（概算）は、85,519 t であった。なお、2018年9月1日のガス供給元の都合および2018年9月6日に発生した平成30年北海道胆振東部地震（以下、「胆振東部地震」と称する。）の影響により、2018年9月から12月まで送気量は大幅減となり、特に10月および11月はゼロとなった。

表 2.1-2(1) 2018年4月～2018年9月実績 PSAオフガス送気量と送気CO₂量

	2018年						上期計
	4月	5月	6月	7月	8月	9月	
PSAオフガス 送気量 (kNm ³)	18,056	14,022	0	3,266	16,723	57	52,124
送気CO ₂ 量 ¹⁾ (t)	18,294	14,207	0	3,309	16,943	58	52,811

表 2.1-2(2) 2018年10月～2019年3月実績 PSAオフガス送気量と送気CO₂量

	2018年			2019年			下期計	合計
	10月	11月	12月	1月	2月	3月		
PSAオフガス 送気量 (kNm ³)	0	0	2,839	7,990	4,626	16,820	32,275	84,399
送気CO ₂ 量 ¹⁾ (t)	0	0	2,876	8,095	4,689	17,048	32,708	85,519

注1) PSAオフガス代表組成（CO₂濃度51.6 mol%）から算出した概算値（参考）。圧入量ではない。

2.1.2 分離・回収設備の運転検証

(1) 分離・回収エネルギーの検証

二段吸収法による分離・回収のプロセスフローを図 2.1-1 に示す。

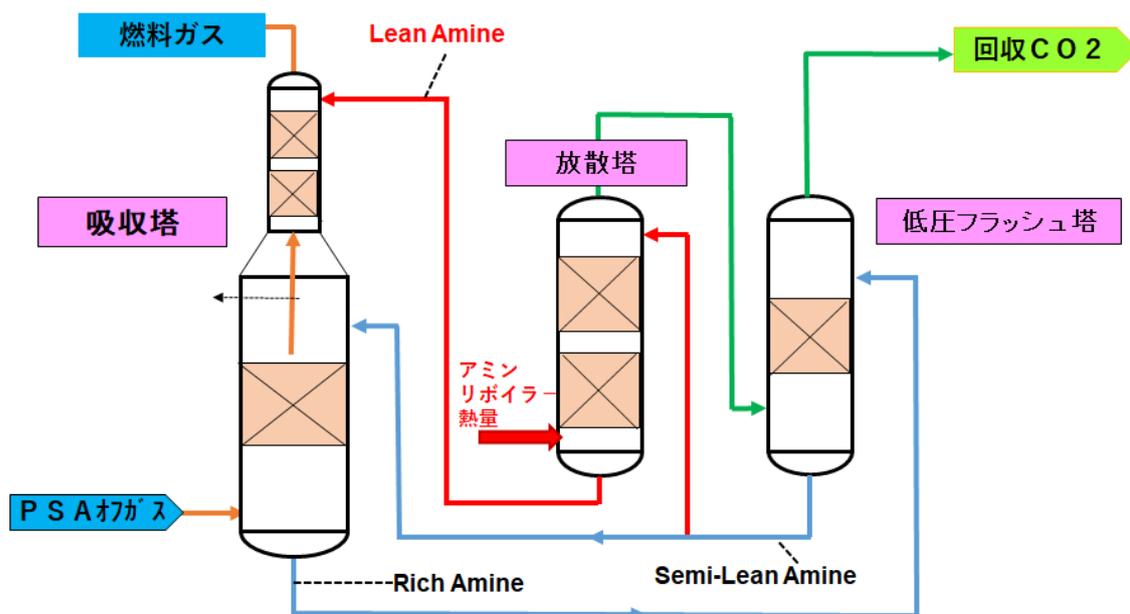


図 2.1-1 二段吸収法による分離・回収プロセスフロー

分離・回収エネルギーは、アミン溶液の再生に使用する熱エネルギー（CO₂放散塔リボイラーで消費する低圧スチームの熱量）およびアミン溶液の循環に使用する電気エネルギー（ポンプの消費電力）の合算値で評価する。分離・回収エネルギーの計算式は次のとおりである。

$$[\text{分離・回収エネルギー (GJ/t-CO}_2\text{)}] = [\text{CO}_2\text{放散塔リボイラー熱量 (GJ/t-CO}_2\text{)}] / (\text{スチームボイラー効率}) + [\text{分離・回収設備電力消費量 (kWh/t-CO}_2\text{)}] \times (\text{電気熱量換算係数}) / (\text{代表発電効率})$$

スチームボイラー効率=0.9

電気熱量換算係数=0.0036 (GJ/kWh)

代表発電効率=0.42 (LHV 基準)

分離・回収エネルギーの評価に当たっては、設計値と比較するために、リボイラー・スチームの入口／出口のエンタルピー差には、運転圧力でのスチーム蒸発潜熱 (2,100 kJ/kg) を使用して計算する。

設備設計時の分離・回収エネルギーの期待値は表 2.1-3 に示すように、1.13 GJ/t-CO₂ (計算値) となり、実証試験の性能確認試験では放散塔およびアミンリボイラーからの熱損失を勘案して 1.20 GJ/t-CO₂ を目標値とした。

表 2.1-3 に 2017 年度の性能確認運転の実績値により算出した分離・回収エネルギーを示

す。1.16 GJ/t-CO₂を達成し目標値以下となり、期待値に接近した。

表 2.1-3 性能確認運転での分離・回収エネルギー

	設計データ	性能確認運転 2017/10/17	日常運転 2018/4/23
回収CO ₂ 量 t/h	25.3	24.3	25.8
リボイラースチーム t-Steam/t-CO ₂	0.411	0.42	0.51
熱エネルギー GJ/t-CO ₂	0.959	0.98	1.20
電気エネルギー GJ/t-CO ₂	0.173	0.18	0.18
分離・回収エネルギー GJ/t-CO ₂	1.13	1.16	1.38

分離・回収エネルギーのうち、熱エネルギー（CO₂放散塔リボイラー熱量）の占める割合は8割以上であるため、CO₂放散塔リボイラー熱量の低減を図ることが分離・回収エネルギーの削減に大きく寄与する。

本設備で採用している2段CO₂吸収プロセスでは、種類のアミン溶液を再生度の高いアミン溶液（リーンアミン。以下、「LA」と称する。）と再生度の低いアミン溶液（セミリーンアミン。以下、「SLA」と称する。）を用い、CO₂吸収塔内において2段階（SLAで粗吸収、LAで仕上げ吸収）でCO₂を吸収させており、そこで消費されるエネルギーは、それぞれ以下のとおりである。第一段階で使用されるSLAは低圧フラッシュ塔内での減圧フラッシュと、CO₂放散塔頂部から供給されるCO₂含有スチーム自体が持つ熱エネルギーによりCO₂の一部が放散することにより再生されるため、SLAの再生に消費されるエネルギーは、外部から供給される熱エネルギーはなく、ポンプ動力で消費される電気エネルギーのみである。第二段階で使用するLAは、低圧フラッシュ塔底部から抜き出したSLAの一部をCO₂放散塔に導入し、そこで放散塔リボイラーからの入熱により発生したスチームと向流接触させてCO₂を放散することにより再生されるため、LAの再生には多大な熱エネルギーが消費され、その効率化を図ることが分離・回収エネルギーの低減に大きく寄与する。

上記のアミン溶液の再生に係るエネルギー消費上の特徴から、SLAの循環量は一定としたままでも、LAの循環量を低下できれば、分離・回収エネルギーの削減を図ることが可能となる。CO₂放散塔に与える熱エネルギーあるいはLA循環量とCO₂回収率の相関を実証することは、実証試験の検証課題であるが、実際の運転で変動させることは他のプロセス性

能（回収CO₂純度等）にも影響を与えるため、プロセスシミュレーションで検討する。

前述のとおり、SLAの一部の再生に熱エネルギーの供給が必要であり、その供給源として、アミンリボイラーに加え、CO₂放散塔に導入されるSLAをCO₂放散塔から排出される高温のLAから熱回収して加熱するリーンアミン（LA）／セミリーンアミン（SLA）熱交換器（以下、「11E-001」と称する。）も挙げられる。2018年1月から5月にかけて11E-001の炭酸鉄による汚れが進行し（2.1.2(3)を参照）、伝熱係数が低下した。2018年度は、11E-001の性能低下や、胆振東部地震の影響により、長期間の100%高負荷運転ができず、性能確認試験も実施できなかったため、2018年4月23日の日常運転データを比較として表2.1-3に記載した。日常運転では、性能確認試験のようにリボイラスチーム量を限界まで絞り込んでいないが、分離・回収エネルギーは1.38 GJ/t-CO₂であった。目標値の1.20 GJ/t-CO₂に達しない値であり、11E-001の性能低下が影響していると考えられる。2018年6月の定期保全工事（以下、「SDM」と称する。）における開放清掃後、伝熱係数は当初の値に回復した。図2.1-2に11E-001の伝熱係数のトレンドと運転負荷としてのSLA流量のトレンドを、2018年1月を起点とした運転日数で示す。伝熱係数は運転日数の経過とともに低下したが、6月の開放清掃（運転日数で150日付近の断線時期に実施）後の運転では当初の値に復帰した。

分離・回収エネルギーを目標値以下に維持するためには、11E-001の伝熱係数が低下しないような汚れ防止対策や運転中の予備機（本設備には設置されていないが）への切替え・清掃等の検討が必要になると考えられる。

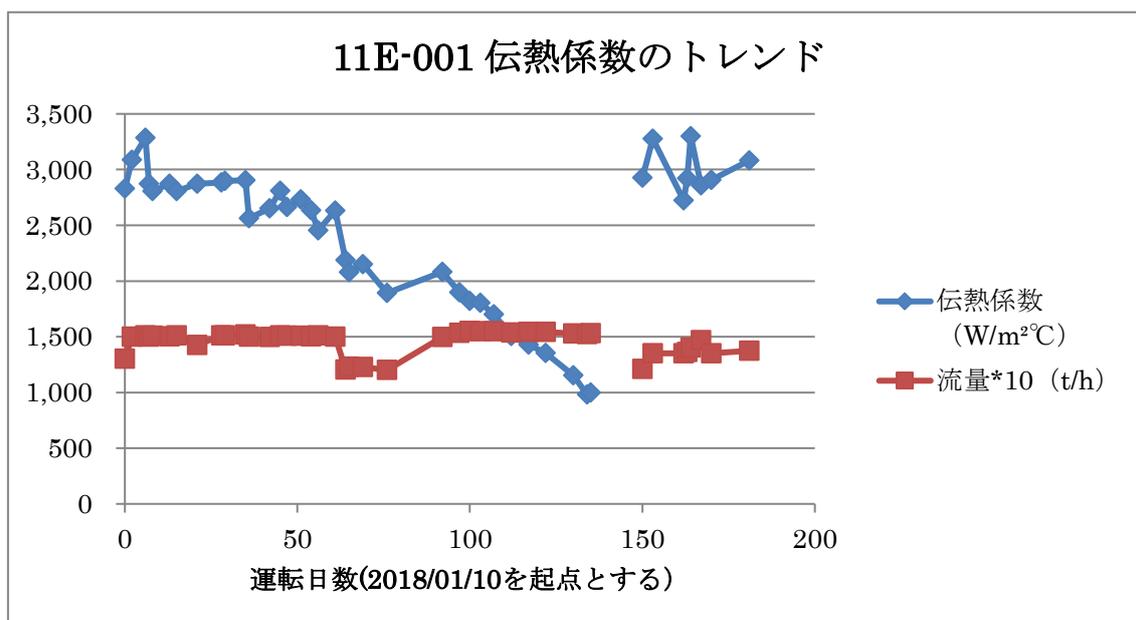


図 2.1-2 11E-001 伝熱係数とセミリーンアミン（SLA）流量のトレンド

次に、11E-001の伝熱係数が低下していた2018年4月23日の主な運転データを表2.1-4に示す。

表 2.1-4 日常運転データ解析

性能項目	単位	設計データ	運転データ (2018/4/23)
リボイラー熱負荷	時間当たり熱量	100（基準）	127.9
LA 流量	時間当たり重量	100（基準）	115.8
11E-001 性能			
SLA 入／出温度	℃	74/109	72.2/107.4
LA 入／出温度	℃	117/81	118.5/82.2

2018年4月23日の時点で、リボイラー熱負荷は設計値よりも27.9%増加しているため、分離・回収エネルギーは計算上1.38 GJ/t-CO₂まで増加した（ただし、日常運転データの解析のため、概算値である）。

リボイラー熱負荷増加の原因は以下のように推測される。放射塔周辺の熱収支は、熱入力としてのリボイラー加熱スチーム、熱消費としての放散塔内のCO₂/アミンの解離熱、SLA/LAの温度差に相当するLAに同伴する熱損失、放散塔頂部からの熱損失（CO₂に同伴するスチーム）が挙げられる（図2.1-3）。11E-001の熱回収性能低下によりLAからの熱損失が拡大し（11E-001のLA出口温度とSLA入口温度の差が7℃から10℃に拡大し熱回収が低下した）、さらに、吸収塔出口でのCO₂濃度を所定の0.1%に維持するためにLA流量を増加させた余裕を持った安全運転を実施したことにより解離熱、塔頂からの熱損失、LAからの熱損失の増加が主な原因と解釈した。

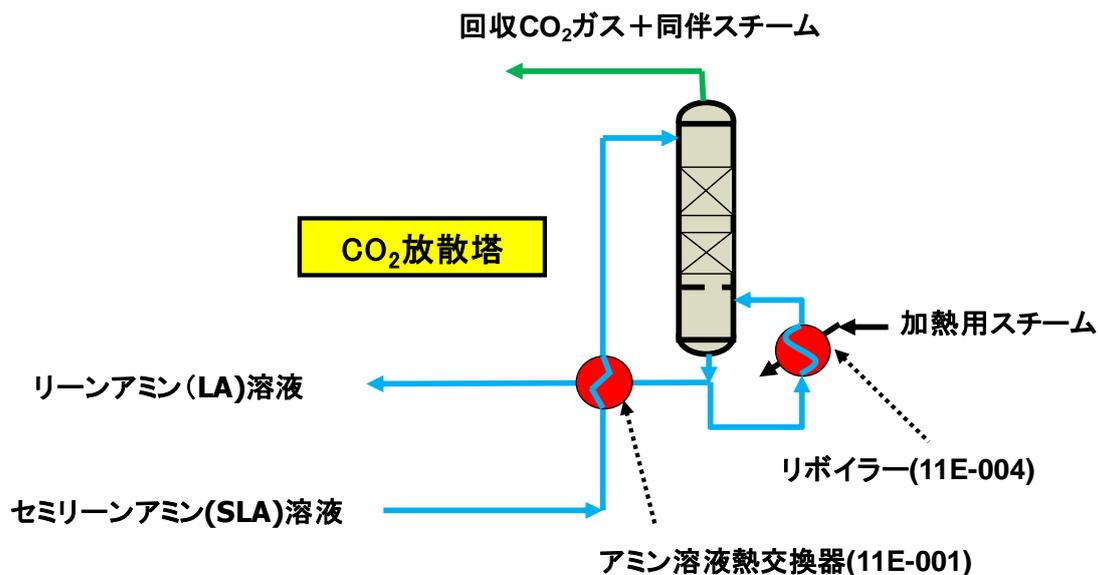


図 2.1-3 放散塔のプロセスフロー

(2) プロセス性能変化の検証

① 低負荷運転における変動とプロセス性能変化

2016年度実証試験で、設計段階において考慮されている50%～100%の負荷運転においては、所定の性能を維持して安定運転が可能であることを確認している。設計段階において考慮されていない50%未満の負荷については運転して確認する必要があったため、2017年度は負荷が性能保証範囲よりも低い場合の性能および安定運転について実証試験を行い、CO₂受入れ量30%～40%程度の低負荷の範囲で、以下に示す要求製品仕様を満たす運転ができていたことが確認された。

- 1) 回収CO₂ガスCO₂純度： 99.1 mol%～99.5 mol%（要求仕様99 mol%以上）
- 2) 燃料ガス中CO₂濃度： 0.00 mol%～0.08 mol%（要求仕様0.1 mol%以下）

しかし、50%未満の低負荷運転は、安定運転を指向してアミン循環量やリボイラスチーム量が過剰なものとなっている。運転負荷を30%程度まで下げても運転性能は維持されることが確認されたが、適正運転範囲からは逸脱しているため、以下に、性能に影響を及ぼす種々の事象について考察を行った。

低負荷運転で懸念されるポイントは次のとおりである。

- 1) 調節弁開度微小による制御不安定化
- 2) 液／ガス負荷過少による気液接触不良と吸収・放散能力の減少
- 3) 処理ガスに対する液量過多によるガスの巻き込み
- 4) 最適効率ポイントからのずれによる分離・回収エネルギーの増加

2017年度の30%～40%程度の低負荷実証運転実績をまとめた結果は次のとおりである。

- 1) 負荷を30%まで下げても、調節弁開度が制限となって制御が不安定化することはなかった。
- 2) 40%負荷運転および30%負荷運転において、吸収塔へのアミン循環量を設計の47%まで下げたが、偏流、気液接触不良は見られなかった。
- 3) 吸収塔頂部および中間段におけるCO₂濃度は、それぞれ0.02%および1.8%台～3.7%程度であり、高いCO₂吸収効果が認められた。なお、80%負荷付近の中間段CO₂濃度は12%程度であり、100%負荷時の中間段CO₂濃度は25%～30%程度であった。
- 4) 低負荷運転においては、回収CO₂純度が低下した。高負荷運転では回収CO₂純度は、ほぼ99.5%を維持していたが、運転負荷の低下にあわせて純度が低下し、30%負荷運転では、99.1%まで低下した。“海洋汚染等及び海上災害の防止に関する法律（以下、「海防法」と称す。）”では、圧入CO₂の純度が99%以上であること（石油精製の水素製造による場合は98%以上）が規定されているため、30%負荷運転は可能であったが、注意を要する。低負荷運転時の回収CO₂純度が、処理ガス量に対するアミン循環量比率（吸収塔から低压フラッシュ塔へのリッチアミン流量）を上げることにより低下する原因は、吸収塔下部におけるリッチアミンの水素等のガスの溶け込みと巻き込みによると考えられる。
- 5) 分離・回収エネルギーの大半を占めるリボイラースチーム量は、50%負荷付近で吸収塔頂部ガスのCO₂濃度が設計に近い0.07%～0.08%まで上昇したため、安定運転指向のため、余裕をもたせてスチーム量を高めに維持した。

