

リスクアセスメント・ガイドライン (Ver.2)

平成 28 年 2 月

高圧ガス保安協会

改正の履歴

平成 27 年 3 月 発行 (Ver.1)

平成 27 年 6 月 改訂

【主な改訂内容】

- (1) 「3.3 リスクアセスメントの基礎」内の「図 2 リスクアセスメントの手順」を更新
- (2) 「3.4 リスクアセスメントの対象」を追加

平成 27 年 2 月 発行 (Ver.2)

【主な改訂内容】

- (1) 「4.1 ハザードの特定」内に、ハザードの特定に参考となる文献、ガイドライン、規格を追加
- (2) 「4.2 リスク算定（リスク解析）」内に、引金事象の発生頻度の例および安全設備の作動要求時の失敗確率の例を追加
- (3) 「4.5 リスク対応」を「4.5 リスク対応の方針」とし、記述内容を更新
- (4) 「4.6 リスクアセスメントの解析対象範囲」を追加
- (5) 「5.5 バッチ反応 HAZOP」を追加
- (6) 「リスクアセスメント参加メンバー」「リスクアセスメント優先順位の考え方」「設備、製造方法などの変更のリスクアセスメント」「準備する資料」「関係者への周知、教育」「自然災害に起因するリスク」が各々独立した章であったものを、「6. リスクアセスメントの実施に際しての留意事項」内の項に変更
- (7) 「附属書 非定常リスクアセスメント実施事例」を追加
- (8) 「参考資料 A 「高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイド」（平成 24 年 3 月 富山県及び富山県高圧ガス安全協会）について」を追加
- (9) 「参考資料 B ハザードリストの検討」を追加
- (10) 「参考資料 C 欧米におけるリスクアセスメント取組状況」を追加

本ガイドラインは、平成 26、27 年度 経済産業省委託 高圧ガス取扱施設におけるリスクアセスメント手法及び保安教育プログラム調査研究において策定したものです。

平成 26 年度、27 年度 石油精製業保安対策事業
 高圧ガス取扱施設におけるリスクアセスメント手法及び保安教育プログラム調査研究

リスクアセスメント手法及び保安教育プログラム調査検討委員会 構成表

	氏名	所属・役職	
委員長	小林 英男	東京工業大学 名誉教授 高圧ガス保安協会 参与	(平成 26、27 年度)
委員	高木 伸夫	有限会社システム安全研究所 所長	(平成 26、27 年度)
委員	澁谷 忠弘	国立大学法人横浜国立大学 安心・安全の科学研究センター 准教授	(平成 26、27 年度)
委員	鈴木 和彦	国立大学法人岡山大学 大学院自然科学研究科 教授	(平成 26、27 年度)
委員	吉賀 俊雄	山口県 総務部 防災危機管理課 産業保安班長 調整監	(平成 26 年度)
委員	中条 孝之	三重県 防災対策部 消防・保安課 主幹	(平成 26、27 年度)
委員	石井 俊昭	JX 日鉱日石エネルギー株式会社 社会環境安全部長 石油連盟 安全専門委員会 委員長	(平成 26 年度)
委員	春山 豊	一般社団法人日本化学工業協会 常務理事	(平成 26、27 年度)
委員	出村 公明	石油化学工業協会 高圧ガス専門委員長	(平成 26、27 年度)
委員	徳富 栄一郎	一般社団法人日本産業・医療ガス協会 常務執行役員	(平成 26、27 年度)
委員	萩原 一裕	アストモスエネルギー株式会社 国内事業本部 技術主幹 日本 LP ガス協会	(平成 26 年度)
委員	村田 耕三	山口県 総務部 消防保安課 産業保安班 班長 主幹	(平成 27 年度)
委員	三角 徹	JX 日鉱日石エネルギー株式会社 社会環境安全部長 石油連盟	(平成 27 年度)
委員	川上 直樹	株式会社ジャパンガスエナジー供給部 課長代理 日本 LP ガス協会	(平成 27 年度)
委員	安田 慎一	高圧ガス保安協会 理事	(平成 27 年度)

※所属・役職は委員就任期間の最終年度のもの

リスクアセスメント分科会 構成表

	氏名	所属・役職	
主査	高木 伸夫	有限会社システム安全研究所 所長	(平成 26、27 年度)
委員	横山 千昭	国立大学法人東北大学 多元物質科学研究所 教授	(平成 26、27 年度)
委員	村田 耕三	山口県 総務部 防災危機管理課 産業保安班 主幹	(平成 26 年度)
委員	長沼 均	神奈川県 安全防災局安全防災部工業保安課コンビナートグループ グループリーダー	(平成 26 年度)
委員	和田 正彦	危険物保安技術協会 企画部長	(平成 26、27 年度)
委員	島田 行恭	独立行政法人労働安全衛生総合研究所 上席研究員	(平成 26、27 年度)
委員	簗谷 一典	東燃ゼネラル石油株式会社 安全・保安部 保安推進室長 石油連盟 石油連盟安全専門委員会	(平成 26、27 年度)
委員	中川 昌樹	一般社団法人日本化学工業協会 三菱化学株式会社 環境安全・品質保証部 プロセス工学安全室 マネージャー	(平成 26、27 年度)
委員	太田 等	石油化学工業協会 保安・衛生委員会 保安専門委員	(平成 26、27 年度)
委員	野本 泰之	一般財団法人エンジニアリング協会 日揮株式会社 プロセス技術本部 HSE システム部 チーフエンジニア	(平成 26、27 年度)
委員	小松 靖	山口県 総務部 消防保安課 産業保安班 主査	(平成 27 年度)
委員	森田 康裕	神奈川県 安全防災局 安全防災部 工業保安課 高圧ガスグループ グループリーダー	(平成 27 年度)
委員	安田 慎一	高圧ガス保安協会 理事	(平成 27 年度)

※所属・役職は委員就任期間の最終年度のもの

はじめに

平成 23 年以降、国内では石油コンビナートなどの事業所で、重大事故（多数の死傷者を伴う火災爆発事故）が続発した。これら重大事故の共通事項として、非定常運転又は作業におけるリスクアセスメントの実施が不十分であることが指摘されている。国の産業構造審議会保安分科会報告書及び石油コンビナート等における災害防止対策検討関係省庁連絡会議報告書においても、政府が行うべき取り組みとして非定常時及び設備、製造方法などの変更時におけるリスクアセスメントの徹底を図ることが提言されている。

この状況を背景に、国内の高圧ガス製造事業所を調査したところ、リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性の理解が十分でなく、具体的にリスクアセスメントの実施率、実施にあたってのメンバー構成、検討又は参考とする資料が十分でないといったケースが見受けられた。リスクマネジメント、リスクアセスメントはプラントの保安確保にあたり重要な一要素である。このため、リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性の理解及び普及を目的として、平成 26 年度にリスクアセスメント・ガイドライン（Ver.1）を策定した。

リスクアセスメント・ガイドライン（Ver.1）ではリスクアセスメントの解説を主としており、リスクマネジメント、リスクアセスメントの目的、手順などの概略、その意義と重要性をまず説明し、次に、非定常リスクアセスメントの適用対象、非定常リスクアセスメント手法の例、非定常リスクアセスメント実施にあたっての留意事項及びリスクアセスメントの対象となる事例を紹介している。特に、非定常リスクアセスメント手法については、実施手順を含めより詳細に説明をしている。また、非定常リスクアセスメントを事業所全体に対して網羅的に実施するには多大な時間と労力が必要なことから、潜在的な危険性の大きさを考慮に入れ、優先順位をつけてリスクアセスメントを実施することで、効率的にリスク低減が図れるアプローチの紹介も行っている。このアプローチは検討時間の短縮化にも繋がり、時間、労力及びリスクアセスメントの実施メンバーの参加に問題を抱える事業者にも有効利用が期待される。

本ガイドライン（リスクアセスメント・ガイドライン（Ver.2））では、リスクアセスメント・ガイドライン（Ver.1）にバッチ反応 HAZOP の解説を加え、附属書で非定常リスクアセスメント実施事例の紹介を行っている。また、参考資料としてリスクアセスメント未実施事業所に対するリスクアセスメント・ガイド（富山県）の紹介、ハザードリストの検討結果、欧米におけるリスクアセスメント取組状況の紹介を追加している。これら事例等の追加により、事業者の非定常リスクアセスメントに対するさらなる理解が深まり、プロセスプラントの安全性が向上することを期待する。