② 2018年度（3年運転経過）の性能変化

2016年からの3年間の運転経過後の性能変化を確認した。

表2.1-5に2018年度末の代表的な運転条件で実測された分離・回収設備のプロセス性能を示す。異なる負荷による性能変化を調べるため、2019年2月は30%から50%負荷の、また2019年3月は100%負荷運転におけるプロセス性能を示す。

2018年度末の性能確認の結果は、次のとおり2016年度および2017年度の性能確認結果と同じであり、長期的なプロセス性能が維持されていることが確認された。

- 1) 負荷を30%まで下げると回収CO₂純度が海防法で定められている下限値(98%)まで低下するため、長期の安定運転に懸念がある。負荷は40%程度以上を維持することが望ましい。

- 2) 100%近傍の負荷運転において、吸収塔頂部ガス（燃料ガス）中のCO₂濃度が0.1%以下であり、アミン溶液の高い吸収効果が維持されている。
- 3) リボイラースチーム量は、負荷が設計ポイントから外れていくにつれて増加していくが、全体に余裕を持った安定指向運転を行ったため、設計に比べて多めとなっている。

表 2.1-5 性能確認運転でのプロセス性能実測値、および運転パラメータ

	設計値 ¹⁾	2019年(2018年度)					
		2月4日	2月19日	2月22日	3月11日	3月15日	3月25日
装置負荷%		50%	31%	40%	100%	105%	101%
回収CO ₂ ガスCO ₂ 純度, dry mol%	> 99	99.5	99.0	99.3	99.3	99.2	99.2
燃料ガス中CO ₂ 濃度, dry mol%	< 0.1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
アミン循環量 ²⁾	36.3	36.7	57.9	44.0	35.2	33.8	35.0
アミン循環量 ³⁾	35.8	36.0	57.0	43.7	35.0	34.0	34.6
リボイラースチーム使用量 ⁴⁾	0.41	0.52	0.84	0.67	0.52	0.51	0.52

注 1) 代表組成ケース、PSA オフガス中 CO₂ 濃度 51.6 mol%

注 2) アミン循環量：t-アミン/1,000 Nm³-PSA オフガス

注 3) アミン循環量：t-アミン/t-PSA オフガス中 CO₂

注 4) リボイラースチーム使用量：t-低圧スチーム/t- CO₂

(3) CO₂ 吸収液の検証

① 吸収液の経年変化

当センターの分離・回収設備での CO₂ 吸収プロセスでは、PSA オフガスから CO₂ を選択的に吸収する吸収液としてアミン溶液を使用している。アミン溶液は化学的に安定であるが、PSA オフガスとの連続的な接触、長期的な加熱・冷却の繰り返しや SDM に伴う抜き出し・再充填の実施にともなって、少しずつ劣化していく。また、CO₂ の吸収効率を高める目的でアミン溶液に添加されている反応促進剤は、揮発性が高いため、少しずつ減少していく。

アミン溶液は、アミン濃度が低下すると、pH 値の低下による腐食リスクの増大、CO₂ 吸収容量の低下、アミン溶液循環量の増加、再生エネルギーの増加等の現象を招く。このためプロセスライセンサーからは年数回の定期的な溶剤分析が推奨されている。

反応促進剤の濃度が低下していくと、燃料ガス中に残存するCO₂量が増加していく。プロセスライセンサーでの溶剤分析により、反応促進剤の濃度低下が確認されれば、反応促進剤の補給を考える必要が生じる。

運転開始から3年を経過した2019年3月時点では、アミン溶液の濃度の低下およびその組成の経年変化は少なく、CO₂の吸収性能にも変化は見られなかった（表2.1-6に示すアミン濃度、CO₂濃度を参照）。また、吸収液の損失もほとんど認められなかった。したがって、現在の吸収液をそのまま実証運転終了まで使用できると考えられる。

② 吸収液分析と経年変化の考察

2.1.2(3)①で記載した年数回の定期的な溶剤分析に加え、プロセスライセンサーであるBASF社が総合的な分析を実施する（JCCSからサンプルをドイツのBASF研究所に送る）。BASF社における分析項目は次のとおりであり、2回/年程度実施している。

- 1) アミン濃度（溶剤強度）
- 2) 反応促進剤濃度
- 3) CO₂含有量
- 4) 重金属含有量
- 5) 塩化物含有量
- 6) 発泡試験

なお、分離・回収設備の運転を安定的に維持するため、ユーザー側においてもより高い頻度で定期的なアミン溶液（特にLA）のサンプリングと分析を行う必要がある。

2018年1月以降のアミン溶液分析結果を表2.1-6に示す。

表 2.1-6 吸収液（アミン溶液）の分析結果

年	月	日	リーンアミン					リッチアミン		セミリーンアミン		リーンアミン
			アミン濃度	CO2濃度	SS	鉄(全鉄)	溶解鉄	アミン濃度	CO2濃度	アミン濃度	CO2濃度	発泡高さ
			wt%	g-CO2/ℓ	mg/ℓ	mg/ℓ	mg/ℓ	wt%	g-CO2/ℓ	wt%	g-CO2/ℓ	mℓ
2018	1	10	51	6.9				45	110	47	89	>500
	1	23	52	1.4				43	99	43	78	>500
	2	5	48	1.4				49	94	49	68	>500
	2	20	47	1.2	9	10	10	46	84	44	65	>500
	3	7	48	1.3	2	9.7	9.7	46	99	43	78	>500
	3	19	51	1.2	<1	13	13	47	97	48	67	
	4	3	47	1.2	8	14	14	43	92	46	74	370~500
	4	17	48	1.8	<1	12	12	43	100	44	72	400~470
	5	15	56	2.8	<1	16	14	51	96	54	77	>500
	7	27	47	1.5	1	23	21	42	76	42	59	435~445
	8	6	46	0.3	<1	21	20	39	90	40	64	460~470
	8	21	50	1.3	<1	17	17	41	88	43	68	
2019	1	9	44	1.7	<1	14	13	40	83	40	72	375~420
	1	23	45	1.7	<1	150	150	42	76	42	70	
	2	20	55	1.9	<1	18	16	52	81	50	61	335~370
	3	7	51	1.3	<1	19	18	52	100	48	86	330~370
	3	19	53	3.6	<1	18	18	44	90	47	73	

本設備において実施している分析項目は次のとおりである。

1) アミン濃度（溶剤強度）

1)-1 CO₂ガスを効果的に吸収し、装置の腐食を防止するために、アミン濃度を適切な範囲内に保つ必要がある。

1)-2 アミン濃度が低下すると、CO₂吸収容量が低下し溶液循環量の増加が必要となる。あわせて再生エネルギーが増加する傾向となる。

2) CO₂含有量

2)-1 LAのCO₂含有量は再生効率を示す。

2)-2 LAのCO₂濃度が低い場合は、より多くのエネルギーを再生に利用していることを表す。

2)-3 LAのCO₂成分濃度が高い場合は、再生に運転上の問題が生じている可能性を示している。さらにCO₂吸収塔でのCO₂吸収効率の低下につながる可能性がある。

3) 発泡試験

3)-1 アミン溶液の発泡は、アミンと有機酸との反応生成物、凝縮した炭化水素成分（特に芳香族成分）、あるいはアミン溶液に取り込まれた固体粒子により引き起こされる。アミン溶液の劣化により生成される重合物も発泡要因の一つとなり得る。

3)-2 アミン溶液が発泡すると、CO₂吸収塔・CO₂放散塔での効率低下を招き、

アミン溶液の損失にもつながる。アミン溶液の発泡は、CO₂吸収塔・CO₂放散塔内の圧力損失の増大により検知される。

- 3)-3 定期的にあミン溶液の発泡の傾向を監視し、時間経過とともに発泡の傾向が増す場合にはLAフィルタカートリッジの点検・交換、消泡剤の投与等、運転上の対応を検討する必要がある。

アミン濃度は、純水のメイクアップ（不足量の補充）量で調整できるため、分析結果から日々のメイクアップ量を調整し、適切な範囲内を保持している。

CO₂含有量は、吸収液のCO₂吸収能力および吸収容量確認の目安として測定し、アミン溶液循環量やCO₂放散塔リボイラースチーム量を調整している。

発泡試験については、異常に高い値（発泡高さ500ml以上）が検出された。2016年12月および2017年5月にLAサンプルを採取し、BASF社による総合分析を実施したところ、組成的には問題はないものの、発泡性が高い結果となった。2017年3月～4月にCO₂吸収塔、あるいはCO₂放散塔において充填層圧力損失の増大が観察されたことから、6月のSDM時に活性炭によるアミン溶液のクリーニングを検討し、ラボテストを実施した。しかし、ラボテストでは活性炭処理したアミン溶液が逆に高い発泡性を示し、良好な結果が得られなかったことから、クリーニングは断念し、BASF社と協議の結果、消泡剤の注入を計画した。2017年6月のSDM終了による運転再開後は、BASF社の推奨と他社実績をもとに、1回/日の消泡剤スポット注入を実施した。この定期注入により、吸収塔における圧力損失増加は見られなくなったが、消泡剤注入ショックによる回収CO₂の純度が低下するという問題を生じた。この回収CO₂の純度低下は、消泡剤を注入した直後に起こり、その後徐々に回復していく傾向にあった。図2.1-4に実績を示す。

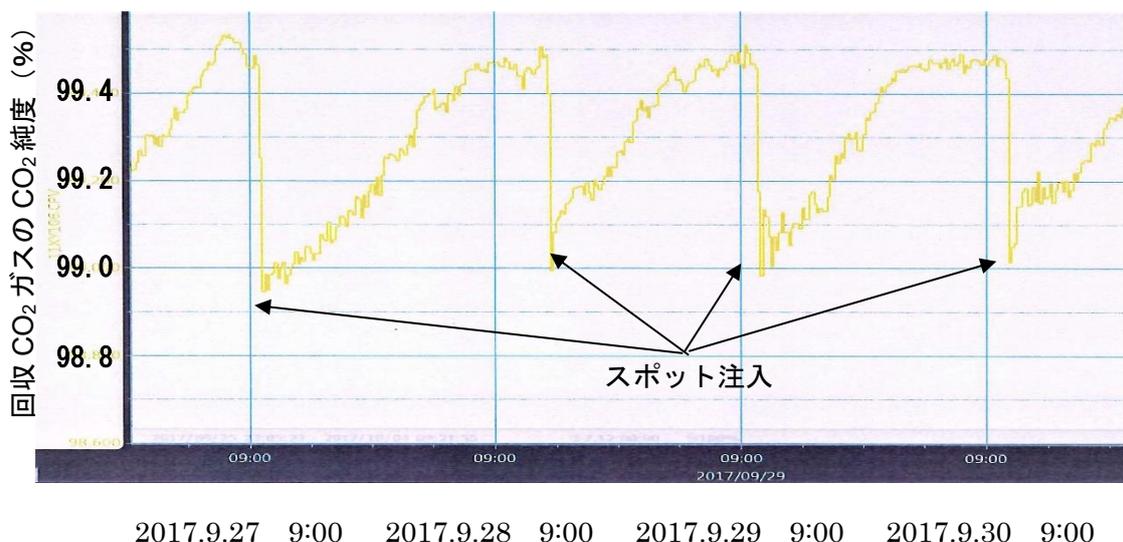


図 2.1-4 消泡剤のスポット注入によるCO₂純度変化

消泡剤のスポット注入によるショックを緩和して、急激な純度低下を防止するために、3月末に連続注入設備を設置し、その後は1日あたりの注入量は同じとして24時間の連続注入を実施した。これにより、注入ショックがなくなり、回収CO₂の純度低下の回避が可能となった。アミン溶液の発泡性については、BASF社の試験法を採用して測定しているが、BASF社での測定結果と同様、スポット注入時は高い値を示していた。消泡剤の連続注入開始以降、発泡性は低下の傾向にあり、2019年2月～3月の測定値は、BASF社の通常予想値の350 mlとなっている。今後も連続注入を継続していく。

なお、発泡の要因の一つと考えられる吸収液中の個体粒子としてSS (Suspended Solids: 浮遊物質) を、また鏽成分としての鉄を測定しているが(表 2.1-6)、いずれも微量で、発泡の原因は未だ解明されておらず、今後の課題である。今後もBASF社に総合分析を依頼するとともに、引き続きアミンの濃度やCO₂含有量の測定および発泡性試験を実施して分離・回収性能への影響を注視していく。

③ 炭酸鉄生成の原因

2017年10月初めから11E-001の圧力損失が徐々に増加したため、12月5日に11E-001を解体したところ、図2.1-5の写真で示すように、SLA側(出口高温側)にスケール膜が全面に付着している状況であった。付着スケールは濃い灰色で、爪で削って除去できる程度の硬さであった。



図 2.1-5 11E-001 セミリーンアミン（SLA）高温部スケール付着

一方、図 2.1-6 の写真で示すように、11E-001 の LA 側（入口高温側）は、スケールの付着はなく清浄な状態であった。

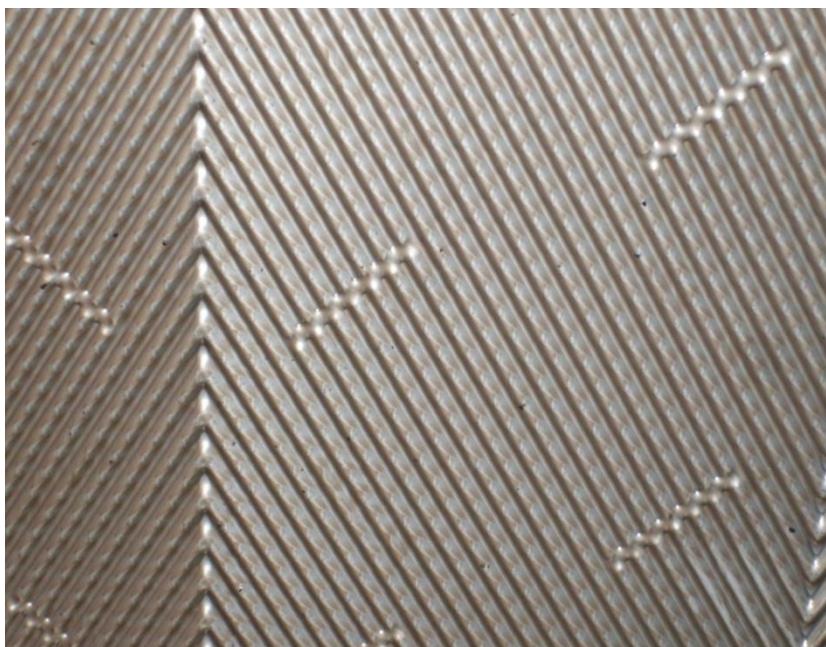


図 2.1-6 11E-001 リーンアミン（LA）高温部スケール付着なし

2018年1月から5月にかけて11E-001に再び炭酸鉄による汚れが進行し、6月のSDMにおいて開放清掃した。この際に、付着スケールをX線回析装置(XRD:X-Ray Diffraction)

で分析した結果、炭酸鉄（FeCO₃）であることが判明した。アミン溶液中の鉄イオン濃度はBASF社の分析によれば 7 ppm で（2017年6月）、BASF社の許容値 20 ppm 以下であったため、分離回収設備での炭酸腐食は進行していないと考えられた（一般に、炭酸腐食が発生すると、鉄イオン濃度は 100 ppm 程度に上昇する）。微量の鉄成分はアミン溶液中で CO₂ と反応して炭酸水素鉄（Fe(HCO₃)₂）および炭酸鉄（FeCO₃）を生成するが、炭酸水素鉄の水への溶解度は大きく、鉄イオン換算値では 310 ppm に相当する。一方、炭酸鉄の水への溶解度は小さく、鉄イオン換算値では 0.316 ppm に相当する。したがって、(20 ppm)の鉄分はほとんどが炭酸水素鉄と考えられる。

炭酸鉄は温度が上昇するに従い溶解度が減少する特異な性質を有するため、11E-001のSLA側に付着した炭酸鉄は、高温下での下記の反応式により、炭酸水素鉄から溶解度以上に生成して沈殿・付着したものと推定される。



11E-001のLA側ではCO₂がほぼ溶液から放散されて炭酸水素鉄が微量であるため、高温に晒されても炭酸鉄を生成することがないと考えられる。

20 ppm以下の微量の鉄イオンの生成は、PSAオフガス送気配管（600 mm直径）の炭素鋼部分、アミン溶液配管の炭素鋼部分、吸収塔／低压フラッシュ塔／放散塔の一部炭素鋼部分、吸収塔底部のボルテックス防止パッキング（炭素鋼）等からの微量の鉄分の溶解によるものと考えられる。炭酸鉄の付着防止対策については、2019年度以降の検討課題とする。

(4) 圧入CO₂純度の管理

圧入するCO₂（分離・回収後のCO₂）純度の管理について現状を述べる。

① 海洋汚染防止法（海洋汚染等及び海上災害の防止に関する法律）で届け出ているCO₂ガスの組成分析に関する内容

a. CO₂ガスの分析と組成について

平成28（2016）年2月22日付の特定二酸化炭素ガスの海底下廃棄の許可の申請（環境省からの許可は同年3月31日）の申請書別紙-1（※1）では、圧入するCO₂ガスについて、

- 1) 通常はオンラインのプロセスガスクロマトグラフで常時組成分析する。
- 2) CO₂純度が体積百分率98%以上を満足しない場合は速やかに圧入を停止する。
- 3) CO₂ガス中に含まれる物質は、省令（※2）に挙げられている物質（二酸化炭素、水素、窒素、酸素、炭化水素、一酸化炭素）のみとする。

- 4) オンラインの組成分析の他に、第三者機関による組成分析を年1回以上行い環境省に報告する。

等としている。

※1：「特定二酸化炭素ガスの海底下廃棄に関する実施計画に係る事項」2.1(2)『当該ガスからの特定二酸化炭素ガスの回収方法』の記載を参照

※2：「特定二酸化炭素ガスに含まれる二酸化炭素の濃度の測定の方法を定める省令」（平成19（2007）年9月19日環境省令第22号）（以下、「省令」と称する。）

b. CO₂ガスの分析状況

2.1.2(4)①a.に記載のオンラインのプロセスガスクロマトグラフについては常時組成分析を実施している。また、年に一回以上、省令に沿ってCO₂ガスの組成分析を行っている。詳細を以下の2.1.2(4)② CO₂ガスの第三者機関による組成分析にて述べる。

② CO₂ガスの第三者機関による組成分析

a. サンプルングの方法

サンプルガスは、常圧に近い圧力で安全に採取でき、CO₂圧縮機上流に接続したサンプリングラインから採取する。

ただし、この箇所から採取するサンプルは、分離・回収プロセスで約50℃程度のアミン水溶液から分離された直後のガスであるため、常温よりも高温で、かつ、水蒸気を多く含むガスである。

ガスの組成分析を第三者機関で実施する場合、サンプルガスをサンプルバッグに採取する必要があるが、水蒸気と共に採取したガスはサンプルバッグ内で常温（省令で5℃～35℃と定めている）まで冷却され、水蒸気は結露してガスから分離する。ガス採取後にサンプルバッグがさらされる気温とその時間によって、結露量や結露した水分に溶解するCO₂量が変動し、サンプルバッグ内のサンプルガスの組成は大きく変動し、きわめて再現性の悪い分析結果となる。このことを避けるために、サンプルガスをサンプルバッグに採取する際には、塩化カルシウム乾燥筒を経由させ、水分を除去した後に採取して分析を行った。採取の様子を図2.1-7に示し、採取の手順を以下に示す。

- 1) パージラインでサンプリング配管内の雰囲気サンプルガスに十分置換する。
- 2) サンプリング弁を開きCO₂ガスを塩化カルシウム乾燥筒→テフロンバッグ→水封バケツに通す。
- 3) 10分後、テフロンバッグ内が十分にサンプルガスに置換された後、サンプリング

弁を締め、ついでサンプルバッグの2箇所のコックを締めてサンプリングを終了する。

サンプルバッグ内にガスを流通させている間、出口側は水を張ったバケツ内にガスを流通排気し、サンプルバッグ内に空気が混入するのを極力防止するようにしている。

化学品メーカー情報によれば、塩化カルシウムが結合する水以外の成分は、アルコール、アンモニア、アミン、アルデヒド、フェノール、一部のエステルおよびケトン等であるので、本プロセスで分離・回収したCO₂ガス（CO₂および同伴する可能性のある成分：水素、酸素、窒素、メタン、一酸化炭素）に対しては不活性である。このため、塩化カルシウムは水分のみを除去し、ガスサンプル中の上述成分の分析に影響を与えない。固体塩化カルシウム表面に各ガス成分がわずかに吸着される可能性はあるが、10分以上ガスを流通させるため、吸着量は十分に平衡に達しており、サンプルバッグ内のガス成分は正しくサンプルの組成を示しているものと考えられる。

また、化学品メーカー情報（※3）によれば、塩化カルシウムに吸湿させた後のガス中には、最大で0.14 mg/Lの水分が残存するが、これをvol%に換算すると、

$$0.14 \text{ mg/L} \div 18 \text{ g/mol} \div 1,000 \text{ mg/g} \times 22.4 \text{ L/mol} \times 100 \text{ vol\%} = 0.0174 \text{ vol\%}$$

に過ぎず、最終的なCO₂濃度の定量と圧入実施の判定にはほとんど影響しない。

なお、本プロセスでは、圧入までの昇圧プロセスでCO₂ガスから水分を除去し、乾きガスとして圧入するため、この分析結果は、実際の圧入ガスの組成と同等と考えられる。

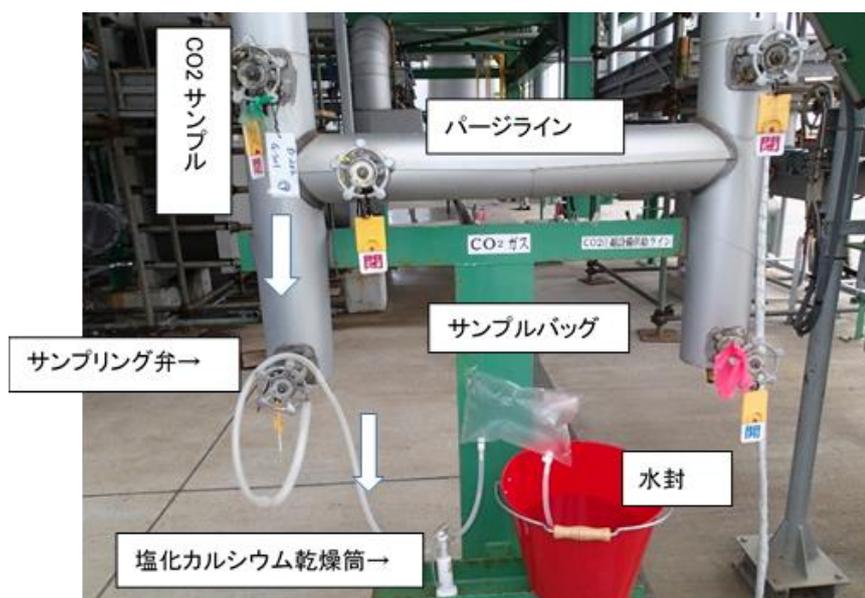


図 2.1-7(1) サンプルガス採取の様子（1）



図 2.1-7(2) サンプルガス採取の様子（2）

b. 分析の方法

7. 圧入可否判断

サンプルガス中の CO₂ 濃度を測定する方法は、省令ではガスクロマトグラフ（以下、「GC」と称する。）分析法（省令第一条二のイ）とアルカリ吸収法（省令第一条二の

ロ）との二通りのいずれかと定められている。

第三者機関で、GC分析法とアルカリ吸収法（オルザット式アルカリ吸収法）の両方によりCO₂濃度を測定し、98.5%以上（自主基準）であれば圧入可能と判断した。

結果的には、CO₂濃度は常に98.5%以上を保ち、このCO₂純度を理由とした圧入停止は実証試験運転では発生しなかった。

イ. ガスクロマトグラフ（GC）分析法

プラントで得られる回収CO₂ガスは、不純物として0.3%～1%程度のCO₂以外のガス（水素、酸素、窒素、メタン、一酸化炭素）を含む。このガスの濃度を、省令に従ってGC（Gas Chromatograph）分析法にて小数点以下二桁%の精度で測定した。

ウ. アルカリ吸収法

サンプルガスを塩化カルシウムで乾燥させた後にアルカリ吸収法でCO₂濃度を測定した。

c. 2018年度（2019年2月）の分析

GC分析法によるガス分析は、日本工業規格K0114の4（2012）により実施した。その結果、実測値は各校正ガス濃度に近い値となっており、測定精度は確保されていると考えられる（表2.1-7、表2.1-8）。

アルカリ吸収法によるCO₂濃度分析は、2017年度2回に対して2018年度は統計的考察のため5回の測定を行い、平均99.33 vol%であった。標準偏差も0.057と小さく、測定の繰り返し精度は高いことが分かった。一方、GC分析法によりCO₂以外の物質の合計濃度を算出し、100%から控除して算出したCO₂濃度は99.25 vol%であった（表2.1-8）。

表 2.1-7 2019年2月のGC分析法に用いた校正ガス

校正ガス	酸素	窒素	メタン	一酸化炭素	水素
高濃度, 単位;vol%	0.2 (0.1)	0.5 (0.5)	0.4 (0.00005)	0.1 (0.0001)	2.0 (省令指定なし)
低濃度, 単位;vol%	0.007 (0.02)	0.00993 (0.1)	0.01 (0.00002 または 0.0001)	0.0001279 (0.00005 または 0.0003)	0.00993 (省令指定なし)

注) 括弧内は省令で指定されている濃度

表 2.1-8 各種分析法によるガス分析と CO2 濃度結果（2019年2月）

ガス種	プラントのオンライン GC ¹⁾	アルカリ吸収法					GC 分析法	
		vol%					vol%	検出器
O ₂	0.0005	/					0.01	TCD ²⁾
N ₂	0.0017						0.02	TCD
CH ₄	0.1208						0.15	FID ³⁾
CO	0.0283						0.03	メタン還元 FID
H ₂	0.5048						0.54	TCD
計	0.6561						0.75	
CO ₂	99.34	99.25	99.30	99.35	99.40	99.35	99.25	
		平均；99.33、標準偏差；0.057						
		95%信頼区間；99.26～99.40						

注 1) 検出器は TCD (Thermal Conductivity Detector；注 2 参照)

注 2) 熱伝導度型検出器のことであり、物質の熱伝導度の違いを利用してサンプルの検出を行う。

注 3) Flame Ionization Detector。水素炎イオン化型検出器のことであり、物質を水素炎中で燃焼することによって発生するプラズマ電子を検知する。

③ CO₂ 分析計の改善 (CO₂ 分析計サンプルガス配管の凝縮水対策)

CO₂ 分析計のサンプルガスは、回収 CO₂ ラインの気液分離槽 (11V-005) 出口から採取しているが、気液分離槽 (11V-005) と分析時間差を最短にしてサンプルガスを測定するために、CO₂ 分析計システムは、常時サンプルガス配管を置換する目的で、分析計入口で一定量のガスを大気に放出する構造となっている。

サンプルガスは約 8%前後の水分を含んでいるため、分析計入口で水分が凝縮しない温度まで上昇させてから分析計に入り組成測定後、放出配管から大気に放散される。分析計から出たサンプルガスは放出配管内で温度が下がり、ガス中の水分が凝縮 (ドレン化) し、凝縮水が配管内に滞留する構造となっていたため、分析計停止時 (通常・緊急停止)、滞留した凝縮水が分析計内部に逆流し分析計本体の触媒 (カラム)、検出器等を水没させ計測不能となる事例があった。対策として分析計出口配管および大気放散ヘッダーに水封入方式による凝縮水放出システムを構築し、分析計の緊急停止等突発停止が発生しても凝縮水が逆流しないように対策を施した。また、通常停止時、窒素で配管を置換できるようにした (

図 2.1-8)。

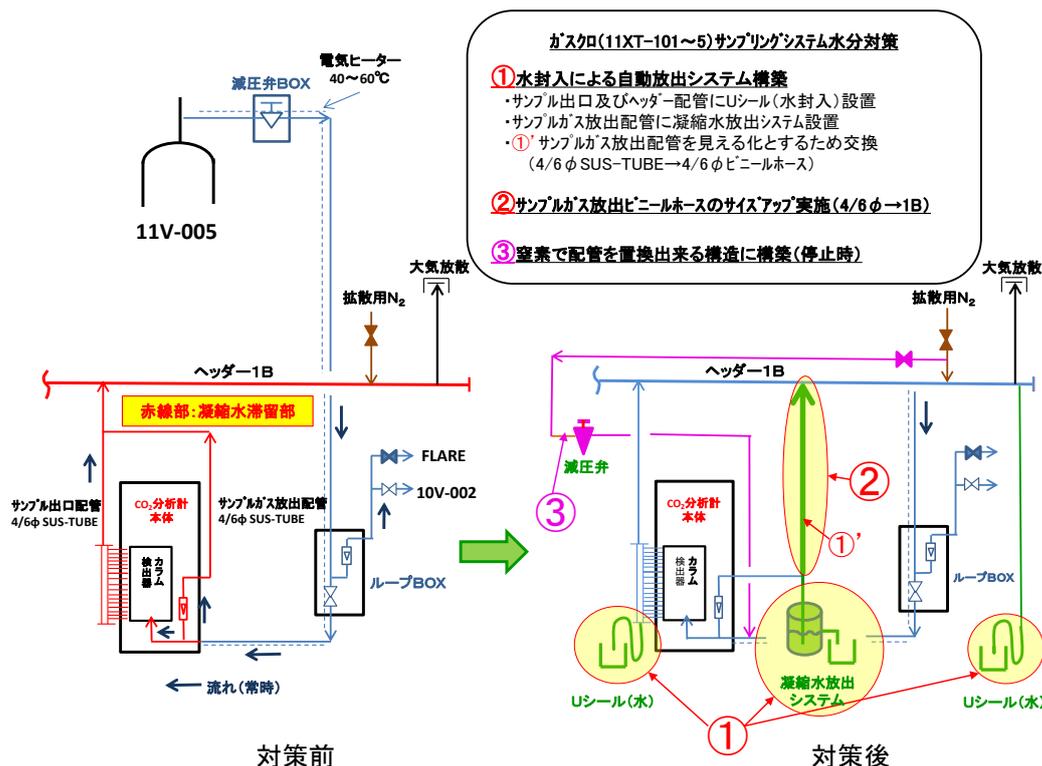


図 2.1-8 CO₂ 分析計サンプルガス配管の凝縮水対策

(5) 分離・回収設備の全体総括

2018年度の分離・回収設備の運転は、4月～5月は11E-001の性能低下のため性能確認試験を実施できず、SDM（6月）時に実施した11E-001の洗浄後は、PSAオフガス供給量が製油所の水素製造設備の低負荷運転と9月6日の胆振東部地震による長期間停止（9月上旬から12月下旬まで）のため、また、2019年3月は当初の計画外のCO₂回収量の確保等のため、安定した性能確認試験を実施できなかった。

日常運転では（2018年4月および2019年3月）、100%負荷での分離回収エネルギーは1.38 GJ/t-CO₂となり、目標値の1.20 GJ/t-CO₂を超えているが、この原因は11E-001の性能低下と余裕を持った安定運転のためLA循環量を増加（+16%）したためと考える。

一方、30%～100%の負荷運転においては、吸収塔頂部ガス（燃料ガス）中のCO₂濃度がゼロであり、アミン溶液の高い吸収効果が維持されていると考える。

負荷を30%まで下げると回収CO₂純度が運転指針としている下限値（99%）まで低下するため、負荷は40%程度以上を維持することが望ましいことが判明した。

2019年度は、4月～5月に分離回収設備の100%負荷運転が予定されているため、11E-001が性能低下の状態においても性能確認試験を実施し、その運転データと吸収溶液のCO₂吸収濃度（g-CO₂/l）分析データをプロセスシミュレーションで解析することにより、プロ

セス本来の分離回収エネルギーと熱交換器性能低下の影響度を解析する予定である。

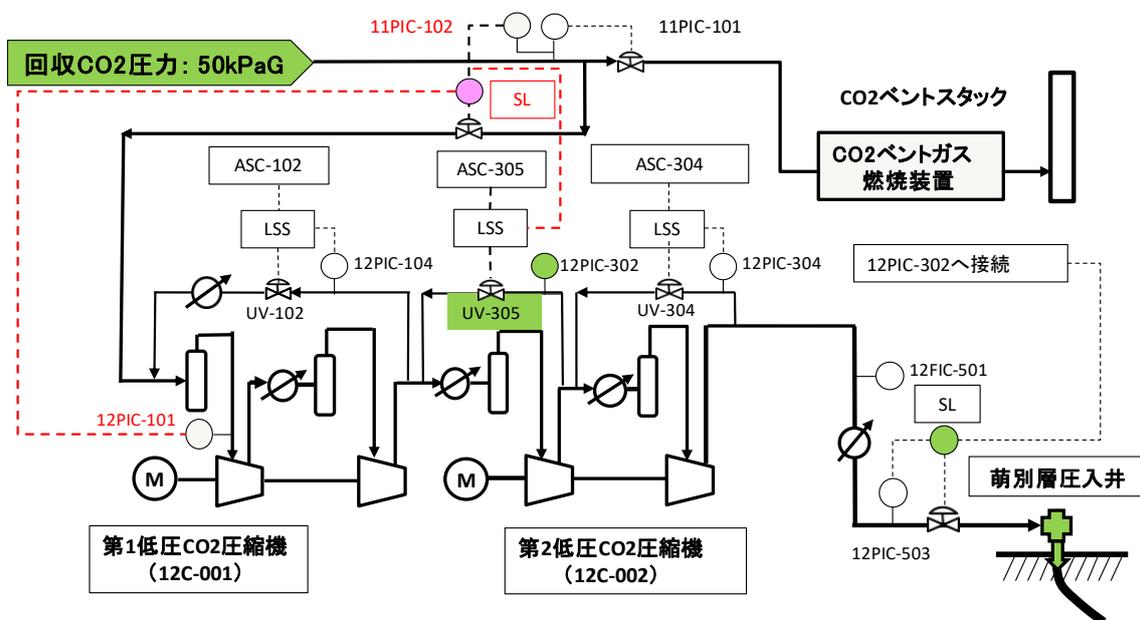
2.1.3 圧入設備の運転検証

(1) CO₂回収量変動への追従性

CO₂原料ガス源である製油所水素製造装置のPSAユニットは不純物（CO₂等）を吸着・脱圧・再生・昇圧するステップを短時間で繰り返すため、PSAオフガス量とそのCO₂濃度は安定状態においても±5%程度変動する。このため、分離・回収したCO₂量は上記の各変動が重複し、安定状態においてもおおよそ30分間隔で±6%程度変動する。

圧入運転開始当初は、回収CO₂の変動が第1および第2 低圧CO₂圧縮機の流量・圧力にも変動を与えるため、圧入設備の運転条件を頻繁に変更しなければならなかった。

圧縮機制御システムの制御フロー概念図を図2.1-9に示す。



- PC: 圧力制御端
- FC: 流量制御端
- ASC: アンチサージ制御システム
- LSS: ローシグナルセレクター
- SW: 切替スイッチ
- SL: セレクター

図 2.1-9 圧縮機制御フロー概念図（赤字箇所は2017年度改善）

圧入井の上流で圧力制御を行う場合（12PIC-503）、分離・回収設備からの回収CO₂量が増減すると、分離・回収設備での圧力制御（11PIC-102）により圧入設備への送出ガス量が対応して増減される。第1 低圧CO₂圧縮機吸込み圧が規定範囲を外れると（規定上限値以上あるいは規定下限値以下）、吸込み圧制御（12PIC-101）に切替わり吸込みガス量が調節

される。このとき、上記の11PIC-102は制御から外れるため、分離・回収設備で発生した余剰のCO₂は、11PIC-101の圧力上昇によってベントスタックへ放出される。