目次

1. 目的	1
2. プロセスプラントの危険性の理解	2
2.1 プロセスプラントの危険性	2
2.2 反応危険性	3
2.3 ハザードリストとシナリオ	9
3. リスクマネジメント及びリスクアセスメント	11
3.1 リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性	11
3.2 リスクマネジメントの基礎	11
3.3 リスクアセスメントの基礎	12
3.4 リスクアセスメントの対象	15
4. リスクアセスメント手順	16
4.1 ハザードの特定	16
4.2 リスク算定（リスク解析）	18
4.3 リスク算定（リスク解析、リスク評価）	20
4.4 リスク評価	20
4.5 リスク対応の方針	21
4.6 リスクアセスメントの解析対象範囲	21
5. 非定常リスクアセスメント	23
5.1 適用対象	23
5.2 HAZOP の適用	25
5.3 手順 HAZOP	31
5.4 緊急シャットダウン(ESD) HAZOP	36
5.5 バッチ反応 HAZOP	39
6. リスクアセスメントの実施に際しての留意事項	45
6.1 リスクアセスメント参加メンバー	45
6.2 リスクアセスメント優先順位の考え方	46
6.3 設備、製造方法などの変更のリスクアセスメント	47
6.4 準備する資料	49
6.5 関係者への周知、教育	50
6.6 自然災害に起因するリスク	50

7. 用語の定義.....	51
8. 参考文献.....	53
おわりに.....	54

附属書 非定常リスクアセスメント実施事例

参考資料 A 「高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイド」（平成 24 年 3 月 富山県及び富山県高圧ガス安全協会）について

参考資料 B ハザードリストの検討

参考資料 C 欧米におけるリスクアセスメント取組状況

1 目的

石油コンビナートなどの事業所における事故（多数の死傷者を伴う重大事故を含む。）の多くは、設備のシャットダウン、スタートアップ、保全作業中などのいわゆる「非定常時」に発生している。

高圧ガス保安法の認定（完成・保安）検査実施者には、保安管理システム¹⁾の構築とその運用が求められている。このなかで、製造工程、設備、運転等における保安に影響を与える危険源の特定²⁾に係る手順を確立、維持するとともに、危険源に関する最新の情報の取得が求められている（以降、危険源を”ハザード”という。）。認定検査実施者は、この要求事項に基づきリスクアセスメントを実施している。しかし、非定常リスクアセスメントに関しては、その実施が十分に浸透していないこと、またリスクアセスメント実施にあたってのメンバー構成及び参考とする資料が十分でないことなど、リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性に対して理解が十分でない側面も見受けられる。

そこで、本ガイドラインでは、最近発生した重大事故に共通する要因と背景の一つとして指摘されている非定常時を対象とするリスクアセスメントの理解と実施を推進するために、その意義と重要性、非定常時の定義、非定常リスクアセスメントの適用対象、非定常リスクアセスメント手法の例、リスクアセスメント実施時の留意事項などについて紹介する。

また、認定検査実施者以外の高圧ガス製造事業者については、リスクアセスメントへの取組みが十分でない状況と考えられるため、リスクアセスメントの実施が推進されるよう、基本的な考え方と実施方法の紹介として富山県と富山県高圧ガス安全協会で作成した「高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイド」を参考資料 A として本ガイドラインで紹介を行っている。リスクアセスメントへの取組みが十分でない事業所においては、まずこの「高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイド」を活用して基本的なリスクアセスメントに取り組んでいただき、その後さらなる詳細な解析用にこのリスクアセスメント・ガイドライン(ver.2)に戻って活用していただきたい。

注¹⁾ 事業所の保安管理活動を促進するために、方針及び目標を定め、それらを達成するために計画の策定、実施、評価及びその改善を継続的に行う仕組み。事業所の保安管理方針を明確に定め、実施し、達成し、見直し及び維持するための体制、責任、手順及び資源（人材、予算、物質及び専門的技術を含む。）を含む。

認定完成検査実施者及び認定保安検査実施者の認定に係る事業所の体制の基準を定める告示（平成 17 年 3 月 30 日 経済産業省告示第 86 号）（以下「認定検査実施者告示」という。）第 3 条第 1 号。

注²⁾ 事故の発生をもたらす潜在的な危険性の存在を認識し、かつ、その特性を明確にするための一連の措置。

認定検査実施者告示第 3 条第 2 号及び第 3 号。

2 プロセスプラントの危険性の理解

石油精製、石油化学などのプロセスプラントは、可燃性、反応性、自己分解性、毒性といった危険性を有する物質を大量に製造し、また、取り扱っている。プロセスプラントの保安確保にあたっては、安全の法規制と規格に従うことは最低の要求事項であることはいうまでもないが、安全管理、設備管理という定常的業務に加えて、リスクマネジメント、リスクアセスメントによりハザードを特定し、また、リスクの大きさを評価したうえで、必要に応じてリスク低減策を講じることが必要である。このためには、プロセスプラントの危険性を理解することがまず必要となる。ここでは、リスクマネジメント、リスクアセスメントの実施の前に理解しておくべき基本事項として、プロセスプラントの危険性及び反応危険性について概要を説明する。

2.1 プロセスプラントの危険性

取扱い物質の危険性、操作の危険性など、プロセスプラント固有の危険性を理解し、把握する必要がある。代表的なプロセスプラントの危険性の幾つかを以下に示す。

(1) 取扱い物質に起因する危険性

プロセスプラントは、可燃性、反応性、自己分解性、毒性を有する危険性物質を大量に取り扱っており、異常反応、暴走反応などの危険性、空気との混触による燃焼、爆発の危険性などを有している。また、取り扱うエネルギーが大きく、事故が発生した場合には被害が拡大する危険性がある。

(2) 不純物に起因する危険性

不純物の混入、残存、蓄積などのきわめて少量の物質が引き金となり、事故に繋がる危険性がある。例えば、反応工程においては、原料中の不純物、活性物質の混入、反応釜に残存していた不純物などにより、異常反応が発生して事故に繋がる危険性がある。

(3) 操作特性に起因する危険性

昇圧、昇温、反応、分離、凝縮、蒸発などの複数の操作が行われることから、機器の故障又は誤操作を引き金として運転範囲が正常状態から逸脱し、事故に繋がる危険性がある。例えば、高温流体を熱交換器などで冷却する操作では、熱交換器の冷媒系の故障により高温流体が冷却されずに熱交換器を通過し、下流の配管と機器の設計温度を超え、熱膨張のひずみによりフランジ継手から漏えいする危険性がある。

(4) 物質の相変化に起因する危険性

物質が気体、液体、固体という相状態で操作されているため、相変化に伴う危険性が存在する。

① 気体物質の凝縮に伴う危険性

② 液体物質の気化による体積膨張と気化熱による温度降下に伴う危険性

③ 固体物質の析出に伴う危険性

(5) 運転条件に起因する危険性

例えば、エチレンプラントは、分解炉の 800～900℃から液化し、貯蔵工程の -104℃という幅広い温度領域で運転されており、また、圧力も低圧から高圧までの工程が1つのエチレンプラント内に存在しており、運転温度と運転圧力の大きな差に起因する危険性がある。

(6) 設備構成に起因する危険性

プロセスプラントを構成する設備、機器は配管で連結されているため、特定の機器又は操作工程に不調、異常などが発生すると、その影響が上流又は下流へ波及し、想定しない場所で危険性が顕在化する。また、異常の発生要因が機器の損傷、回転機械の故障、制御系の故障、運転員の誤操作などと多岐にわたるため、異常が発生した場合に真の原因を迅速に把握することは難しく、異常が事故にまで進展する危険性がある。

2.2 反応危険性

物質の混触を伴う反応操作においては、予想しなかった発熱反応により反応が暴走し、温度と圧力が異常に上昇して装置の破壊又は火災による事故となり、被害を与えることがある。また、異種の物質が予想しない混触により発熱と発火を引き起こし、事故に繋がる危険性がある。前者は反応暴走の危険性であり、後者は混触危険性である。この両者はいずれも発熱反応であり、温度の上昇に伴い反応が加速されるため、事故の予防にあたっては異常な反応が起こること自体を防いだり、反応の初期の段階で異常を検知して早期に反応の進行を止めることが必要である。以下に代表的な反応危険性を紹介する。

(1) 反応暴走の危険性

反応暴走とは、反応装置の内部で予期しなかった発熱反応（これを異常反応という）が起こり、温度が上昇して反応を制御することが不可能になった状態をいう。この発熱反応が目的とする正常な反応であることもあれば、副次的な反応又は二次的な反応であることもある。いずれも発熱の大きな反応であることが特徴であり、発熱反応に対する除熱の能力不足の場合、除熱が正常に機能しない場合、原料の組成条件が逸脱した場合などに反応暴走が起こる危険性が高くなる。

反応暴走が起こる危険性の高い反応のタイプには次がある。

1) 酸化反応

酸化反応は発熱反応であるだけでなく、反応性の高い酸化剤（酸化性物質）を使用しているために爆発の危険性も高くなる。最近では、熱的に不安定な原料を使用した酸化反応、酸化反応による反応性中間体の生成などによって反応が暴走する事故が増えている。微量成分、過酷な反応条件などが影響している例もある。