これらの制御システムを分析し、以下の問題点を抽出した。

- 1) 12C-001 吸込圧力(12PIC-101)が変動し上限もしくは下限を超えた場合、11PICV-102での制御が開始される。その間、分離・回収放散系圧力(11PICV-102)の制御が行われなくなるため圧力が大きく変動する。(50 kPaG±5 kPaG 以上)。
- 2) 分離・回収放散系の圧力が設定値(50 kPaG)から大きくずれないように、12UV-305の開度を手動で調整する必要がある。空冷式冷却水温度や製油所水素製造装置のPSAオフガス流量の変動等のため、12UV-305調節弁の設定値を頻繁に手動で調整する必要がある。

そこで以下のシステム改造を行った。圧縮機制御システム改善の制御フローを図2.1-8の上に赤字・赤線で表示する。

12C-001 吸込圧力(12PIC-101)が変動し、上限(15 kPaG)を超える、もしくは下限(5 kPaG)を下回った場合、11PV-102での制御が開始され、回収CO₂圧力(11PIC-102)が52 kPaG以上もしくは48 kPaG以下になった場合、12UV-305の開度を自動で0.5%ずつ変化させる。さらに、11PV-102とのハンチングを避けるために12UV-305は開度を一度変化させた後は、その開度を5分間は保持する。その結果、12UV-305は自動で制御され(運転員の手動操作が不要となった)、11PIC-102も50 kPaG±3 kPaGで安定的に制御された。

2018年2月～5月のCO₂圧入設備の運転は、75%～100%の高負荷運転を継続できたが、11PIC-102は50 kPaG±3 kPaG、12PIC-101は5 kPaG～15 kPaGの範囲で自動制御され(12UV-305開度の手動調整は不要)、11PIC-101弁の開度はその間ゼロ(閉)に維持されて、回収CO₂が大気に放出されることはなかった。

(2) 圧入量変動への追従性

① 圧入制御システム

圧入制御システムは、回収CO₂ガス量の変動および圧入レートの変化時に対応できる制御システムを構築している。このシステムは圧入量の「流量制御」と圧入ガスの「圧力制御」との切り替えで変動に対応する制御システムとなっている。ただし、回収CO₂ガス量の急激な変動時は、圧入設備に極力変動を与えないために、圧入設備上流の分離・回収設備からの回収CO₂ガスをCO₂ガス燃焼設備経由で大気に放出する。

回収 CO₂ ガスの定流量圧入時は「流量制御」とし、回収 CO₂ ガス全量圧入時は「圧力制御」とする。

なお、滝ノ上層と萌別層同時圧入時、滝ノ上層には「流量制御」で定流量圧入し、萌別層には「圧力制御」で残りの回収 CO₂ ガス全量を圧入し、問題なく制御できる事を確認した。

② 圧入量変動への追従性

萌別層の圧入量変動については圧入制御システムでの効率的な運転により、回収した CO₂ ガスを大気中にほとんど放出することなく、回収 CO₂ ガス全量を圧入した。

萌別層への圧入井入口圧力は、図 2.1-8（2.1.3 (1)圧縮機制御フロー概念図）に示した 12PIC-503 で貯留層の圧力に応じて設定するが、これを 12PIC-302 とカスケードすることによって、12PIC-503 を安定的に自動制御することができた。

滝ノ上層と萌別層の同時圧入時も、滝ノ上層圧入を「流量制御」とし萌別層圧入を「圧力制御」とすることで、CO₂ 圧縮機の運転状態に変動をおよぼすことなく回収 CO₂ ガス全量を圧入した。

滝ノ上層圧入量制御は増設した「少流量圧入システム」で行い、少流量調節弁による制御は自動制御に問題がないことを確認した（0 kg/h～200 kg/h の範囲）。

(3) 圧入圧力への追従性

圧入設備においては、圧入井坑底と貯留層間の過度の差圧ならびに急激な圧力変化を避けることで出砂等の危険性を低下させる必要がある。

圧力変動に対応した圧入制御システムにより圧入を行い、圧入設備の CO₂ 圧縮機吐出圧力および圧入井入口圧力の変動を最小減に制御したことで、滝ノ上層および萌別層の坑底圧力に大きな変動はなく、安定した状態であった。

(4) 圧入設備の全体総括

CO₂ 原料ガス源である製油所水素製造装置の PSA ユニットは不純物（CO₂ 等）を吸着・脱圧・再生・昇圧するステップを短時間で繰り返すため、PSA オフガス量とその CO₂ 濃度は安定状態においても±5%程度変動する。このため、分離・回収した CO₂ 量は安定状態においてもおおよそ 30 分間隔で±6%程度変動する。

2016 年度の圧入設備の運転では、回収 CO₂ の変動が第 1 および第 2 低圧 CO₂ 圧縮機の流量・圧力にも変動を与えるため、圧入設備の運転条件（特に、12UV-305 の開度）を頻繁に変更しなければならなかった。

2018 年 1 月に「CO₂ 回収量変動への追従性システム」の改造を行った。圧縮機制御シス

テム改善の制御フローを2018年2月～5月のCO₂圧入設備の運転は、75%～100%の高負荷運転を継続できたが、11PIC-102は50 kPaG±3 kPaG、12PIC-101は5 kPaG～15 kPaGの範囲で自動制御され（12UV-305開度の手動調整は不要）、11PIC-101弁の開度はその間ゼロ（閉）に維持されて、回収CO₂が大気に放出されることはほとんどなくなり、改善策立案時の想定通りに運転できた。

2.1.4 運用システムの検証

(1) 緊急遮断システム

運転状態や機器作動が異常となり、運転を継続した場合に安全および機器性能に重大な問題が生じることを回避するため、安全計装システムを組み、安全に緊急停止（ESD：Emergency Shut Down）できるようにしている。

① PSA オフガス圧縮機（10C-001）の緊急停止（2018年9月）

2018年9月に、原料であるPSAオフガス供給が停止した。

供給停止によって、D1-2/D0基地の受入圧力が急激に低下し、PSAオフガス圧縮機（以下、「10C-001」と称する。）がサージング領域に近づいたため、D1-2/D0基地の緊急遮断システムが作動し、自動遮断や開放および機器の運転停止が行われて、安全を確保した。

具体的な異常とアクションは次のとおりである。

- 1) 製油所からのPSAオフガス受入停止により、10C-001の吸込み量が異常低下し、10C-001がサージ領域の下限流量線に近づいた。
- 2) 10C-001保護のため、緊急停止システム（UZ-011）が作動し、次の自動操作が行われた。
 - 2)-1 10C-001の停止
 - 2)-2 PSAオフガス圧縮設備入口遮断弁閉止
 - 2)-3 10C-001アンチサージ弁開放
 - 2)-4 PSAオフガス圧縮設備出口調節弁閉止
 - 2)-5 10C-001気液分離槽液出口遮断弁閉止
- 3) 自動操作された遮断弁を、実際に作動したことを示すアンサーバックで確認した。
- 4) 各部の温度、圧力、流量、液レベルが予測どおりであることを確認した。

以上のとおり、実際に生じた緊急事態において、UZ-011が計画どおり適切に作動し、緊急遮断システムが正常に作動して安全を確認した。

② 高圧CO₂圧縮機（12C-003）の緊急停止

2018年2月23日正午頃に12C-003が緊急停止し、第1・第2低圧CO₂圧縮機（12C-001および12C-002）もほぼ同時に緊急停止した。12C-003の緊急停止により緊急停止システム（UZ-014）が発動し、12C-001および12C-002圧縮機の各段遮断弁が閉じたことにより、12C-001および12C-002はサージ領域に入って緊急停止した。

12C-001の緊急停止時には緊急停止システム（UZ-012）が発動し、12C-002の緊急停止時はUZ-013が発動してすべてのCO₂圧縮機は安全に停止した。

12C-003の緊急停止の原因は、12C-003処理流量を測定するオリフィス流量計の伝送器受圧部のダイヤフラム表面にハイドレートや凝華した固形物が付着し、それが日中の大気温度の上昇により融解し流量指示に誤差が生じ、一時的に流量低下の信号を発信したものと考えられる。伝送器本体は電気トレースと保温カバーで囲んであったが、さらに密に保温トレースを増強させる対策を実施した。

また、これら3台のCO₂圧縮機がほぼ同時に停止することにより、高圧残存CO₂が低圧側圧縮機に漏洩し（ラビリンスシールを通過）、低圧第1圧縮機（12C-001）の吸込側に設置された安全弁（12SV-00：設定圧0.35MPaG）の圧力が一時的に0.449MPaG付近まで上昇し、安全弁が開放された。このため、放出量の大きい新規の安全弁を設置し、設定圧で放出できるよう改善した。

③ PSAオフガス圧縮機（10C-001）の緊急停止（2019年3月）

2019年3月に、原料であるPSAオフガス供給に急激な変動を生じた。この変動によって、10C-001がサージングの危険領域に近づいたため、D1-2/D0基地の緊急遮断システムが作動し、自動遮断や開放および機器の運転停止が行われて、安全と機器健全を確保した。実際に作動した緊急停止システムの内容と確認項目は、2.1.4(1)①に述べた2018年9月の緊急停止時と同一である。

④ 緊急停止時における圧縮機の運転対応

上記①～③の緊急停止時における緊急遮断システムは問題なく作動して安全を確保した。しかしこのような緊急停止における遮断が行われても、健全である圧縮機は、全量スピルバックとなって運転が継続できる設計であったが、実際にはサージゾーンに近づいて緊急停止した。

健全な圧縮機が緊急停止することは安全面、機器性能維持面で全く問題はないが、運転停止と再起動は運転操作上効率的でないため、健全な圧縮機は全量スピルバック運転を維持してスタンバイ体制をとるようにしておくことが望ましい。

(2) 圧縮機制御システム

① PSA オフガス圧縮機（10C-001）制御システムの検証

10C-001 は動力消費が大きいことから、エネルギー消費削減のため回転数制御を採用している。導入する PSA オフガスの増減に従い圧縮機回転数を調整することにより、吸込み圧を一定に保っている。10C-001 制御システムの構成を図 2.1-10 に示す。

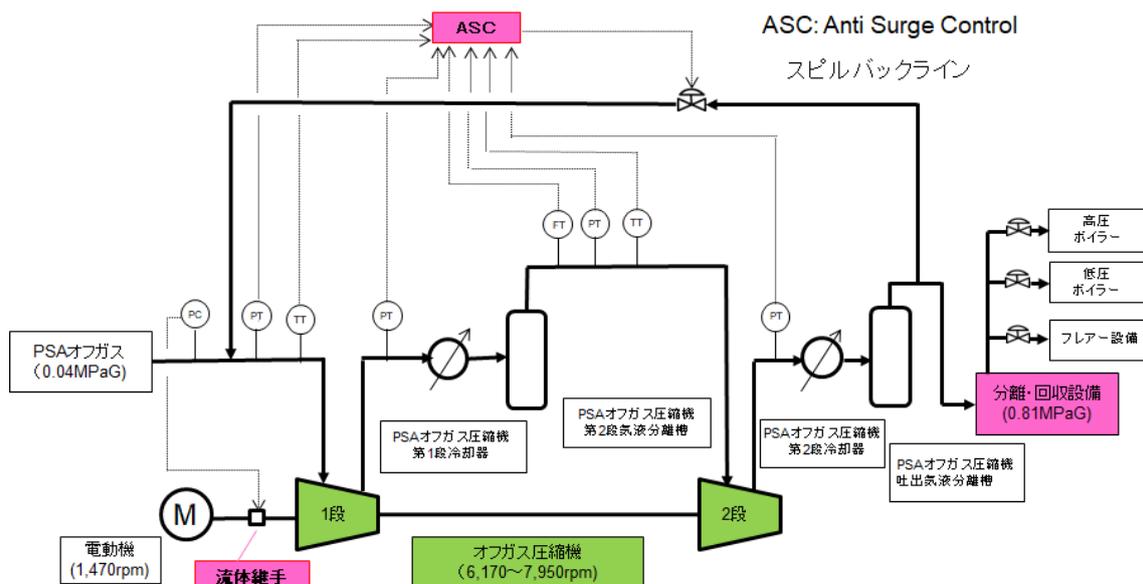


図 2.1-10 PSA オフガス圧縮機（10C-001）制御システム

図 2.1-11 の 10C-001 の設計時性能曲線に示すとおり、サージコントロール領域に入るまでの運転範囲が狭い。そのため、サージコントロール領域に入り、圧縮機の緊急停止を招き PSA オフガス供給設備の運転に支障をきたすことがないように、分離・回収設備の負荷に応じたリサイクル量をスピルバック弁の手動調整により確保することを主たる運転操作とし、その上で定常運転時の PSA オフガス量の変動を回転数制御で吸収させる運転モードを採用した。

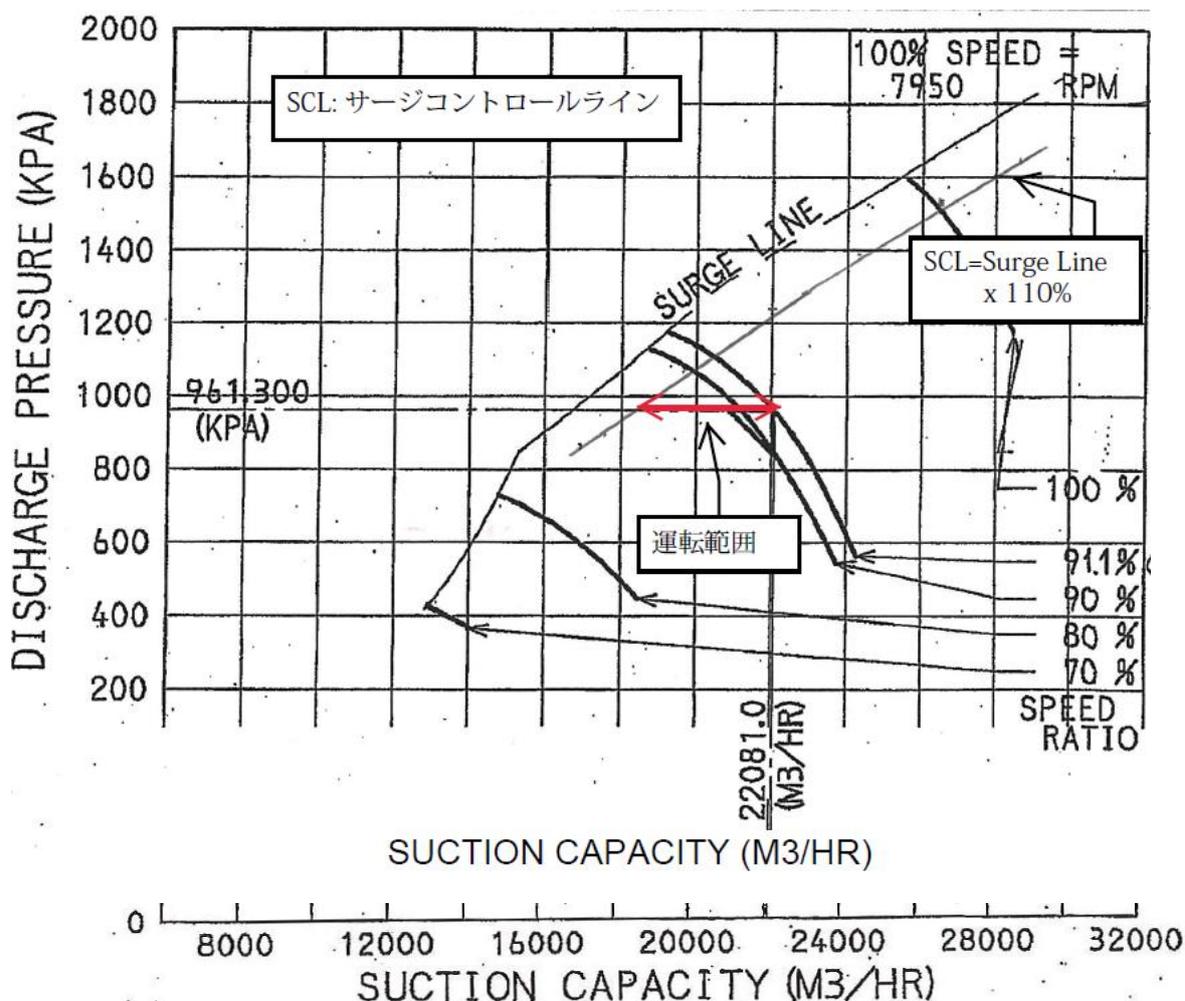


図 2.1-11 PSA オフガス圧縮機（10C-001）設計時性能曲線と運転範囲

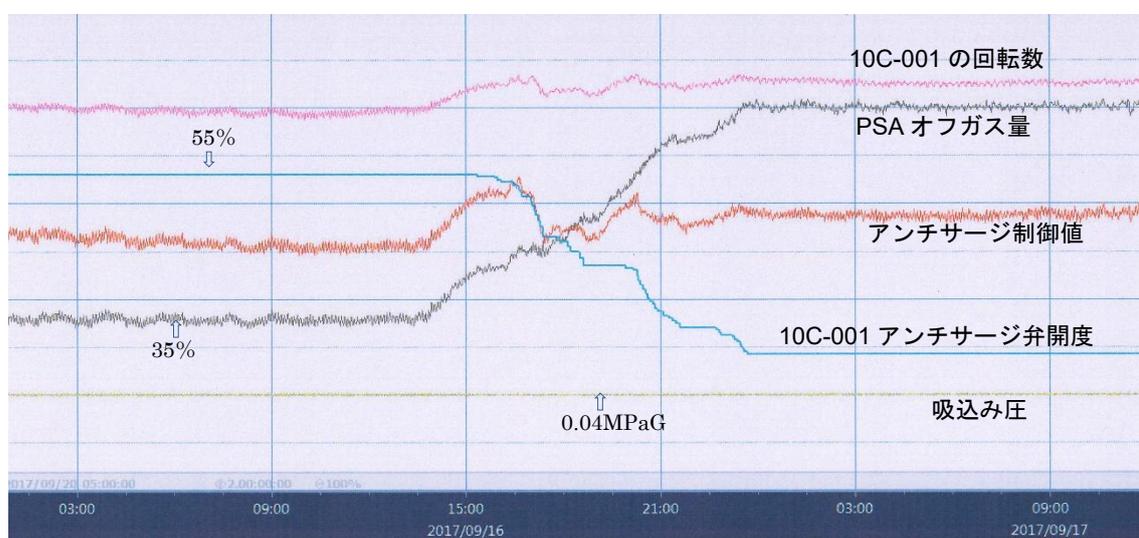
図 2.1-12 に PSA オフガス量の変動と、それに応じた圧縮機回転数の応答を示す。これは PSA オフガス量を増加させた過程での運転パラメータの変動を示したものである。なお、多くの変数を表示しているため、個々の値（縦軸表示）は記載していない。

PSA オフガス量の変化に対しては、回転数調整とスピルバック流量調整で対応するが、PSA オフガス量が設計よりも減少した場合の吸込み圧制御の安定性および追従性について検証した。

PSA オフガス量が最も少なく、かつ変化の程度が大きい例として、運転開始時がある。設計の 30% 処理運転からスタートする運転を計画し、2017 年 9 月の運転開始時に安定性および追従性について確認した。

スタート直後は PSA オフガス量が設計流量（代表組成ケース）の 35 % 程度であり、スピルバック弁を 55% 程度開けてサージ点から十分余裕をもった。この条件で、回転数制御

は良好に作動し、圧縮機吸込み圧は安定して 0.04MPaG を維持した。その後、PSA オフガス量増加に合わせて、先ず回転数が増加し、圧縮機通過ガス量と共に動力が増大したため、手動でアンチサージ弁を絞って圧縮機通過ガス量を抑えることにより、低回転数（低動力）で所定の吐出圧を維持した。この手動によるアンチサージ弁の絞りは、PSA オフガス量の大きな変化に合わせて圧縮機のサージ余裕と適正回転数範囲を見て実施し、小さな量変化に対しては、回転数制御によって自動制御された。この運転により、PSA オフガス量を設計の 35%から、徐々に増加していく過程で、アンチサージ弁の調整を加えることにより、適切に制御できることが検証された。



2017/9/16 3:00 9:00 15:00 21:00 2017/9/17 3:00 9:00

図 2.1-12 PSA オフガス量、アンチサージ制御値、10C-001 アンチサージ弁開度、10C-001 の回転数、吸込み圧の時間変化（2017年9月16-17日）

② CO₂ 圧縮機（12C-001/002/003）制御システムの検証

CO₂ の圧入を制御する CO₂ 圧縮機は、図 2.1-13 に示す制御システムで設計された。

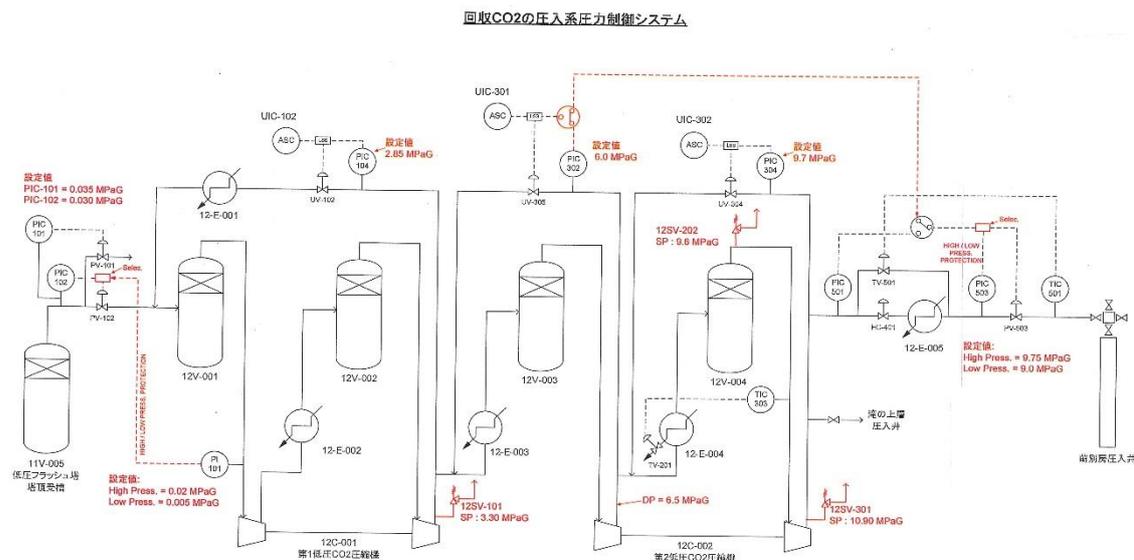


図 2.1-13 CO₂ 圧縮機制御システム（運転開始時）

2016年4月から操業運転を開始したが、低圧CO₂圧縮機（12C-001/002）については、回収したCO₂を定量圧入する場合の制御は問題ないが、流量変動に追従して全量圧入する運転においては、自動制御に切替えることができない事象が発生した。この対応として、2.1.3(1)で述べたように圧縮機制御システムについて、以下の改善策を講じた。

- 1) 第1低圧CO₂圧縮機吸込み圧は、通常は分離・回収設備出口での圧力制御によって決められるが、これが規定範囲を外れた場合（規定上限値以上または規定下限値以下）には、吸込み圧力制御に切替え、規定圧力範囲内に戻す操作を行う。
- 2) 圧入を圧力制御で行う場合には、第2低圧CO₂圧縮機中間段の圧力で圧入量を制御する。
- 3) 圧入を流量制御で行う場合には、第2低圧CO₂圧縮機中間段は第1段吐出圧力制御として、圧入井行き流量を制御する。

この改善した制御システムを、図 2.1-14 に示す。

回収CO₂の圧入系圧力制御システム改善

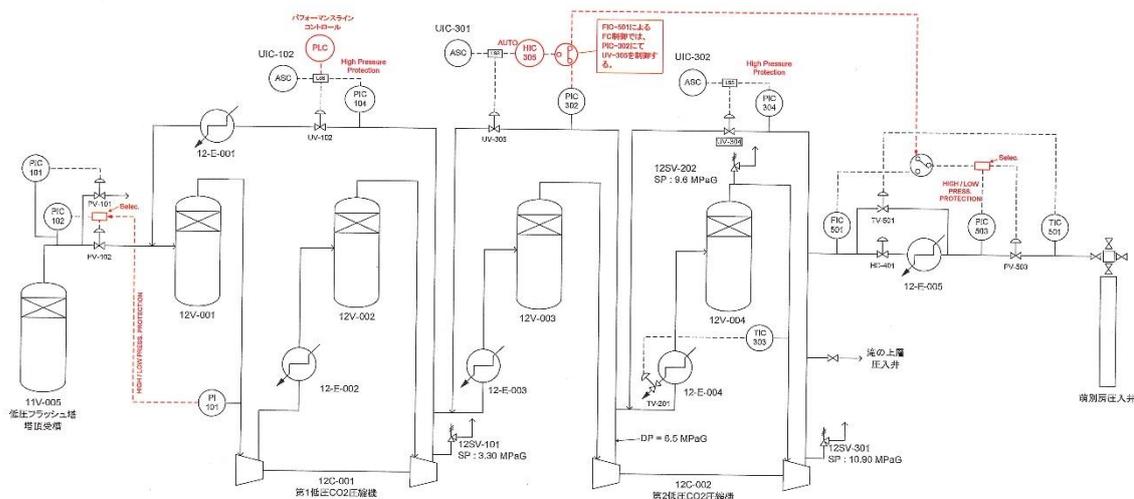


図 2.1-14 CO₂ 圧縮機制御システム（改善後）

2016 年度操業運転において、圧縮機制御システムを改善した後は、圧入が中断されていたため、2016 年 10 月に圧縮機系列をリサイクル運転として制御システムの改善効果を検証した。このときの運転では第 2 極圧 CO₂ 圧縮機中間段圧力は第 1 段吐出圧力制御とし、自動制御により圧縮機系列が問題なく運転できることを確認した。

圧力制御の場合には、圧力検出端で分離・回収設備から送り出される CO₂ ガス量の変動を検知することができ、回収量と圧入量を等しくする運転が可能である。

2017 年度は長期にわたる CO₂ 圧入運転が実施され、改善された制御システムを用いて、全量圧入する圧力制御を継続した。

運転条件の中程度の変動や変動に対しては、第 2 極圧 CO₂ 圧縮機のアンチサージ弁の開度を手動で調整する必要があるが、小さな変動に対しては、人手を介さず第 2 極圧 CO₂ 圧縮機中間段圧力を一定にするよう CO₂ 圧入量を調整することにより、回収した CO₂ の全量圧入を実行した。

運転条件の変動が大きい場合は、一時的に回収 CO₂ の一部を蓄熱式燃焼装置（Regenerative Thermal Oxidizer。以下、「RTO」と称する。）に放出する場合もあるが、第 2 極圧 CO₂ 圧縮機のアンチサージ弁開度の手動調整と第 2 極圧 CO₂ 圧縮機中間段圧力の自動制御により、早期に回収した CO₂ のほとんどを圧入し、残りの RTO への放出は小さく抑えることができた。

運転条件の変動が大きい例として、図 2.1-15(1)～(3)に、2017 年 10 月 22 日の冷却水温度上昇による一時的な分離・回収系の昇圧とそれに伴う回収 CO₂ の一部 RTO 放出の例を

示す。なお、多くの変数を表示しているため、個々の値（縦軸表示）は記載していない。

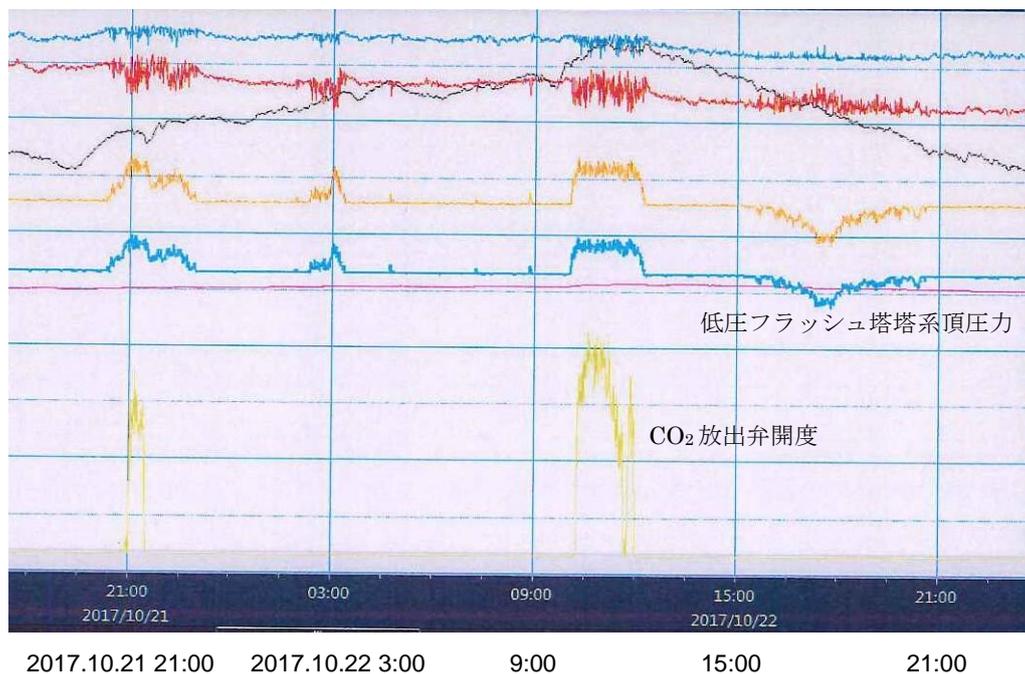


図 2.1-15(1) 分離回収系の圧力変動と回収 CO₂ の放出の時間変化
(2017 年 10 月 21 日~22 日)

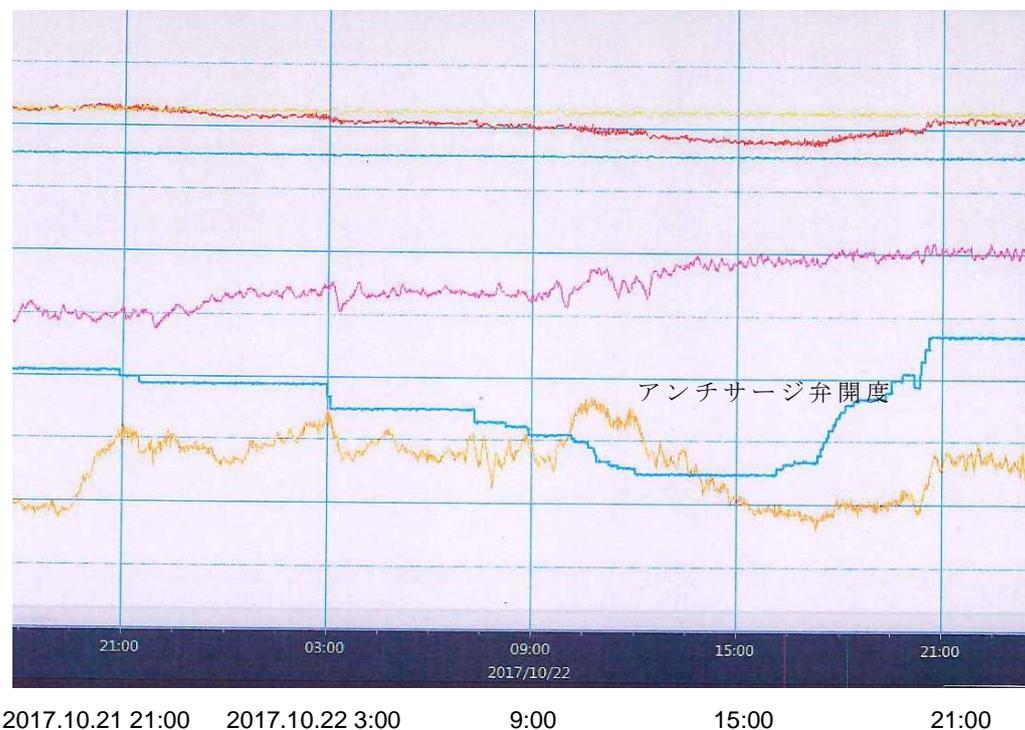


図 2.1-15(2) 第 2 低圧 CO₂ 圧縮機のアンチサージ弁開度（手動調整）の時間変化
(2017 年 10 月 21 日~22 日)

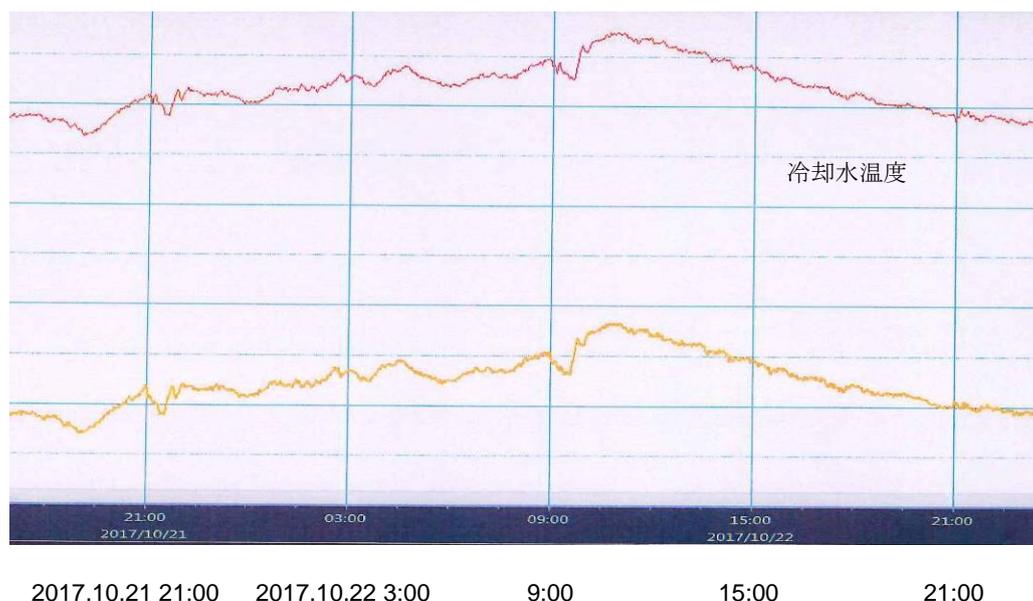


図 2.1-15(3) 冷却水温度の時間変化
(2017年10月21日~22日)

この時は運転操作として、冷却水温度の変化を見て第2低圧CO₂圧縮機のアンチサージ弁開度の手動調整を実施しているが、このケースでは変動が予想以上に大きく、午前11時ころに約1.5時間のCO₂一部放出があった。その後は第2低圧CO₂圧縮機のアンチサージ弁開度の手動調整と第2低圧CO₂圧縮機中間段圧力の自動制御により、放出が抑えられ、全量圧入に復帰した。

なお、この2017年10月22日のCO₂放出量は、回収量の0.3%となった。

2017年度の長期運転期間においては、回収CO₂は、ほぼ100%圧入された。しかし、ある程度大きな運転条件の変更や変動が出た場合には、第2低圧CO₂圧縮機のアンチサージ弁開度の手動調整が避けられないため、この手動調整の頻度を極力少なくして、回収CO₂の100%圧入を確実なものとし、かつオペレータの負荷を下げる目的で更なる改善を検討し、2018年1月初旬に次の対策を実施した。

- 1) 運転条件のある程度大きな変更や変動に対して、オペレータが手動で行っていた第2低圧CO₂圧縮機のアンチサージ弁の開度調整を自動で行う。
- 2) 開度自動調整は、分離・回収設備出口での圧力変動を検知してのステップ制御とする。