2) 重合反応

重合反応は発熱が大きく、攪拌不良又は伝熱不良で冷却が不十分になったり、触媒の仕込み量又は重合禁止剤添加量が不適切であったために起こる例が多い。溶液重合、懸濁重合などに比べて塊状重合では、温度制御が容易ではないことが多い。

3) 水素化反応

触媒を用いた不飽和結合への水素添加反応、水素化脱硫反応、水素化分解反応などでは、反応の発熱自体は大きくないが、大量の水素と活性な触媒の使用、高温と高圧の条件で行われるために、反応暴走が起こる危険性が高い。

4) 付加反応

付加反応は $A+B=AB$ で表されるように同種又は異種の化合物が結合して別の化合物を生成する反応であり、基本的に発熱反応である。代表的な例は、不飽和結合への水素化、ハロゲン化水素付加、アルコール付加などの付加反応がある。

上記のそれぞれの反応が原因となった事故事例を表 1 に示す。

表1 反応暴走が起こる危険性の高い反応のタイプと事故事例

項目	酸化反応による事故事例	
事故名称	シクロヘキサン酸化反応器の爆発、火災	カルボキシメチルセルロース製造装置の爆発、火災
発生日	1961年2月	1971年3月
発生場所	群馬県	兵庫県
発生業種	化学工業	化学工業
事故概要	シクロヘキサンを原料として、酸素酸化によりシクロヘキサノンを製造する設備で、停電のために反応器内の温度が低下した。そのために酸素の圧力が通常運転時の0.75MPaから1MPaまで上昇し、酸化反応器が爆発した。	カルボキシメチルセルロース製造装置で、過酸化水素水の自動計量器を制御するコンピュータが不調となったために、手動に切り替えて過酸化水素水の添加を停止した。次いで、反応液を反応槽に移液して水冷却により水素化ナトリウムを添加して反応させ、モノクロ酢酸を加えて攪拌を行っていたところ、徐々に温度が上昇し、反応槽が爆発した。
原因	ユーティリティの停止（停電）により酸素濃度が上昇したために過酸化物が生成し、分解を起こして爆発した。	コンピュータの不調により、過酸化水素水が規定量の20倍も導入されたために、水酸化ナトリウムを加えた段階で大量の酸素が発生し、溶剤のイソプロパノールと可燃性混合気を形成したものと考えられる。 着火源は、反応槽ジャケットに何らかのミスでスチームが流入し、反応槽壁内の温度が上昇して低発火点物質が発火した可能性が考えられる。
参考文献	RISCAD	失敗事例

	重合反応による事故事例	水素化反応による事故事例
事故名称	RIM原液製造装置の爆発、火災	エチレン製造工場のアセチレン水添工程での爆発
発生日	1996年4月29日	1973年7月
発生場所	岡山県	山口県
発生業種	化学工業	化学工業
事故概要	RIM(Reaction Injection Molding)の原料液製造装置で、ジシクロペンタジエン、ジエチルアルミニウムクロライド、1,3-ジクロロ-2-プロパノール、四塩化ケイ素	エチレン製造設備のアセチレン水添工程で、緊急停止後の立ち上げ作業において、水素の過剰投入により、本来アセチレンの水添がされること

	を含有する配合液を調整し、その配合液をタンク内に保管していたところ、重合反応により温度上昇し、爆発、火災に至った。	ろをエチレンまで水添されたために暴走反応が起こり、異常高温によるエチレン分解にまで進行し、爆発、火災に至った。
原因	原料液製造装置での原料配合方法を変更したこと（前バッチの残液を残したまま次の調整に移行）で、カチオン種発生によるカチオン重合が発生し、この条件で重合反応が発生することを見落としていた。	立ち上げ後に水素の停止を調整弁のみで行うこととした。結果として水素が停止されずに過剰投入となった。
参考文献	失敗事例	RISCAD、失敗事例

項目	付加反応による事故事例	
事故名称	エチリデンノルボルネン製造装置の爆発	エポキシ樹脂製造におけるエピクロロヒドリンとジメチルスルホキシド共存系の爆発
発生日	1973年10月18日	1985年1月
発生場所	神奈川県	
発生業種	化学工業	化学工業
事故概要	ブタジエンとシクロペンタジエンを原料としてビニリデンノルボルネンを合成する装置で、攪拌機と冷却コイルを有する液相液封形反応槽を臨時停止させた。このとき、定常運転の反応槽内組成のまま、すぐに攪拌機を止めた。反応は続行したが、冷却ができずに暴走反応に移行し、高温のためにテフロンパッキンの一部が熔融し、そこから噴き出した内容液、ガスが発火した。	エポキシ樹脂製造工程で発生する廃液（エピクロロヒドリン（ECH）とジメチルスルホキシド（DMSO）共存系を含む。）を処理するため蒸留を行った。加熱用スチームの安全弁が作動したために、調整していたところ、突然に爆発した。
原因	製造工程で一時的に部分停止を行ったが、発熱反応が持続可能な組成と温度のまま攪拌機を止めたために反応器内全体の冷却が不十分となり、温度上昇から暴走反応に移行した。	蒸留塔塔底で廃液中のECHは重合するが、蒸留初期には、ECHの重合熱は、ECH自体の気化熱で除熱されていた。ECHの減少に伴い内容物の沸点が上昇し、ECHの急激な重合とDMSOの分解を引き起こした。
参考文献	失敗事例	失敗事例

(2) 混触危険性

2種類以上の物質が混触することにより発熱、発火したり、爆発性混合物を形成する危険性のある組み合わせとして代表的な例を表2に示す。表の中で混触により直ちに発熱、発火が起こる危険性の高い例としては、過酸化ナトリウム、無水クロム酸、過マンガン酸カリウム、さらし粉などの酸化剤と可燃性物質の組み合わせ、又は、亜塩素酸カリウム、塩素酸カリウム、臭素酸カリウムなどのオキソハロゲン酸塩と強酸の組み合わせがある。混触による発熱、発火を防止するには、危険性のある物質についての情報を持ち、その情報を基にして適切な安全対策を講ずる必要がある。なお、空気又は水との接触により発熱、発火が起こる自然発火性物質なども広い意味では混触危険性物質と考えることができる。混触により発生した事故事例を、表3に示す。

表 2 混触危険性の組み合わせ例

1. 酸化性物質と可燃性物質	
1) 酸化性物質	
a) オキソハロゲン酸塩	過塩素酸塩、塩素酸塩、臭素酸塩、ヨウ素酸塩、亜塩素酸塩、次亜塩素酸塩など
b) 金属過酸化水素、過酸化水素	金属過酸化水素：過酸化カリウム、過酸化カルシウムなど
c) 過マンガン酸塩	過マンガン酸カリウムなど
d) ニクロム酸塩	ニクロム酸カリウムなど
e) 硝酸塩類	硝酸カリウム、硝酸ナトリウム、硝酸アンモニウム
f) 硝酸、発煙硝酸	
g) 硫酸、発煙硫酸、三酸化イオウ、クロロ硫酸	
h) 酸化クロム (III)	
i) 過塩素酸	
j) ペルオキソ二硫酸	
k) 塩素酸化物	二酸化塩素、一酸化塩素
l) 二酸化窒素 (四酸化二窒素)	
m) ハロゲン	フッ素、塩素、臭素、ヨウ素、三フッ化塩素、三フッ化臭素、三フッ化ヨウ素、五フッ化塩素、五フッ化臭素、五フッ化ヨウ素
n) ハロゲン化窒素	三フッ化窒素、三塩化窒素、三臭化窒素、三ヨウ化窒素
2) 可燃性物質	
a) 非金属単体	リン、イオウ、活性炭など
b) 金属	マグネシウム、亜鉛、アルミニウムなど
c) 硫化物	硫化リン、硫化アンチモン、硫化水素、二硫化炭素など
d) 水素化物	シラン、ホスフィン、ジボラン、アルシンなど
e) 炭化物	炭化カルシウムなど
f) 有機物	炭化水素、アルコール、ケトン、有機酸、アミンなど
g) その他	金属アミド、シアン化物、ヒドロキシルアミンなど
2. 過酸化水素と金属酸化物	金属酸化物：二酸化マンガン、酸化水銀など
3. 過硫酸と二酸化マンガン	
4. ハロゲンとアジド	ハロゲン：フッ素、塩素、臭素、ヨウ素など アジド：アジ化ナトリウム、アジ化銀など
5. ハロゲンとアミン	ハロゲン：フッ素、塩素、臭素、ヨウ素、三フッ化塩素、三フッ化臭素、三フッ化ヨウ素、五フッ化塩素、五フッ化臭素、五フッ化ヨウ素など アミン：アンモニア、ヒドラジン、ヒドロキシルアミン
6. アンモニアと金属	金属：水銀、金、銀など
7. アジ化ナトリウムと金属	金属：銅、亜鉛、鉛、銀など
8. 有機ハロゲン化物と金属	金属：アルカリ金属、マグネシウム、バリウム、アルミニウムなど
9. アセチレンと金属	金属：水銀、銀、銅、コバルトなど
10. 強酸との混合により発火、爆発する物質	
a) オキソハロゲン酸塩	過塩素酸塩、塩素酸塩、臭素酸塩、ヨウ素酸塩、亜塩素酸塩、次亜塩素酸塩
b) 過マンガン酸塩	過マンガン酸カリウムなど
c) 有機過酸化水素	過酸化ジベンゾイルなど
d) ニトロソアミン	ジニトロソペンタメチレンテトラミン (DPT) など