この改善した制御システムを、図2.1-16に示す。

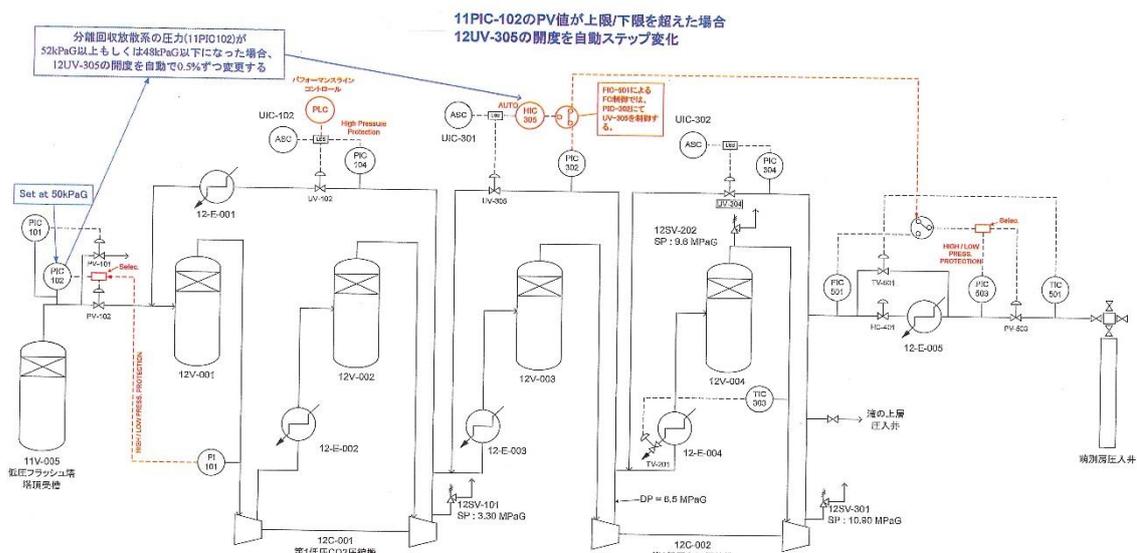
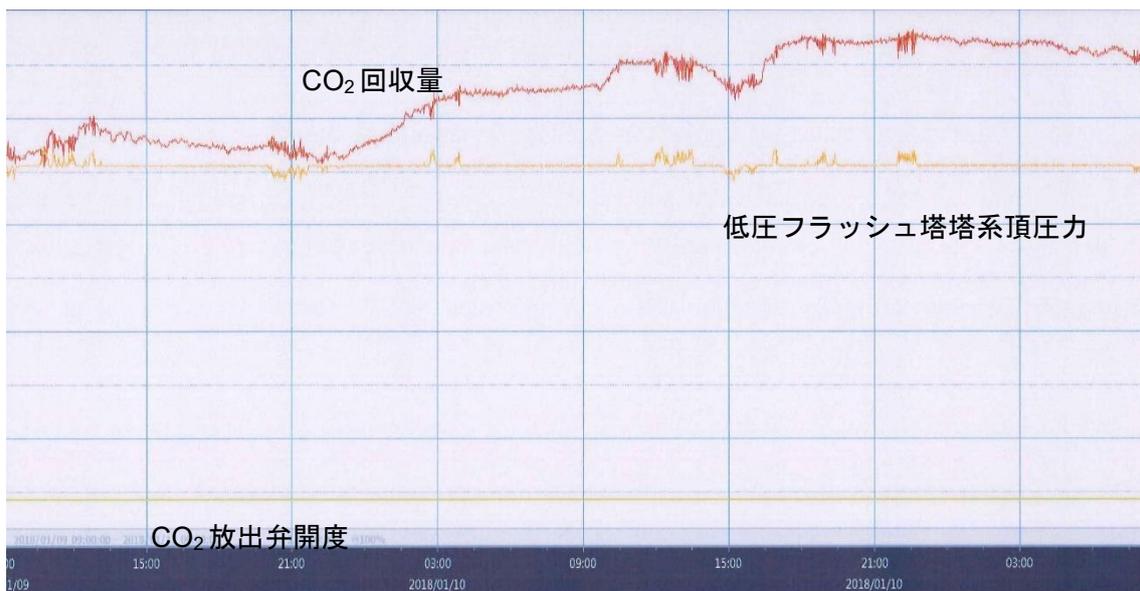


図 2.1-16 CO₂ 圧縮機制御システム（更なる改善後）

2018年1月以降、この改善後の運転を実施中であるが、大きな運転条件の変更や変動に対しても、人手を介さず第2 低圧 CO₂ 圧縮機のアンチサージ弁開度の自動調整が行なわれ、かつ、回収 CO₂ の一部を RTO に放出する頻度もほとんどなくなり、CO₂ 圧縮機の制御システムは大幅に改善された。

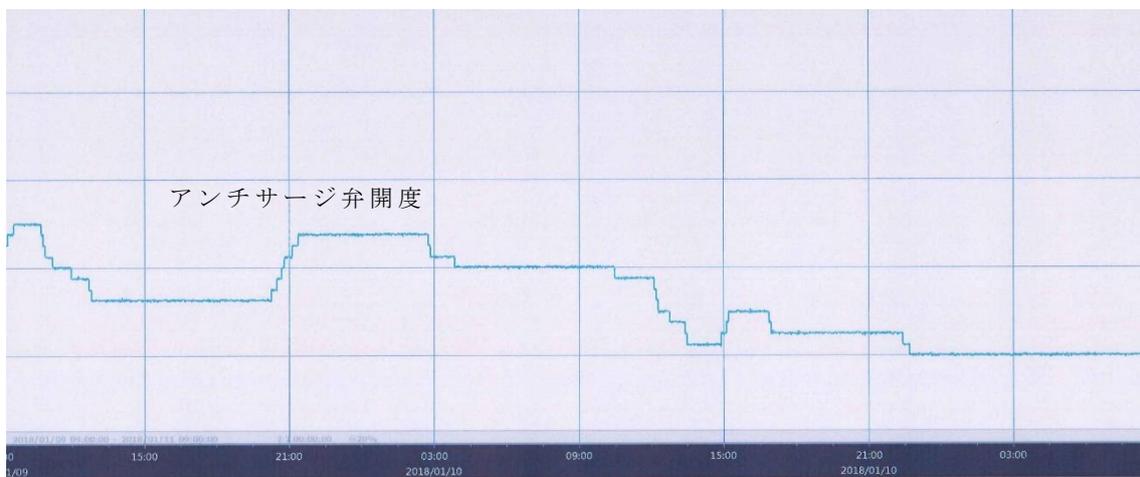
運転条件の変化が大きい例として、図 2.1-17(1)~(3)に、2018年1月10日の CO₂ 回収量を 72%から 95%に増加させた時、および冷却水温度が変化した時の CO₂ 回収量、回収 CO₂ の一部 RTO 放出、第 2 低圧 CO₂ 圧縮機のアンチサージ弁開度（自動調整）および冷却水温度の時間変化を示す。多くの変数を表示しているため、個々の値（縦軸表示）は記載していない。運転条件変更時において、第 2 低圧 CO₂ 圧縮機のアンチサージ弁開度は、人手を介さず常時自動調整された。また回収 CO₂ の放出量はゼロであった。

その後も通常の運転条件の変動/変更に対して、人手を介さず、RTO の放出もほとんどない運転を継続している。



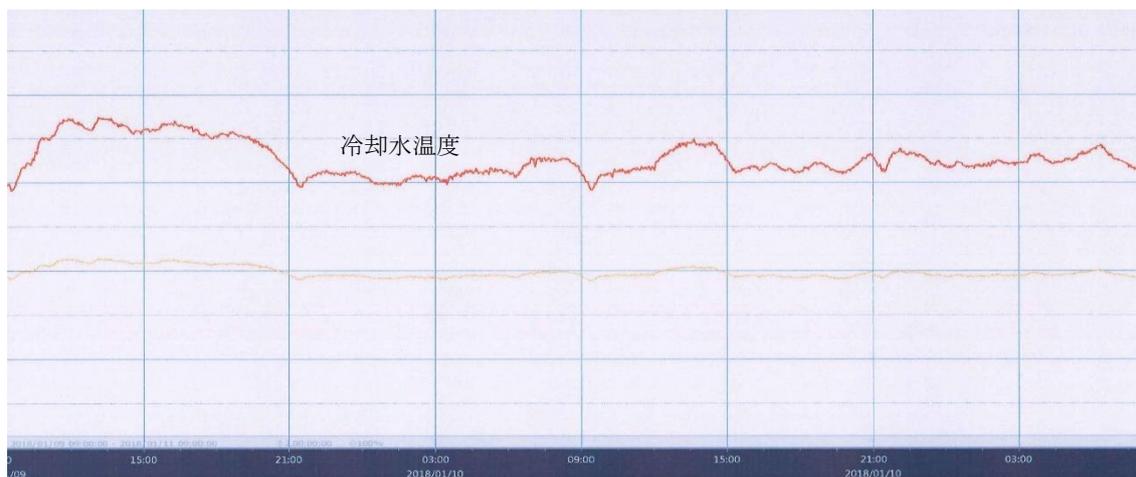
2018.1.9 15:00 21:00 2018.1.10 3:00 9:00 15:00 21:00 2018.1.11 3:00

図 2.1-17(1) CO₂回収量と分離回収系圧力およびCO₂の放出の時間変化
(2018年1月9日~11日)



2018.1.9 15:00 21:00 2018.1.10 3:00 9:00 15:00 21:00 2018.1.11 3:00

図 2.1-17(2) 第2低圧CO₂圧縮機のアンチサージ弁開度（自動調整）の時間変化
(2018年1月9日~11日)



2018.1.9 15:00 21:00 2018.1.10 3:00 9:00 15:00 21:00 2018.1.11 3:00

図 2.1-17(3) 冷却水温度の時間変化

(2018年1月9日~11日)

2018年度は、制御システム改善後の萌別層と滝ノ上層の同時圧入を実施して圧入制御の検証を行った。各貯留層への圧入は流量制御(FIC: Flow Identify Control)と圧力制御(PIC: Pressure Identify Control)を任意に選択することができるが、萌別層の25.3 t/hの圧入実績に対し滝ノ上層は0.2 t/h以下であるため、萌別層はPIC、滝ノ上層はFICの並列で各圧入井へのCO₂圧入を安定的に制御できることを目標とした。

萌別層と滝ノ上層への同時圧入は、2018年8月1日から8月31日の1箇月間実施し、その間にPSAオフガス受入量の変更が4回、滝ノ上層圧入量の変更が3回実施された。

これらの条件変更に伴うCO₂回収量、萌別層圧入量、滝ノ上層圧入量およびRTO放出量を表2.1-9と図2.1-18(1)~(4)に示す。これらの量は次の値を示す。

1) CO₂回収量

分離回収設備で回収された1日当たりのCO₂量であり、萌別層への圧入量、滝ノ上層への圧入量およびRTO放出量の合計値となる。

2) 滝ノ上層圧入量

FIC制御で圧入量を設定して圧入する圧入量である。圧入量が安定して設定値どおりとなることを確認する。

3) 萌別層圧入量

回収量から滝ノ上層に圧入した量を除いた全量をPIC制御で圧入することを目指す圧入量である。PIC制御が乱れた場合は、回収量の一部がRTOに放出され、圧入ロスを生じることになる。

4) RTO 放出量

CO₂ 圧入制御が乱れた場合、分離回収設備の安定運転を維持するために回収した CO₂ の一部を RTO 経由で大気放出する場合がある。この放出量が多いと圧入ロスが大きくなるため、安定して RTO 放出量を極力少なくするのが CO₂ 圧入制御の目的である。

8月の1箇月間実績では CO₂ 回収量が 16,109 t であった。滝ノ上層圧入量（1日単位）は、FIC 設定値に対して、0.4%~0.6%のずれに収まっており、安定した運転であった。また、RTO 放出による圧入ロスは、PSA オフガス受入量変更時に生じているが、月間合計で、0.003%（0.52 t/m）とわずかであり、萌別層と滝ノ上層への同時圧入運転は良好に制御できることを確認した。

表 2.1-9 滝ノ上層／萌別層への同時圧入運転実測値 (t/d、月間合計のみ t/m)

月日	CO2回収量	滝ノ上層			萌別層	RTO	
		設定流量	圧入量	実績/設定比率	圧入量	放出量	放出比率
8/1	383.22	1.68	1.67	99.5%	381.55	0.00	
8/2	383.30		1.67	99.5%	381.63	0.00	
8/3	408.64		1.67	99.5%	406.97	0.00	
8/4	513.82		1.67	99.5%	511.94	0.21	0.04%
8/5	533.40		1.67	99.4%	531.73	0.00	
8/6	530.87		1.67	99.4%	529.20	0.00	
8/7	528.26		1.67	99.5%	526.59	0.00	
8/8	526.44		1.67	99.4%	524.77	0.00	
8/9	529.92		1.67	99.5%	528.07	0.18	0.03%
8/10	543.50		1.67	99.5%	541.80	0.03	0.01%
8/11	557.60		1.67	99.4%	555.93	0.00	
8/12	568.97		1.67	99.5%	567.30	0.00	
8/13	571.21		1.67	99.5%	569.54	0.00	
8/14	569.84		1.67	99.5%	568.17	0.00	
8/15	549.14	↓	1.67	99.4%	547.47	0.00	
8/16	525.72	1.92	1.82	設定変更	523.90	0.00	
8/17	525.18	↓	1.91	99.4%	523.27	0.00	
8/18	523.99	↓	1.91	99.5%	522.08	0.00	
8/19	526.05	↓	1.91	99.5%	524.14	0.00	
8/20	527.95	↓	1.91	99.5%	526.04	0.00	
8/21	526.89	2.16	2.02	設定変更	524.87	0.00	
8/22	527.46	↓	2.15	99.6%	525.31	0.00	
8/23	526.89	↓	2.15	99.6%	524.71	0.03	0.01%
8/24	527.99	2.40	2.26	設定変更	525.73	0.00	
8/25	526.72	↓	2.39	99.6%	524.33	0.00	
8/26	526.88	↓	2.39	99.6%	524.49	0.00	
8/27	527.96	↓	2.39	99.6%	525.57	0.00	
8/28	529.09	↓	2.39	99.6%	526.70	0.00	
8/29	520.59	↓	2.39	99.6%	518.20	0.00	
8/30	514.38	↓	2.39	99.5%	511.92	0.07	0.01%
8/31	527.15	↓	2.39	99.6%	524.76	0.00	
月間合計	16,109.02		59.83		16,048.68	0.52	0.003%

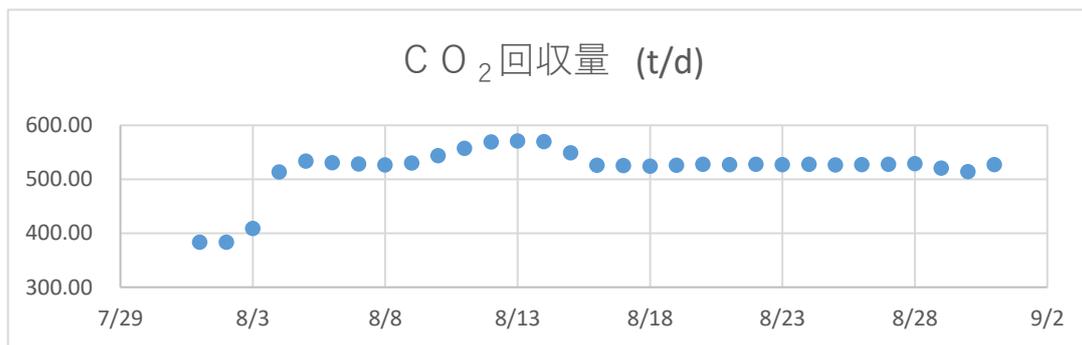


図 2.1-18(1) CO₂回収量 (2018年8月1日~31日)



図 2.1-18(2) 滝ノ上層圧入量 (2018年8月1日~31日)



図 2.1-18(3) 萌別層圧入量 (2018年8月1日~31日)



図 2.1-18(4) RTO放出量 (2018年8月1日~31日)

(3) 自家発電需給制御システム

北海道電力株式会社からの買電および自家発電の2電源方式の制御システムの効率的で安全な運用方法を検証した。

まず、運転上、電力バランスが厳しいプラント停止の段階で、CO₂圧縮機停止時による契約電力の超過や受電点での逆潮流を回避するため、以下の運転方法を確立した。

- 1) CO₂圧縮機停止前に、予め発電電力をプロセスバランスの限度まで減少させ、6.0 MW以上の受電電力を確保する。この際、契約電力8,000 kW（8.0 MW）を超えないよう注意して調整する。
- 2) 受電電力6.0 MW以上とした上で、CO₂圧縮機を順次停止することにより、受電電力2.0 MWが確保でき、逆潮流にならない停止操作となる。

また、通常運転時には、発電機制御によって母線連絡の発電機側から受電側への潮流を常時2.0 MW程度確保することにより、北海道電力系統の事故による系統分離が起こった場合でも発電機側の系統は停電しない運転方法を確立した。

以上の電力契約の超過防止、および受電点での逆潮流による全停電防止を図るための運転方法を基準化し、運転員全員に周知徹底した。

この後、プラントの運転停止にともない、数回自家発電設備の運転停止を実施したが、この運用方法により安定的に停止できることを確認できた。

2.1.5 保安設備の運転検証

異常状態の発生と保安設備管理の実績を記述する。

(1) 異常状態の発生

① 異常状態の定義

高圧ガス保安協会の危害予防規程の指針では、異常状態の定義は以下のとおりである。

- 不調：正常でない乱れた状態であるが、運転を停止することなく、正常に戻しうる状態
- 故障：設備を正常な手順により停止して、補修等の措置を要するが、人員に損傷なく、また、設備以外には損害を及ぼさない状態
- 事故：破壊、漏えい、火災又は爆発等が起こり、緊急措置を必要とし、設備に若干の損傷を生じるが、事業所自らの措置により、人身に損傷なく、かつ、第三者に脅威を及ぼさない状態
- 災害：大きい事故または自然災害等により人身、設備等に損傷を及ぼし、第三者に脅威を与え、あるいは外部に援助を要するような状態

② 異常状態の発生

2019年3月までの実績としては、事故および災害の発生はなかった。

a. 故障の発生

2019年3月までに、以下の2件の故障の発生があった。

7. PSA オフガス圧縮機（10C-001）緊急停止

2018年9月、PSA オフガス送気元の不具合により緊急停止した。この原料ガス送気緊急停止を受けて、10C-001が、サージング防止機能により緊急停止した。緊急停止後の点検で同圧縮機に問題がないことを確認した。

その後の連絡で、製油所水素製造装置の不具合は、同装置の接触改質炉の誘引通風機の振動上昇による緊急停止とのことであった。

4. PSA オフガス圧縮機（10C-001）アンチサージ弁（10UV-102）詰り

胆振東部地震後、2018年12月19日に10C-001の運転を開始し、12月20日に計画通りPSA オフガス受け入れを開始した。

2019年1月になってアンチサージ弁を通過するスピルバック流量とアンチサージ流量調節弁開度にギャップがあることが判明した。

その後経過を観察していたが、スピルバック流量の低下は経時的に発生しており、今後10C-001の運転範囲を確保できない状況が発生すると判断し、停止して分解点検を行うべくメーカーと調整に入った。