表3 混触による事故事例

項目	混触による事故事例	
事故名称	エポキシ樹脂製造装置における異物混入による DMSO 回収槽の爆発	アルキルアルミニウム製造装置における残存物同士の混触に起因する爆発、火災
発生日	1993年7月4日	1996年7月17日
発生場所	愛媛県	大阪府
発生業種	化学工業	化学工業
事故概要	エポキシ樹脂製造装置の溶剤ジメチルスルホキシド(DMSO)の回収槽内で異物(エピクロロヒドリンなど)と DMSO が反応し、温度、圧力が上昇し、爆発、火災に至った。	多目的生産装置のバッチ式水素化反応器でナトリウムビス-2-メトキシエトキシ-アルミニウムヒドリド(SAH)製造中に、反応器気相部にテトラヒドロフラン(THF)とナトリウムアルミニウムヒドリド(NAH)が残存していたために、異常反応が発生して SAH の発熱分解を誘発し、反応器が破裂して火災となった。
原因	DMSO 回収槽とエピクロロヒドリンなどの貯槽が連結されており、その仕切り弁の内部漏れが原因と推定した。	NAH 製造後 (THF 使用) の洗浄が不十分であった。
参考文献	失敗事例	失敗事例

2.3 ハザードリストとシナリオ

石油精製、石油化学をはじめとするプロセスプラントにおけるハザードを漏れなく抽出するには、ハザード（危険源）が何であるかを明確にし、事故が発生する様々なシナリオを考えることが必要であるが、個々のシナリオにおいて考えられる範囲には限界がある。そのために、ハザードの視点について整理した表（ハザードリスト）などを参照して、ハザードの抽出のヒントとすることは有効な方法といえる。

また、すでに記したようにプロセスプラントは可燃性、反応性、自己分解性、毒性などの危険性を有する物質を取り扱っている。また、温度、圧力、液レベル、流量、組成・成分といったプロセスパラメータを適切に制御することにより安全で安定な運転を維持している。これらの物質固有の危険性及びプロセスパラメータの変動（高温、高圧など）がハザードであり、これらを適切に管理できないと事故に至る危険事象の発生に繋がることになる。表4にプロセスプラントのハザードを特定するシナリオの例を示すが、これらはハザードの特定にあたり参考となる。なお、プロセスプラントは設備であるから、設備の設計、製作及び保全において、それぞれ特有のハザードがある。

プロセスプラントのハザードは物質ハザードとプロセスハザードだけではないことに、留意する必要がある。本ガイドラインでは参考資料 B として「ハザードリストの検討」を行っており、ここで高圧ガス取扱施設におけるハザードを事故事例から抽出し、物質ハザードやプロセスハザード以外のハザードを示しているので参照いただきたい。

表4 プロセスプラントのハザードを特定するシナリオの例

分類	ハザード (危険源)	シナリオ	ハザード (危険状態、危険事象)
物質	可燃性	可燃性ガスを保有している容器に空気が漏れこんだ。	容器内に可燃性混合気が形成され、容器内火災の危険性。
	反応性	発熱反応プロセスの反応釜において、冷却器の故障で温度が上昇した。	反応熱の蓄積により暴走反応の危険性。
	自己分解性	有機過酸化物を保有している容器の冷却システムが故障し、有機過酸化物の温度が徐々に上昇した。	有機過酸化物の分解爆発により容器破裂の危険性。
	自然発火性	定修時に脱硫反応器から取り出した硫化鉄を野ざらしの状態に放置した。	硫化鉄は自然発火性があり、空気と接触して燃焼する危険性。
	毒性	毒性のある液体を貯蔵するタンクが腐食により開口した。	毒性液体の漏えい危険性。
プロセス	高圧	高圧運転の容器と低圧運転の容器を連結している配管の圧力調節弁が故障で全開した。	高圧のガスが低圧の容器に流れ込み、低圧の容器が破裂する危険性。
	負圧	常圧設計の容器の内部をスチームで洗浄したのち、容器に接続しているバルブを外部との縁切りのため全て閉止して静置した。	容器内部が冷却し、スチームの凝縮により内圧が負圧となり、容器の負圧座屈の危険性。
	高温	高温の流体を冷却するクーラーの冷却媒体が停止したため、高温流体が冷却されずに下流の機器に流れ込み、機器の設計温度を超えた。	<ul style="list-style-type: none"> 急激な高温流体の流入による熱衝撃でフランジ継手からの漏えい危険性。 機器の設計温度を超える流体の流れ込みによる機器損傷の危険性。
	低温	-100℃の極低温ガスを20℃まで昇温する加熱器の熱源が停止したため、-100℃の低温ガスが昇温されずにヒーター下流に流れ込んだ。なお、低温ガスのヒーター入口側配管は低温に強いステンレス鋼であったが、ヒーター出口側配管は常温使用の炭素鋼であった。	常温使用の炭素鋼配管に極低温ガスが流れ込んだため、低温脆性破壊の危険性。
	液レベル高	遠心式圧縮機の入り口側に設置されている液とガスを分離するノックアウトドラムの液面が徐々に上昇し、遂にはドラムから液がオーバーフローして圧縮機吸引側のガス配管に流入した。	<ul style="list-style-type: none"> 圧縮機に液体が流入することにより圧縮機が振動により損傷の危険性。 ガスが可燃性であれば漏えいにより火災、爆発の危険性。
	液レベル低	ポンプの上流側に設置されているドラムへの液体の流入が停止したため、ドラムの液面が低下した。	ドラムの液面低下が継続し、空になるとポンプが空引き状態となり、振動により損傷し、内部流体が漏えいする危険性。

3 リスクマネジメント及びリスクアセスメント

3.1 リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性

石油コンビナートなどの事業所では、可燃性物質、有毒物質などの物質を大量に保有、製造しており、これらの物質の漏えい、引火などの事象が発生した場合、重大事故に進展する可能性があることはすでに述べた。このような重大事故は、人的被害(死傷、後遺症)、設備被害(機器破損)、生産機会損失、顧客信頼損失といった財産、経営に直接ダメージを与えるだけでなく、環境被害、社会的な企業イメージ失墜などの信頼回復に多大な時間、労力、努力を要するダメージも被ることとなり、企業の事業存続が危ぶまれるリスクに繋がりがねない。このように事故を対象とした場合、事故の起こりやすさ(発生確率)と事故がもたらす被害(影響度)の組み合わせを、リスクと定義する。

リスクが現実とならないように事前に対策を講じること、及びリスクが現実となった場合に影響度を最小に抑える対策を講じることがリスクマネジメントである。また、このリスクマネジメントの一構成プロセスとしてリスクアセスメントがある。リスクアセスメントは、リスク解析によりハザードを特定し、ハザードから事故が起こるシナリオを明らかにし、次に、その起こりやすさと影響度を組み合わせてリスクの大きさ(リスクレベル)を算定し、リスク評価によりその許容基準を設定し、必要に応じてリスク低減策を講じるという一連の検討プロセスである。すなわち、リスクアセスメントを通してリスク評価を行い、次にリスクマネジメントにおいて問題となるリスクに対してリスク対策を図り、リスクの受容を周囲に理解してもらうこと(リスクコミュニケーション)が重要である。

このように、リスクマネジメント及びリスクアセスメントによりリスク低減、事故影響度最小化を図ることは企業の社会的責任であり、また事業存続のために重要であり、企業の利益に繋がることの認識でリスクマネジメント及びリスクアセスメントに取り組んでいただきたい。