点検の結果、ケージ弁のケージ（孔）部分の面積約30%にスケールが付着し、ガスの流れが制限されて流量計の指示が出ていない状況であったことが判明した。スケールを除去して復旧した。除去したスケールは分析中である。

b. 不調の発生

2019年3月までに、以下の4件の不調の発生があった。

7. 電気トレースケーブル損傷

2018年SDMにおいて電気設備点検検査を行った際に、電気トレース設備のNO.20回路1次側ケーブルで絶縁不良が確認された。このため、当該ケーブルの状況調査を行ったところ、トランスヤード～制御盤間のケーブルの被覆にひび割れが発生していることが判明した。また、制御盤内にて当該ケーブル被覆にも劣化が確認され、茶色に変色していた。なお、当該ケーブル近傍の3本のケーブルにもひび割れを確認した。

NO.20回路は、CO₂分離・回収設備の回収CO₂ガスをCO₂圧縮設備へ送気する配管の電気トレースであり、配管流体の設計は50℃であるが実運転では40℃～50℃の間で送気されており、設計電流よりも多くの電流が流れていた可能性が高い。そのためケーブルが予定以上に熱を持ち被覆が劣化したと判断された。

対策として、SDM期間内に、隣接3本のケーブルを含むケーブル取替を実施した。また、ケーブル付近に温度計を設置し監視することとした。

4. リーンアミン（LA）／セミリーンアミン（SLA）熱交換器（11E-001）スケール付着および漏洩

2018年3月頃からSLA側差圧上昇が見られるようになり、徐々にスケール付着が進んでいることが疑われた。そのため、2018年6月のSDMにて解放清掃した。

解放清掃は、直前に発生したアミンの漏洩を踏まえ、メーカー工場に熱交換器を持ち出して分解・清掃・整備を行うこととし、6月27日～7月8日の間に工場での整備を行った。

スケールの分析結果は、2017年12月の詰まり清掃時と同様に炭酸鉄であった。

なお、解放清掃する前の装置の停止操作中にSLAの漏洩が発生した。発生経過と原因および対策を以下に記述する。

5月26日午後アミンの循環冷却運転を開始し、冷却運転は順調に推移していたが、27日の朝方に低圧フラッシュ塔液位の低警報が発報したため、現場を確認したところ大量のアミン漏洩（推定約15 m³）を発見した。このため、直ちにアミン循環冷却運転を停止し、熱交換器前後の締め切り弁を閉止して漏洩拡大を防止した。

漏洩したアミンの全量回収とアミン接触汚染部の洗浄処理を行い、最終的に洗浄水も含めて産業廃棄物処理を行った。また、アミンの防液堤外への漏洩確認のため、4連柵内のpHを測定したところ7.9であったことから、系外への流出はなかったことを確認した。

漏洩の原因としては、メーカー工場での分解・清掃・整備の状況から推測すると、2017年12月の現場での分解清掃を行った際に、硬質スケールが完全に除去できていない状態でシール用ガスケットを設置したため、循環冷却による温度低下で収縮が起これ、内圧に耐え切れずゴム製ガスケットの一部が飛び出して漏洩に至ったと考えられる。

対応策として、解放点検・整備をメーカー工場で実施して付着スケールを完全に除去し、組み立て後は十分な気密性能確認試験を実施した。また、日常点検を強化するとともに、漏洩検知警報器を設置した。

ウ. 燃料ガス圧力調節弁（11PV-001）作動不良

2018年8月17日、CO₂分離・回収設備のCO₂吸収塔（11V-001）出口から燃料ガスが11PV-001を通過して漏洩し、燃料ガスの圧力低下が発生したため、高圧ボイラー燃料油を増加して対応した。

圧力低下の原因調査を行った結果、吸収塔の圧力が上昇した時にフレアーに燃料ガスを放出する弁（11PV-001）のシート漏れによりフレアーに燃料ガスが流出していることが判明した。また、各種作動テストを行った結果、不具合は駆動部ではなく弁本体部分であることが分かった。

補修のため、まず、取替部品の準備をメーカー依頼した。内弁のソフトシールが納期約1箇月、弁本体が納期約3箇月であった。

胆振東部地震の影響で当分の間、設備は停止していることから、まず、最も疑われたソフトシールの交換を9月26日に実施した。弁本体の交換はメーカー工場で行うこととなり、11月2日～9日の間で工事を行った。補修後、12月20日から運転を再開し、漏洩はないことを確認した。

イ. 高圧ボイラー調率弁（20PDCV-1210）作動不良

2018年12月19日、胆振東部地震による設備停止後、初めてのPSAオフガス受け入れ準備として、自家発電設備の運転を開始するために高圧ボイラーの蒸気発生量を増加した際に、油バーナーの燃焼不良が発生した。

調率弁調整の各種テストを行ったが改善されなかったため、自家発電を停止し高圧ボイラー負荷を低減し、翌日計画通りにPSAオフガス受け入れを開始した。これに伴い燃料ガスを使用できるようになり、高圧ボイラーでガス／油混焼を実施して燃焼を安定させ、再度ボイラー負荷を変化させて調率弁調整のテストを行った。

調率弁調整のテストの結果、噴霧蒸気と燃料油の差圧を調整する調率弁本体の不具合が判明し、12月26日に新しい調率弁に取り換え、各種調整のテストを行った。結果、高圧ボイラー負荷に十分追従する安定した燃料油供給が可能なことを確認した。

なお、不具合のあった調率弁はメーカーに送り、原因究明中である。

(2) 保安設備管理の実施

① 保安設備管理結果

各種保安設備の管理結果を記述する。

a. 安全計装システム

安全計装システムは、主要設備の緊急停止のためのシステムとして構築したものである。地震、温度異常・圧力異常、大型圧縮機やタービン・発電機の振動や潤滑油設備の異常等を検知して設備を緊急停止する。

SDM（2018年6月）で作動確認を実施し、問題なく作動することを確認した。

b. ガス検知警報設備

現場ガス検知器は、H₂ガス用22台、COガス用15台、CO₂ガス用18台の合計55台を構内各所に設置した。

現場ガス検知器の日常保全の定期点検項目として、年2回の作動点検を行うこととしている。2018年9月に行った作動点検では、部品交換の必要もなく、正常に作動することを確認した。

c. 防火ポンプ設備

防災資機材定期点検として、年2回の外観点検および年1回の運転作動確認を行い、異常がないことを確認した。

d. アース設備

SDM業務として、アースの接地抵抗を測定し、異常がないことを確認した。

e. 火災報知器

火災報知器の日常保全の定期点検項目として、年2回の作動点検を行うこととしている。2018年4月、10月に行った作動点検で正常作動することを確認した。

② 防災資機材管理結果

各種防災資機材の管理結果を記述する。

a. 消火器

大型粉末消火器4台、小型粉末消火器48本を現場、建屋の必要箇所に配置している。

消火器の日常保全の定期点検項目として、年2回の外観点検を行うこととしている。2018年4月、10月に行った点検にて、異常のないことを確認した。

b. 消防資機材

消防資機材として、消火栓2基、散水栓1基、吸収塔散水リング1式、移動式放水銃

2基、消火ホース8本、放水ノズル2本を現場に設置している。

運転グループが実施する消防資機材の定期点検項目として、年2回の外観点検を行うこととしている。2018年4月、9月に行った外観点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

c. 固定式洗顔設備

固定式洗顔設備5台を、薬品等を取扱う必要箇所に設置している。

運転グループが実施する固定式洗顔設備の定期点検項目として、年2回の外観点検および年1回の作動確認を行うこととしている。2018年4月、9月に行った外観点検、作動点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

d. ライフゼム・エアラインマスク

ライフゼム2式、エアラインマスク2面を常備している。

運転グループが実施するライフゼム・エアラインマスクの定期点検項目として、年4回の外観点検を行うこととしている。2018年4月、7月、10月、2019年1月に行った外観点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

e. AED・担架・救急箱

AED（Automated External Defibrillator）、担架、救急箱を各1式常備している。

運転グループが実施する定期点検項目として、年4回の外観点検を行うこととしている。2018年4月、7月、10月、2019年1月に行った外観点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

f. アルミ防災衣（アルミ防災衣、防災手袋、ヘルメット）

アルミ防災衣5セットを常備している。

運転グループが実施する定期点検項目として、年4回の外観点検を行うこととしている。2018年4月、7月、10月、2019年1月に行った外観点検にて、いずれも異常のないことを確認した。

g. 携帯用ガス検知器

携帯用ガス検知器として、H₂用1台、CH₄用1台、CO₂用2台、CO用バッジ5台を常備している。

運転グループが実施する定期点検項目として、年4回の外観・作動点検を行うこととしている。2018年4月、7月、10月、2019年1月に行った点検にて、いずれも異常の

ないことを確認した。

(3) 胆振東部地震の影響

2018年9月6日午前3:07に発生した胆振東部地震の影響について以下に記述する。当センターの地震計では158 gal（震度5弱）を記録、苫小牧市では震度5強を記録した。

① 設備面

感震遮断システム（UZ-001（プロセス全体緊急停止））は問題なく作動したが、すでに9月1日から設備全てが停止していたため、アラームのみ作動した。

地震後の一次点検および二次点検において設備の被害は見られなかったが、装置内セメントペープおよびスピルウォールには新しい亀裂が各所で見受けられた。なお、構内の道路には新規の亀裂や陥没は認められなかった。

隣接製油所の状況から、ボイラーや加熱炉内部の点検が必要であると判断し、内部点検を行うこととした。高圧ボイラーおよび低圧ボイラーの火炉内部、煙道、エコマイザーの目視点検を行ったが異常は見受けられなかった。CO₂ ベント燃焼設備の炉内点検を行ったところ、耐火材・ハニカムの割れ等は見受けられなかったが、ハニカム間に隙間が散見されたため、詰め物を施工して隙間を埋める補修を行った。

当センターは、地震発生とほぼ同時に特別高圧受電が停止した。その後に苫東厚真火力発電所の3機が次々に停止し北海道全体がブラックアウトとなった。当センターも全停電となり、その約1時間後には無停電電源装置（UPS：Uninterruptible Power Supply）も停止したので、圧入井や観測井等のモニタリングシステムへの電力供給も停止し、観測ができなくなった。この対策として、小型発電機を設置し、DCS（Distributed Control System）や照明、モニタリングシステムへの電力供給ができるように設備を改善した。なお、当センターの電力については、地震発生から3日後の9月8日の12時15分に通電を確認し復旧を完了した。

② その他

停電により電話が使用不可能となったため、夜勤勤務社員のスマートフォンにより、3:22に当センター員へ安否確認メールを発信した。負傷者等の発生はなく、全員の無事を確認できた。その後、自主出勤として、5:00までに当センター長他4名が出勤した。その後、他の自宅待機者には6:58までに自宅待機を連絡指示した。単身寮は、9月7日5:50に電力が復旧した。また、当センターの電話は電力復旧とともに復旧し、インターネット回線は9月9日15:00に復旧した。停電により照明・暖房・湯沸かし等が停止したのを受けて、照明用

ランプ・石油ストーブ・カセットコンロ等の非常用備品を当センターおよび単身赴任寮に備えた。なお、北海道の電力は、9月19日に苫東厚真1号機、9月25日に苫東厚真4号機、10月10日に苫東厚真2号機が稼動し、ほぼ通常に近い状態に復旧した。

2.2 日常保全および定期保全（SDM）

2018年度の日常保全業務および定期保全業務（SDM）ならびに突発補修業務について記述する。

2.2.1 保全業務内容

以下に、保全業務の内容を記述する。

(1) 日常保全業務

日常保全業務は、計画に基づく日常的な点検・保全作業、および現場巡回において当社社員が確認した設備等の不具合や故障・作動不良の保全作業をいう。

(2) 定期保全業務（SDM）

SDMは、設備を停止して毎年実施する定期点検検査および定期保全作業をいう。SDMは、法定点検検査項目を必ず含み、さらにベンダー（プラント建設における工事業者、メーカーの総称、以下同様）と協議のうえ定めた推奨点検検査項目も含む。

(3) 突発補修業務

突発補修業務は、現場巡回において当社社員が確認した設備等の不具合や故障・作動不良の保全作業を行う上で、通常必要な作業要員や資機材等を超える動員が必要な場合、およびSDMにおいて当初予定を超える要員や資機材等の動員が必要な場合で、事前に当社が検討の上実施する補修業務をいう。

2.2.2 保全業務体制

当センターの保全業務を工務グループが担当し、グループ長を含めて5名の体制で実施した。保全業務は、業務請負会社の所長および技術員3名の4名常駐体制により日常保全業務を実施した。SDMは、工事量が多く、業種が多岐にわたることから保全事務所の空室を業者作業員詰所として活用し、統括管理者を設置した体制で実施させた。突発補修工事は、発生の都度対応できる体制を組んだ。

なお、日常保全業務は、工事指図書（小補修作業を含む突発工事用）および工事指示書（計画的な日常保全業務用）を当社が発行し、保全業務を行い、SDMは、あらかじめ当社が工事仕様書を作成・提示して実施内容を確定して実施した。

2.2.3 日常保全業務結果

以下に、日常保全業務結果を記述する。

(1) 工事指図書

2018年度の工事指図書発行数は、138件であった。主な内容は、配管・計器等の凍結防止対策、圧力計および液面計の指示不良補修、ポンプ補修、正門発錆部塗装、弁作動不良整備、監視カメラ（ITV：Industrial Television）清掃、スチームトラップ分解整備、スチームトレース改善、アミン熱交換器分解清掃等であった。なお、瑕疵担保期間内の瑕疵補修割合は40%程度に及んだ。

(2) 工事指示書

工事指示書発行数は、2018年度は4件であった。1年分をまとめて、また、項目をまとめて発行する改善を行い、件数が著しく減少した。主な内容は、pH計および導電率計、ボイラー排ガス分析計、ガス検知警報器、自動火災報知設備、消火器、非常照明および誘導灯の点検整備、各種フィルター交換と清掃、高圧ボイラー重油バーナーの清掃、バルブ駆動部のグリースアップ、ポンプおよびモーターのグリースアップと潤滑油点検、バルブ、配管、ボルト、ナット錆部のタッチアップ塗装、脱水ケーキ用フレコンバッグ取替、薬品や凝集剤および消化泡剤材充填等であった。

2.2.4 定期保全業務（SDM）結果

(1) 定期保全業務（SDM）工程

2018年度のSDM実施時期は、原料ガス受け入れが停止する製油所の定期保全時期（5月～7月）に合わせて実施することとした。そのため工期は2018年5月31日～7月13日とした。

SDM着工前の5月22日に安全事前評価委員会を開催し、工事体制や安全体制、工程等について、工事や作業の安全を確保できる仕組みが確立されていることを確認・評価した。

(2) 法定点検検査業務結果

2018年度のSDMにおける法定点検検査は、高圧ガス保安法に基づく機器開放検査、配管肉厚検査、安全弁分解点検検査、配管気密検査、窒素製造設備検査の実施、労働安全衛生法に基づく第1種圧力容器検査および低圧ボイラー設備検査の実施、電気事業法に基づく高圧ボイラー検査であった。

① 高圧ガス保安法に基づく法定点検検査

配管肉厚検査、安全弁分解点検検査、配管気密検査、圧力計・温度計精度検査、窒素製造設備検査の実施状況を図 2.2-1(1)～(3)に示す。



整備後安全弁取付

図 2.2-1(1) 安全弁分解点検検査



液面計取外し



フレキシブルチューブ 耐圧試験準備



耐圧試験

図 2.2-1(2) 窒素製造設備検査



チューブバンドル拔出 1



チューブバンドル拔出 2



チューブバンドルジェット洗浄



チューブバンドルジェット洗浄後



チューブバンドル挿入



リップシール溶接後PT

図 2.2-1(3) 熱交換器解放検査

各点検検査実績を含めて「高圧ガス製造施設等平成30年度定期自主検査記録」にまとめ、2018年8月22日に所轄官庁による保安検査を受検し、8月29日付けで保安検査証を受領した。