3.2 リスクマネジメントの基礎

リスクとは ISO 31000:2009(JIS Q 31000:2010)で、「目的に対する不確かさの影響」と定義されている。また、リスクマネジメントとは ISO 31000:2009(JIS Q 31000:2010)で「リスクについて、組織を指揮統制するための調整された活動」と定義されており、事故、自然災害、経済事件などの組織に係わる様々なリスクが顕在化することで発生する損失と不利益の要因を特定し、評価及び対応を通じて、最小のコストでリスクを極小化するという経営管理手法を意味している。リスクマネジメントの構成プロセスに対するリスクアセスメントの関与を図1に示す。リスクマネジメントはリスクアセスメント、リスク対応、リスクの受容、リスクコミュニケーションという4つのプロセスで構成されており、リスクアセスメントはリスクマネジメントの構成プロセスの一つである。リスクマネジメント及びリスクアセスメントの詳細については、ISO 31000:2009(JIS Q 31000:2010)を参照されたい。

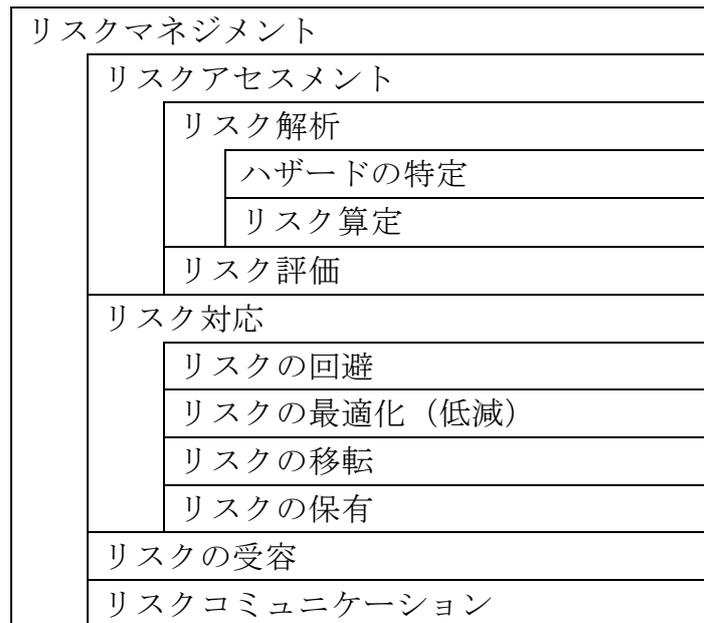


図1 リスクマネジメントの構成プロセス

3.3 リスクアセスメントの基礎

リスクアセスメントとは ISO 31000:2009(JIS Q 31000:2010)で「ハザードの特定、リスク解析及びリスク評価のプロセス全体」と定義されており、リスクマネジメントの構成プロセスの中核である。リスクアセスメントの手順を図2に示す。前記したように、リスクアセスメントはハザードを特定し、リスク解析により事故に至るシナリオを構築し、事故の起こりやすさと影響度からリスクの大きさ（リスクレベル）を算定し、次に、リスク評価によりリスク許容基準を設定し、必要に応じてリスク対応の方針を検討するという大きく3つの検討ステップからなる。それぞれのステップの概要を以下に示す。

(1) ハザードの特定（リスク解析）

ISO 31000:2009(JIS Q 31000:2010)では、図1と図2に示すハザード特定の代わりにリスク特定という用語が使用されている。また、リスク源という用語がある。危険事象を対象とする場合には、リスク源の代わりにハザードという用語を使用する。人、環境又は設備に危害を引き起こす潜在的危険源であるハザードを洗い出し、事故に至るシナリオを解析し（事故の原因、要因を特定し、事故の影響を想定する）、ハザードを特定する。

(2) リスク算定（リスク解析）

特定したハザードから事故の起こりやすさと影響度を解析し、これの組み合わせによりリスクの大きさ（リスクレベル）を算定する。なお、リスクの大きさを算定するにはリスクマトリックスを用いた方法が広く活用されている。リスクマトリックスについては後述する。

(3) リスク評価

リスク解析の結果を基に、リスク許容基準を設定し、許容基準以下の大きさのリスクを受容する。リスクの大きさが許容基準を超える場合には、リスク対応の方針を検討する。

この(1)～(3)の検討ステップを実施することで、検討対象のどこにどのようなハザードが潜んでいるか明確となり、リスクの大きさを算定することが可能となる。ハザードの特定の例を図3に示す。