② 労働安全衛生法に基づく法定点検検査

第1種圧力容器検査および低圧ボイラー設備検査の実施状況を図2.2-2(1)～(2)に示す。



安全弁整備



遮断弁取外し・整備



バルブ分解整備



上胴内部部品取出・整備

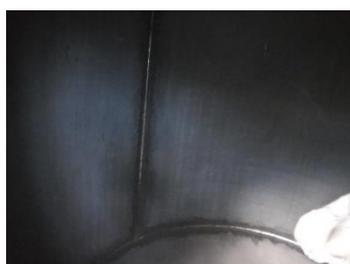


液面計取外・整備



整備後液面計取付

図 2.2-2(1) 低圧ボイラー点検検査



復水受槽内部自主検査



ブローダウンドラム整備後復旧



アミン冷却器プレート取外



プレートガスケット取付



プレート組み立て



プレート気密テスト

図 2.2-2(2) 第1種圧力容器点検検査

点検検査実績を機器ごとにまとめ、2018年6月29日に所轄官庁による性能検査を受検し、同日付けで合格した。

③ 高圧ボイラー自主点検検査

今年度は高圧ボイラー設備の法定点検検査はなく、自主点検検査を行った。実施状況を図 2.2-3 に示す。

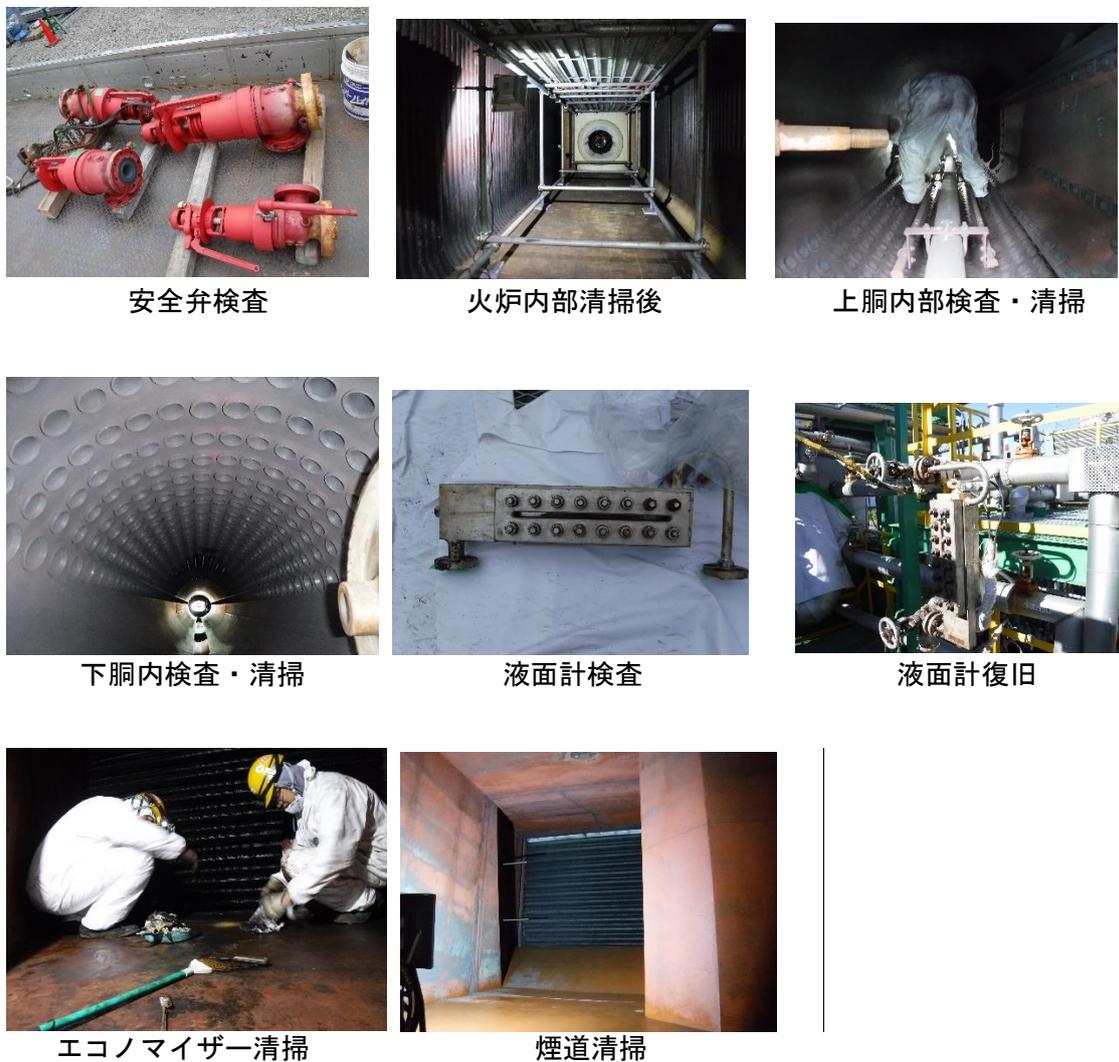


図 2.2-3 高圧ボイラー自主点検検査

(3) ベンダー推奨点検整備検査業務結果

ベンダー推奨点検整備検査では、計装空気設備、監視カメラ、放送設備、地震計、DCS 設備、純水設備、排水処理設備、RTO 等について実施した。実施状況を図 2.2-4(1)～(2)に示す。



計装空気ドライヤー点検



ドライヤーフィルター交換



空気圧縮機整備



ドライヤー弁不良（亀裂）



監視カメラ点検



放送設備点検



排水処理濾過槽砂交換
水分計点検整備



排水処理脱水機持出



脱水機分解整備



排水処理配管清掃



純水設備薬注制御盤点検



純水設備薬注ポンプ点検

図 2.2-4(1) ベンダー推奨点検検査



純水設備中和槽清掃



循環冷却冷却塔ファン点検整備



循環冷却サイトフィルタ-充填物交換



フレアパイロットバーナー点火テスト



フレアバーナー点火昇温確認



RTO 燃焼室検査



RTO 処理ガス入口部検査



RTO ロータリバルブギア点検

図 2.2-4(2) ベンダー推奨点検検査

(4) 主要ポンプ点検検査業務結果

操業 3 年計画の最終年度となるため、使用目的に対する採用型式の適切性を確認する目的で、主要ポンプの損傷状況を点検検査した。結果は、特に問題となる不具合は見られなかった。実施状況を図 2.2-5 に示す。



リーナムポンプケーシングカバー取外し



ポンプケーシング



ケーシングカバーとインペラー



ケーシングカバーとインペラー組立



循環冷却水ポンプカップリング取外し



ケーシングカバー取外し



インペラー取外し



インペラー点検

図 2.2-5 主要ポンプ点検検査

2.2.5 突発補修業務結果

現場巡回や運転監視において当社社員が確認した設備等の不具合や故障・作動不良の保全作業で、要員や資機材等の動員が必要となる突発補修業務の主要なものとして、10C-001 アンチサージ弁（10UV-102）分解整備、電気トレースケーブル損傷点検整備、リーナム（LA）／セミリーナム（SLA）熱交換器（11E-001）開放清掃、燃料ガス圧力調節弁（11PV-001）分解整備、高圧ボイラー調率弁（20PDCV-1210）取替、潤滑油タンク油煙対策、回収 CO₂ 分析計サンプルガス配管凝縮水侵入防止対策を実施した。実施状況を図 2.2-6(1)～(4)示す。

なお、SDMにおいて当初予定を超える要員や資機材等の動員が必要となる突発補修業務は発生しなかった。



工場分解



ケージ



上側：インナーケージ



インナーケージ内側



インナーケージ内側拡大（下部詰まり）

図 2.2-6(1) PSA オガス圧縮機（10C-001）アンサージ弁（10UV-102）分解整備



加熱損傷ケーブル

図 2.2-6(2) 電気トレースケーブル損傷



旧調率弁取外し



新調率弁取付

図 2.2-6(3) 高圧ボイラー調率弁取替整備



プレート箱詰め



側板トラック積み出し



レッカーで搬入



横持ち



据付

図 2.2-6(4) リーンアミン（LA）／セミリーンアミン（SLA）熱交換器（11E-001）開放
清掃

2.2.6 今後の反映・改善事項

(1) 定期保全業務（SDM）

2018年度のSDMの実績を踏まえ、2019年度のSDMを実施することとした。

また、2019年度はCO₂圧入目的量の30万tに達する見込みがあったことから、操業期間は半年程度として、SDMの内容を計画した。

(2) 炭酸鉄等による閉塞対策

リーンアミン（LA）／セミリーンアミン（SLA）熱交換器でセミリーン側に炭酸鉄が析出して閉塞し、分解清掃をすでに2回（2017年12月、2018年6月～7月）実施している。

今後も清掃実施の必要性が発生する可能性があることから、配管材質の向上（例えば材料をステンレスへ変更する）や塔のステンレス内張範囲の拡大等の腐食防止対策を行うことが必要と考えられる。

また、PSA オフガス圧縮機のアンチサージ弁も閉塞により 2 回分解清掃を実施した。関連配管のステンレス材料の使用、もしくは現在採用している低騒音のケーシング弁を閉塞の起こりにくい弁型式に変更する等の改善が考えられる。

2.3 安全・環境管理

当センターは、CCS 実証試験事業を実施するに当たり、本事業に人身事故、健康障害、環境汚染等のリスクが潜在することを十分に認識し、そのリスクが顕在化しないよう努めるために安全・環境管理を実施してきた。

2.3.1 安全管理

当センターでは労働災害の未然防止、健康の保持増進および快適な職場環境の形成を図り、安全衛生水準の向上に努めることを目標に種々安全管理活動を実施した。その結果、2018 年度も無事故・無災害を達成することができた。

当センターでの安全管理活動は以下のとおりである。

(1) 安全管理体制

当センターの従業員数は 36 名であり、労働安全衛生法上は事業所別規模 10 名～49 名の事業所に該当する。この規模の事業所の安全衛生管理組織は「安全衛生推進者」の選任が義務付けられているのみであるが、当センターでは事業所規模 50 名以上に適用される安全管理体制とした。

当センターの安全管理体制を、図 2.3-1 に示す。

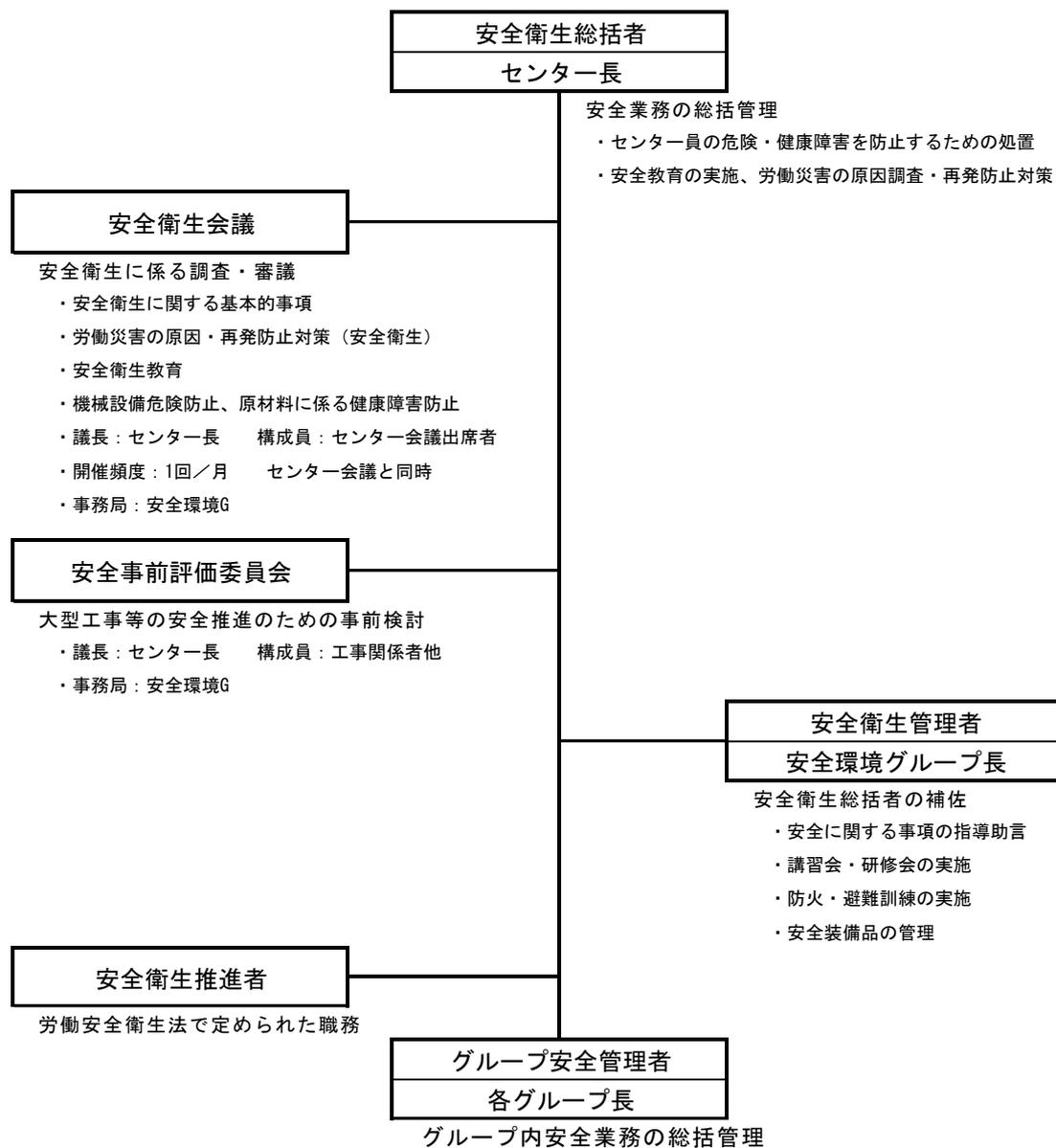


図 2.3-1 苫小牧 CCS 実証試験センター安全管理体制図

(2) 安全衛生会議

当センターでの安全衛生活動を円滑に推進するため、当センター長を議長とし、安全衛生に関する事項（危険防止、労働災害の原因・再発防止対策、安全衛生教育等）について調査・審議を行う「安全衛生会議」（以下、「本会議」と称する。）を設置した。

本会議は、原則として毎月 1 回開催した。

(3) 安全事前評価委員会

当センターが発注する工事等の安全推進のため当センター長を委員長とする「安全事前

評価委員会」（以下、「本委員会」と称する。）を設置した。

本委員会では工事受注者より提示された工事の安全管理体制、工事の特殊性、危険有害作業の安全対策（重機使用・足場設置、火気使用等）、安全衛生対策等について工事施工前に審議・評価を実施した。

2018年度は、5月22日に2018年度SDMを対象に本委員会を開催し、安全対策等が万全であることを確認した。

(4) 安全パトロール

2018年度SDMを対象に、現場に災害の危険がないか、安全事前評価委員会で確認した安全対策が守られているか等を確認することを目的に、現場の安全パトロールを定期的実施した。

安全パトロールは工事受注者とその協力会社および当センター（センター長および安全管理グループ員）の三者の合同で、1回/週の頻度で実施した。

安全パトロールで確認された危険・不適合行為等については、その場で指摘し是正指示することを原則とし、翌日の工事受注者による安全朝礼等の場で作業員全員に周知させ再発防止に努めた。また、現場で作業員に積極的に声をかけることに努めた。これらは現場の緊張感を維持させることに効果があった。

(5) 保安教育および防災訓練

① 保安教育

当センターの人的および物的被害を防止し、公共の安全を確保することを目的に保安教育を実施した。

保安教育の実施は、2018年8月に保安規定（電気事業法）に基づく保安教育を、9月に一般取扱所予防規程（消防法）に基づく保安教育を、10月に危害予防規程（高圧ガス保安法）に基づく保安教育を、それぞれ全センター員を対象に実施した。

② 防災訓練

設備異常時等災害発生時の人的および物的被害の拡大防止等の防災能力を向上することを目的に防災訓練を実施した。

2018年度に実施した防災訓練の内容を下記に示す。

1) 総合防災訓練

2018年9月6日に発生した胆振東部地震を踏まえ、訓練の被害想定を大地震発生とし、2018年12月13日の日中に、構内人員安否確認、通報/伝達、災害対

策本部設置、避難、現場安全確認等の総合防災訓練を実施した。東京本社もリモート会議システムで参加した。

2) 夜間操業時の防災訓練

夜間当直時の防災能力の向上を目的に、2018年12月の夜間に訓練を実施した。訓練は、4直が、それぞれ1回ずつ、合計4回実施した。

2.3.2 環境管理

当センターの環境管理については、北海道、苫小牧市、当社の三者で締結している「公害防止協定書」（2014年5月13日締結、以下「協定書」と称する。）に基づき、環境保全対策を実施している。

2018年度は、協定書に定める大気汚染物質の排出量の協定値および排水の自主管理目標値を遵守しており、協定書に抵触する異常状況の発生はなかった。当センターの環境管理事項は以下のとおりである。

(1) 大気汚染防止

当センターには、低圧ボイラー（自家燃料ガス専焼）と高圧ボイラー（自家燃料ガス、A重油混焼）が設置されており、これら2缶のボイラーから排出される大気汚染物質による大気汚染を抑制するため、種々の低減対策を実施している。

協定書では、大気汚染物質排出量を表2.3-1のとおり規定しており、当センターは、定期測定（1回/2箇月、手分析）および常時測定（自動測定）を実施し、測定結果を北海道と苫小牧市に定期報告している。2018年度は、協定書の規定値を全て遵守している。

表 2.3-1 大気汚染物質排出基準

汚染物質名	稼働平均排出量	1日平均排出量
窒素酸化物	8.6 Nm ³ /時以下	9.2 Nm ³ /時以下
ばいじん	4.5 kg/時以下	5.3 kg/時以下
硫黄酸化物	5.9 Nm ³ /時以下	5.9 Nm ³ /時以下

(2) 水質汚濁防止

当センターで発生する排水は、受入槽で一時貯留され、排水処理設備にて環境に有害な不純物質を除去した後に、海域に放流している。排水量が少ないことから水質汚濁防止法上の特定工場に該当しないため、協定書には排水の規定値は定められていないが、表2.3-2のと

おり自主管理基準を定めて管理している。

排水の性状管理として、油分を油膜検知システムにより連続的に測定し、化学的酸素要求量（COD: Chemical Oxygen Demand）および懸濁物質（SS: Suspended Solids）の隔月測定を実施している。2018年度は自主管理基準値を超える数値は報告されていない。

表 2.3-2 排水自主管理基準値

種別		COD (Mn 法*)	SS
自主管理目標値	最大	60 mg/L	40 mg/L
	日平均	40 mg/L	30 mg/L

*:過マンガン酸カリウム滴定法

(3) その他の環境管理

当センターでは、騒音・振動防止、土壌および地下水汚染防止、悪臭防止に関しても協定書が遵守されており、問題となる事象は発生していない。

また、当センターで発生する産業廃棄物については、「廃棄物の処理及び清掃に関する法律」に従い適正に処理している。

2018年8月28日に協定書に基づき北海道および苫小牧市による事業所構内の立入調査が行われ、協定書の遵守状況は良好であることが確認されている。

また、2019年2月27日に北海道主催による公害防止協定締結18事業所が参加して行われた「大気汚染緊急時の措置に係る情報伝達訓練」に当センターも参加した。

訓練内容は、苫小牧市街地域での二酸化窒素の濃度が上昇し注意報が発令されたことを想定し、メールによる情報伝達確認、ばい煙削減措置の確認を実施した。

(4) アミン溶液漏えい事象の「協定書」上の対応

2018年5月27日に発生した「熱交換器からのアミン溶液の防液堤内漏えい事象」について、協定書第10（事故時等の処置）に基づき、公害が発生するおそれがある事象として北海道および苫小牧市に2018年6月1日（事象報告）および7月9日（原因と対策報告）に報告を行った。6月1日の事象報告を受け、2018年6月4日に協定書第16（報告、立ち入り調査及び報告）に基づき北海道および苫小牧市による立入調査が行われ、本事象による公害の発生がないことが確認されている。

2.4 CCSコストの推算

実施計画書に従い 2018 年度は不実施とし、2019 年度は、3 年間半の実証試験期間に蓄積した運転データ、運転コスト情報を基にした 100 万トン圧入の実用化モデルでの CCS コストの推算、および諸外国の CCS 実績データの調査、分析を基にした実用化モデルでの CCS コストの試算等を予定している。