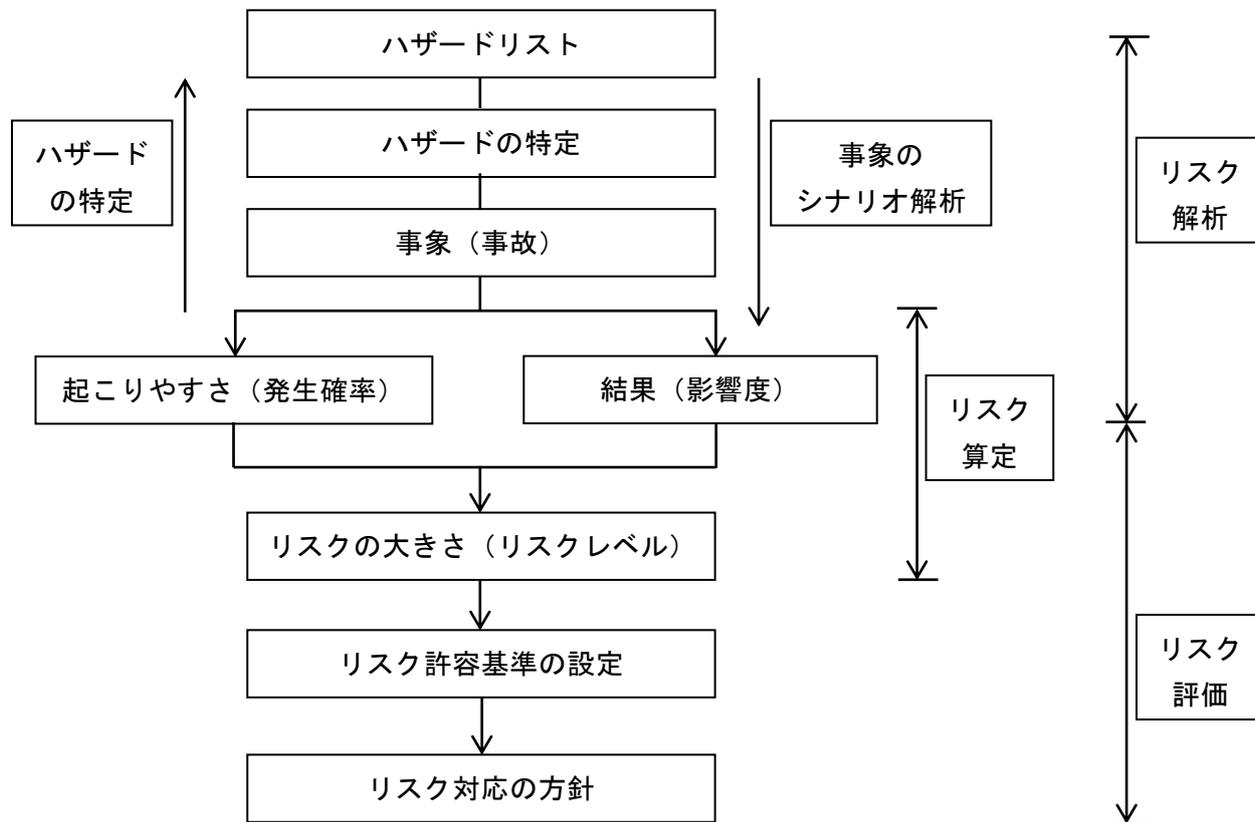


図2 リスクアセスメントの手順

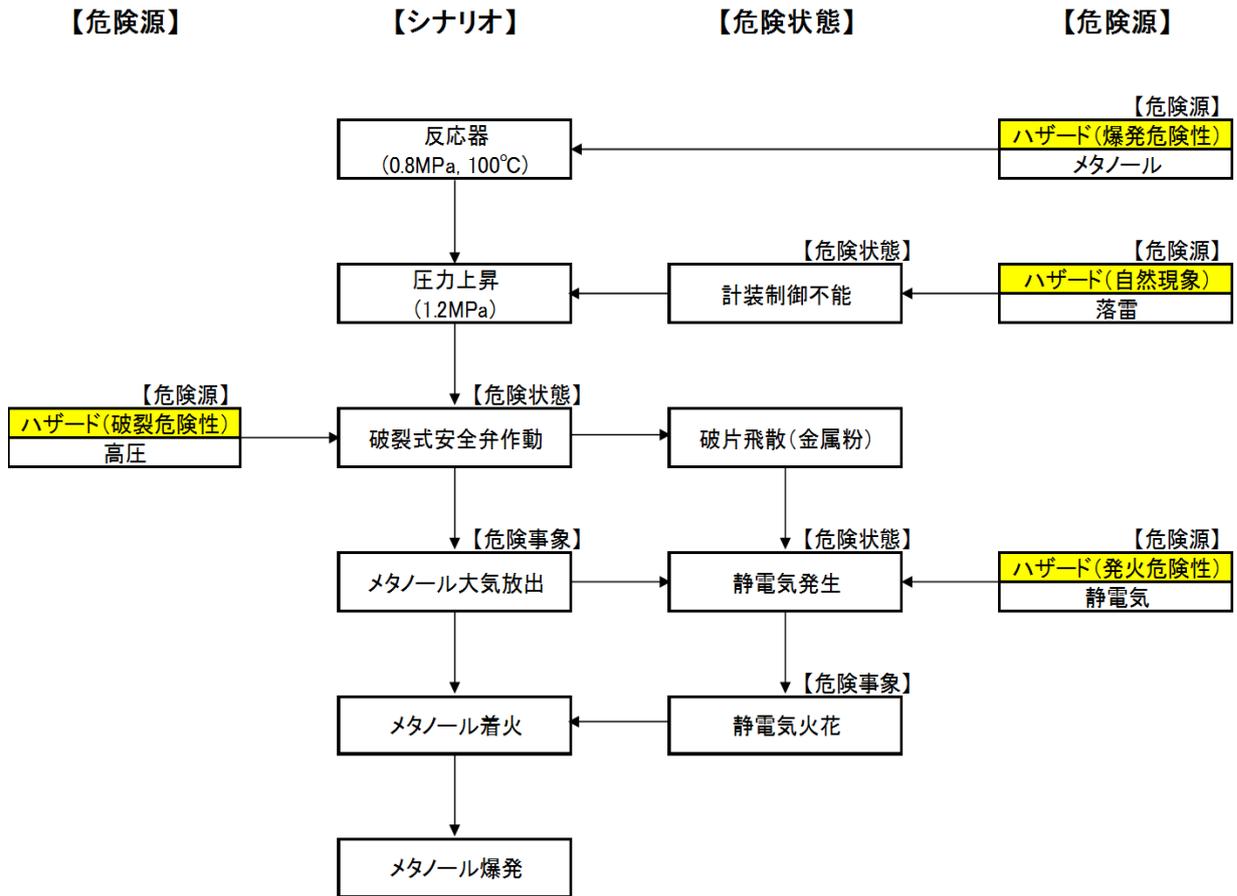


図3 ハザードの特定の例

3.4 リスクアセスメントの対象

現在、経済学（又は経営学）は不確かさの経済学からリスクマネジメントに名称を変えている。そして、企業経営においてリスクマネジメントの適用は、企業が社会に貢献し、かつ利益を得るために必要不可欠な存在となっている。石油コンビナートなどの事業所においても、企業経営の一環として、リスクマネジメントを実施することは当然である。しかし、事業所におけるリスクアセスメントには、通常企業経営の一環としてのリスクマネジメントを超える目的がある。それは、設備のライフサイクルを対象とするリスクアセスメントである。

設備のライフサイクルを、図4に示す。設備は、基本設計、詳細設計を経て製作され、運転を全うしてライフ（寿命）が終了し、再び更新、計画を経て基本設計に戻り、ライフのサイクルを形成する。市場に出す製品（商品）を製造するという目的に応じて、設備の更新（ライフサイクル）は頻繁に繰り返される。設備の運転は、設備を用いる製造にほかならない。すなわち、ライフサイクルの表舞台が運転である。運転の正常な継続のためには、保全が必要である。図4のサイクルにおける運転と保全の表記は、表舞台の運転に対して裏舞台の保全が表裏一体になっていることを示している。

設備の運転を開始する前に、設備のライフサイクルの5つの段階（運転と保全の想定を含めて）において、リスクアセスメントを個別に実施し、それを総合して記録に残す。これが事前のリスクアセスメントである。設備の運転を開始した後には、運転と保全の経験に新しい情報の知見を加えて、事前のリスクアセスメントの更新を継続する。これが事後のリスクアセスメントである。

本ガイドラインの対象は、設備の運転を開始した後の事後のリスクアセスメントである。したがって、運転のリスクアセスメントが中心となる。事前のリスクアセスメントが不実施の場合、または事前のリスクアセスメントが不十分な場合にも、事後のリスクアセスメントを実施することによってそれを補い、十分な成果が得られる。そのために、6.リスクアセスメント参加メンバーで後記するように、リスクアセスメントのチーム編成が重要である。特に、設計、製作および保全の専門家の参加は、事前のリスクアセスメントの不実施または不十分を補うために必要である。設備の設計、製作および保全において、それぞれ特有のハザードがある。

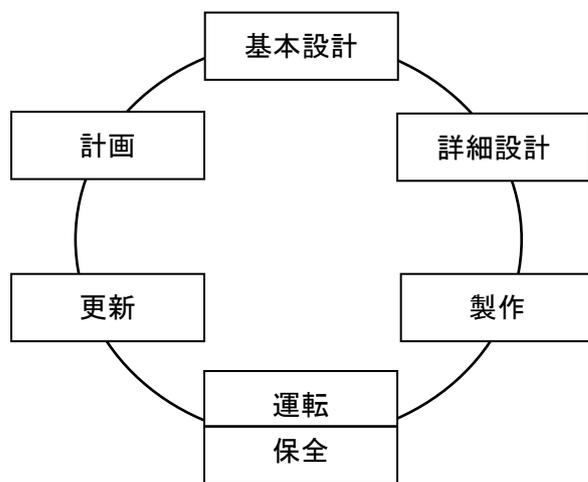


図4 設備のライフサイクル

4 リスクアセスメント手順

リスクアセスメント手順については ISO 31000 2009(JIS Q 31000:2010)に詳細な流れが説明されているが、ここではその流れの概略について説明する。

4.1 ハザードの特定

ハザードの特定については、代表的な解析手法を表 5 に示すが、これらの手法単独又は複数の手法を組み合わせて活用されている。なお、この表に示す手法以外にも、企業がそれぞれのプロセスプラントの特性を考慮して開発した手法も使用されている。ハザードの特定で参考にできる文献、ガイドライン、規格として以下があり、手法の詳細な解説や比較、手法選定等について記載されているので、それらを参照されたい。

文献、ガイドライン

- 1) 日本規格協会「JIS Q 31010 (IEC/ISO 31010) リスクマネジメントーリスクアセスメント技法」(2012)
- 2) 化学工業日報社「実践・安全工学 シリーズ 2 プロセス安全の基礎」(2012)
- 3) CCPS (Center for Chemical Process Safety) 「Guidelines for Risk Based Safety」
- 4) CCPS (Center for Chemical Process Safety) 「Guidelines for Hazard Evaluation Procedures, 3rd Edition」
- 5) EC Joint Research Center 「Guidance on the Preparation of a Safety Report to Meet the Requirement of Directive 96/82/EC as Amended by Directive 2003/105/EC (Seveso II)」
- 6) EC Joint Research Center 「Guidelines on a Major Accident Prevention Policy and Safety Management System, as required by Council Directive 96/82/EC (SEVESO II)」
- 7) CONCAWE 「Methodologies for hazard analysis and risk assessment in the petroleum refining and storage industry」

規格

- 1) 米国 OSHA(Occupational Safety & Health Administration) 「Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals」
- 2) 米国 EPA(Environmental Protection Agency) 「Risk Management Plan」
- 3) 欧州 EC(European Commission) 「Seveso III(Directive 2012/18/EU)」

表5 ハザード特定の解析手法の例

手法		概要	得られる結果
HAZOP (Hazard and Operability)	連続系 HAZOP (定常系)	連続プロセスの定常運転状態を対象として適用される。プロセスプラントを構成する1本のライン又は機器に着目し、流量、温度、圧力、液レベルといったプロセスパラメータの正常状態からのずれを想定する。次に、ずれの原因となる機器故障、誤操作などを洗い出し、それらが発生した場合のプラントへの影響を解析し、ハザードを特定する手法である。ずれの想定にあたっては No (なし)、Less (過少)、More (過大) などのガイドワードとプロセスパラメータを組み合わせる。	<ul style="list-style-type: none"> ・ハザード特定 ・対策妥当性検討
	バッチ系 HAZOP (非定常系)	バッチ反応プロセス及びプラントのスタートアップ、シャットダウン、加熱炉の点火操作などを対象とした HAZOP 手法である。バッチ反応 HAZOP においては、バッチのレシピに示されている操作におけるずれを想定してハザードを特定する。また、プラントのスタートアップ操作などに対する手順 HAZOP においては、操作手順書(要領書)に示されている操作におけるずれを想定してハザードを特定する。連続系 HAZOP のガイドワードに加えて、タイミングと時間に関するずれを想定するために Sooner than (早すぎ)、Longer than (長すぎ) といったガイドワードも使用する。	<ul style="list-style-type: none"> ・ハザード特定 ・対策妥当性検討
What-if		「もし.....であるならば」という質問を繰り返すことにより、設備面、運転面でのハザードを特定し、それに対する安全対策を検討することによりシステムの安全化を図る手法。	<ul style="list-style-type: none"> ・ハザード特定 ・対策妥当性検討
FTA (Fault tree analysis)		対象とするシステムの危険事象を頂上事象として設定し、頂上事象の原因を機器、部品レベルまで次々に掘り下げ、原因と結果を論理記号(AND、OR など)で結びつけツリー状に表現する。次に、頂上事象の原因となる機器、部品の組み合わせを解析した後、機器、部品の故障確率を与えることにより頂上事象の発生確率を解析する。	<ul style="list-style-type: none"> ・ハザード特定 ・発生頻度解析
ETA (Event tree analysis)		可燃性液体の流出といった引き金事象が、どのように拡大していくかを、安全・防災設備及び緊急対応の成功と失敗を考慮して過程を解析し、最終的に到達する災害事象をツリー状に表現する。	<ul style="list-style-type: none"> ・ハザード特定 ・発生頻度解析
FMEA (Failure mode and effects analysis)		システムを構成する機器に着目し、その機器に考えられる故障モード(例えばバルブでは、故障全開、故障全閉、操作不能など)をとりあげ、故障がシステムに及ぼす影響と安全対策を解析する手法である。	<ul style="list-style-type: none"> ・ハザード特定 ・対策妥当性検討
Dow 方式		取り扱う物質の危険性、温度、圧力といった操作条件の危険性、装置固有の危険性などにより機器ごとの評価点をつけ、危険指数を算出する。危険指数の大小により機器の相対的な危険度を評価する手法である。	<ul style="list-style-type: none"> ・ハザードの潜在的大きさの評価
チェックリスト方式		あらかじめ用意された質問リストに従い、安全面での配慮がなされているかをチェックしていく方式である。	<ul style="list-style-type: none"> ・リスク低減策が実施されているかの確認

4.2 リスク算定（リスク解析）

特定したハザードから事故の起こりやすさ（発生頻度）と被害の大きさ（影響度）を解析する。事故の起こりやすさの解析では、その事故に至るシナリオの作業頻度、引金事象の発生頻度（機器故障、誤操作など）、安全対策による低減率などを考慮してその事故の起こりやすさを算出する。引金事象の発生頻度（機器故障、誤操作など）、安全対策による低減率の値については、欧米で広く使用されている値の一例を表6と表7に示すが、これらの値はあくまで例であり、リスクアセスメント解析においては、解析チーム内で合意できる値を採用すべきである。事故の起こりやすさの算出方法については、参考資料Cに具体的な方法が記載されているので、そちらを参照していただきたい。解析された事故の起こりやすさの結果は、起こりやすさの分類表を用いてその事故を分類する。事故の起こりやすさを定性的に分類した例を表8に示す。

事故の影響度の解析では、その事故で被る人的被害、機器の被害、生産損失、周囲への被害、環境被害などを考慮して被害を解析する。解析された被害の大きさは、影響度の分類表を用いてその事故を分類する。人的被害及び経済的損失に係る影響度を定性的に分類した例を表9に示す。

ここで紹介した表8及び表9の分類例はあくまで例であり、この分類は各企業、各事業所、各プロセスプラントで独自に決めるものである。

表6 引金事象の発生頻度の例

引金事象	頻度範囲 (回/年)	一般的に使用 されている値 (回/年)	出典
圧力容器の破損	$10^{-5} \sim 10^{-7}$	10^{-5}	1)
安全弁誤作動（開）	$10^{-2} \sim 10^{-4}$	10^{-2}	1)
ポンプシール破損（漏洩）	$10^{-1} \sim 10^{-2}$	10^{-1}	1)
（自立式）調整弁故障	$1 \sim 10^{-1}$	10^{-1}	1)
ヒューマンエラー（日常作業、1回/週）	1		2)
ヒューマンエラー（日常作業、1回/週未満～1回/月）	10^{-1}		2)
ヒューマンエラー（日常作業、1回/月未満）	10^{-2}		2)

出典：1) Layer of Protection Analysis-Simplified process risk assessment, 2001, CCPS

出典：2) Guidelines for initiating events and independent protection layers in layer of protection analysis, 2015, CCPS

表7 安全設備の作動要求時失敗確率の例

安全設備	機能	作動要求時 失敗確率 出典 1)	作動要求時 失敗確率 出典 2)
安全弁・破裂板	過圧防止（閉塞性、重合性等によって影響）	$10^{-1} \sim 10^{-5}$	10^{-2}
ベント（バルブなし）	過圧による破損防止	$10^{-2} \sim 10^{-3}$	
耐火被覆	火災による入熱制限。脱圧や消火活動への時間的余裕の付加。	$10^{-2} \sim 10^{-3}$	10^{-2}
フレームアレスター	装置内火災の伝播阻止	$10^{-1} \sim 10^{-3}$	$10^{-1} \sim 10^{-2}$
安全計装システム	安全度水準 1（SIL 1）		$10^{-1} \sim 10^{-2}$
	安全度水準 2（SIL 2）		$10^{-2} \sim 10^{-3}$
	安全度水準 3（SIL 3）		$10^{-3} \sim 10^{-4}$

出典：1) Layer of Protection Analysis-Simplified process risk assessment, 2001, CCPS

出典：2) Guidelines for initiating events and independent protection layers in layer of protection analysis, 2015, CCPS

表8 起こりやすさ（発生頻度）の分類例（5分類）

起こりやすさ	発生頻度
A	1年に1回以上発生
B	1～10年に1回発生
C	10～100年に1回発生
D	100～10000年に1回発生
E	10000年に1回以下発生

出典：Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry、Stone & Webster Engineering Corporation

表9 人的被害及び経済的損失に係る影響度の分類例（4分類）

影響度	人的被害及び経済的損失
I 壊滅的 (Catastrophic)	以下のいずれかの状態が発生する場合 ・事業所内又は事業所外で死者が発生 ・損害額と生産損失が1億円以上
II 深刻 (Severe)	以下のいずれかの状態が発生する場合 ・複数の負傷者が発生 ・損害額と生産損失が1千万円から1億円
III 中程度 (Moderate)	以下のいずれかの状態が発生する場合 ・1名の負傷者が発生 ・損害額と生産損失が1百万円から1千万円
IV 軽度 (Slight)	以下のいずれかの状態が発生する場合 ・死傷者なし ・損害額と生産損失が1百万円以下

出典：Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry、Stone & Webster Engineering Corporation

4.3 リスク算定（リスク解析、リスク評価）

表 8 に示す発生頻度及び表 9 に示す影響度に基づき、4 分類のリスクレベル（リスクの大きさ、1～4）を判定する場合のリスクマトリックスの例を表 10 に示す。マトリックスにおいて、横軸が 5 分類の発生頻度(A, B, C, D, E)、縦軸が 4 分類の影響度(I, II, III, IV)である。

表 10 リスクマトリックスの例

		発生頻度				
		A	B	C	D	E
影響度	I	1	1	1	2	4
	II	1	2	3	3	4
	III	2	3	4	4	4
	IV	4	4	4	4	4

出典：Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry、Stone & Webster Engineering Corporation

4.4 リスク評価

表 10 に示す 4 分類のリスクレベルが許容できるか否かを判定する判定基準の例を表 11 に示す。

表 11 リスクレベルの判定基準の例

リスクレベル	判定基準	必要なリスク低減対策
1	許容不可 (Unacceptable)	一定期間（例えば 6 ヶ月）以内に工学的又は管理的なリスク低減対策をとり、リスクレベルを 3 以下にする必要がある。
2	望ましくない (Undesirable)	一定期間（例えば 12 ヶ月）以内に工学的又は管理的なリスク低減対策をとり、リスクレベルを 3 以下にする必要がある。
3	管理することにより許容可能 (Acceptable with controls)	適切な手順又は管理方法を確立する必要がある。
4	許容可能 (Acceptable as is)	特にリスク低減対策は必要なし。

出典：Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry、Stone & Webster Engineering Corporation

なお、表 11 で示したリスクマトリックスの発生頻度、影響度及びリスクレベルの分類の考え方は、あくまで 1 つの参考例である。それぞれの企業がプロセスの内容、取り扱っている物質の危険性、社会との関わり合いなどを考慮して、分類の考え方を検討する必要がある。その際、3.1 リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性で述べた

ように、事故防止、事故影響度最小化を図ることは企業の社会的責任であり、また事業存続のために重要であり、リスクマネジメント及びリスクアセスメントが企業の利益に繋がるとの認識を持って取り組むことが必要である。

4.5 リスク対応の方針

リスク評価の結果、リスクレベルが1～3であった場合は、リスク対応の方針を検討することとなる。リスク対応の方針の検討では、発生頻度の低減と影響度の低減を検討する。発生頻度の低減の手段には、ハード面の機器の信頼性向上などの対策と、ソフト面のヒューマンファクターなどの対策といったアプローチがある。影響度の低減の手段には、ハード面の火災などに対する被害低減の対策、毒性物質の保有量低減の対策と、ソフト面の遠隔操作などの対策がある。検討された対策案は、その効果の確認をするために4.1 ハザードの特定～4.4 リスク評価までの再解析を行い、リスクレベルが下がるのかを確認する。ここで確立された対策案がリスク対応の方針となる。

この4.1 ハザードの特定～4.4 リスク評価までの解析と検討がリスクアセスメントであり、リスク対応の方針はリスクマネジメントへと移行される。なお、リスク対応の方針が、即座に実行できるような小さな内容で、経営陣（マネジメント）へ判断を移行させる必要性のない案件は、即実行に移すことで、プロセスプラントの安全性向上を早期に達成することが望ましい。

4.6 リスクアセスメントの解析対象範囲

化学プロセスにおける多重防護層を図5に示す。4.1 ハザードの特定から4.4 リスク評価までのリスクアセスメントの解析対象範囲は、図5に示した化学プロセスにおける多重防護層の「地域社会の緊急時対応」まで考慮してリスク解析、リスク算定、リスク評価を行うこととなる。事業所によっては解析範囲が「防護（警報と運転員の対処）」や「緩和（安全計装システム、物理的緩和システム）」にとどまっている場合もあると考えられるが、解析範囲を広げていってもらい、それとともに必要に応じてリスクレベルの判定基準とリスクマトリックスを見直してもらいたい。

なお、図5の化学プロセスにおける多重防護層の各層の具体例は、以下となる。

プロセス設計：プロセス設計段階

運転の制御と監視：運転員やDCSなどによる制御と監視で事故を防護

防護（警報と運転員の対処）：警報と運転員の対処で異常状態から事故となる事を防護

防護（安全計装システム、物理的防護システム）：緊急停止システムや安全弁などによる事故の防護

緩和（安全計装システム、物理的緩和システム）：自動散水システムや防油堤などによる発災時の影響の緩和

プロセスの緊急時対応：事業所での消火活動、救助活動などによる発災時の影響の緩和

地域社会の緊急時対応：近隣住民や公共施設への連絡や避難活動による発災時の影響の緩和

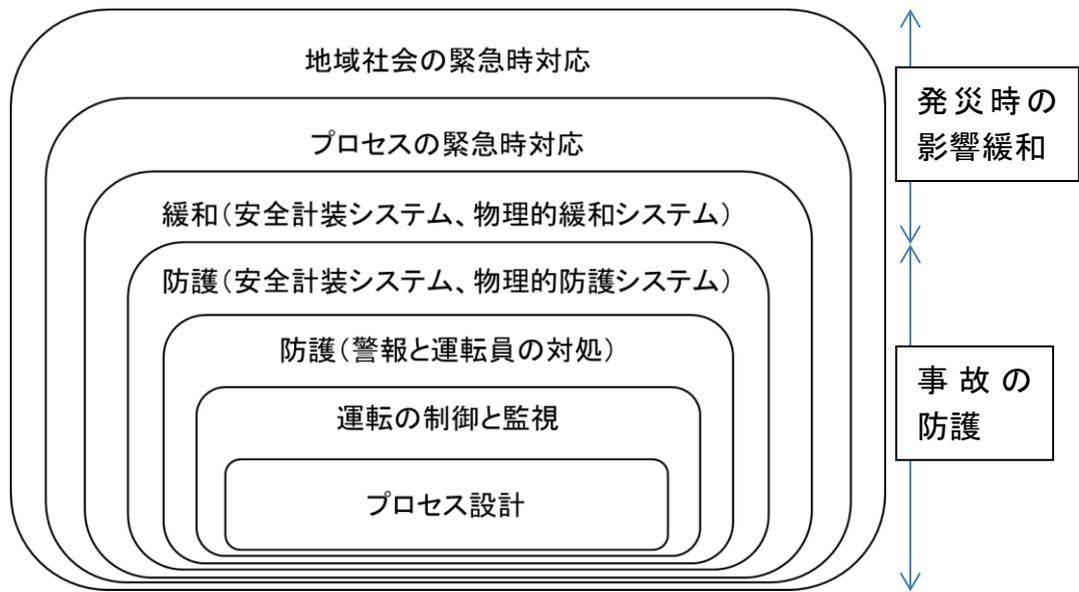


図5 化学プロセスにおける多重防護層

5 非定常リスクアセスメント

本ガイドラインでは、非定常リスクアセスメントを主たる対象とする。

ここで、非定常リスクアセスメントでの非定常とは、“プロセスの状態量及び操作（又は作業）の内容が時間とともに変化する状態をいい、計画的な移行状態及び意図的ではない遷移状態も含む”と定義する。加熱炉の点火操作、ポンプの切替え操作などは一般的には定常操作という認識であるが、操作内容と運転状態が時間とともに変化していくため、リスクアセスメントにおいては非定常操作という位置付けになる。

非定常操作としては、例えばプロセスプラントのスタートアップ／シャットダウン操作、緊急シャットダウン操作、バッチ反応などがあげられるが、これらの操作においては時間とともに運転状態が変化していくこと、運転員による現場操作（手動弁開閉、ポンプ起動停止など）が多く、その内容も多様なことなどが定常操作と比較して大きな違いとなる。この時間経過に伴う運転状態の変化及び多くの現場操作とその多様性がプロセスプラントの安全で安定な運転に大きく影響するために、これらの非定常操作に關与する固有のハザードを洗い出すことが重要であり、これが非定常リスクアセスメントの特徴であり、基本である。

本ガイドラインでは、非定常リスクアセスメントの理解を深めることを目的とし、非定常リスクアセスメントの適用対象例、非定常リスクアセスメントにあたっての手法の紹介及び事例の紹介を行うこととする。なお、本ガイドラインでは非定常リスクアセスメントの解析手法として HAZOP の解説を行っているが、適用できる手法は HAZOP のみではなく、4.1 ハザードの特定で紹介したように様々な手法が存在し、手法の選定についてはそれぞれのプロセスプラントの特性を考慮して最適な手法を選定していただきたい。

5.1 適用対象

非定常リスクアセスメントの適用対象となる操作（又は作業）の例を表 12 に示す。適用対象となる操作は、例 1～5 のように、プロセスの状態量及び操作内容が時間とともに変化し、計画的な移行状態及び意図的ではない遷移状態を含む例、例 6、7 のように、現場テストと非定常保全作業に係る例など、多岐にわたる。

平成 23 年以降に発生した重大事故は全て非定常時に発生しており、具体的には緊急停止後の操作中、現場テストで機器を通常とは異なる条件で使用中等に発生している。これら重大事故は非定常運転に対するリスクアセスメントの実行と対応の検討が十分ではなく、反応制御ができずに暴走反応を引き起こして事故に至っている。

なお、2.2 反応危険性で示した表 1 の事故事例で、酸化反応による事故事例の「シクロヘキサン酸化反応器の爆発、火災」と「カルボキシメチルセルロース製造装置の爆発、火災」、重合反応による事故事例の「RIM 原液製造装置の爆発、火災」、水素化反応による事故事例の「エチレン製造工場のアセチレン水添工程での爆発」、付加反応による事故事例の「エチリデンノルボルネン製造装置の爆発」は非定常時に発生した事故である。

表 12 非定常リスクアセスメントの適用対象例

対象例	実施理由
例 1 スタートアップ操作	手順書に従って操作していく過程で、プラントの温度、圧力、組成などが刻々と変化していき、定常リスクアセスメントでは検討対象とならない操作と作業が行われる。
例 2 シャットダウン操作	同上
例 3 緊急シャットダウン (ESD) 操作 ESD : Emergency Shut Down	緊急停止に伴う操作及び状態が定常リスクアセスメントでは検討対象とならない。
例 4 バッチ反応	バッチ反応レシピの工程で、温度、圧力、組成などが刻々と変化していくなか、工程ごとのずれの影響が変化していき、定常リスクアセスメントでは検討対象とならない。
例 5 グレード切替え操作	グレード切替えレシピの工程で、温度、圧力、組成などが刻々と変化していくなか、工程ごとにずれの影響が変化していき、定常リスクアセスメントでは検討対象とならない。
例 6 現場テスト	機器性能、能力解析などを行う場合、条件が定常運転範囲から意図的に外れること、通常使用していない機器を使用することなどがあり、定常リスクアセスメントでは検討対象とならない。
例 7 非定常保全作業	非定常保全作業は、定常操作にはない装置開放作業、火気使用作業などによる爆発、火災、毒ガスの漏えいなどの災害に直結する作業が多い。作業の安全確保、災害防止にあたり、定常リスクアセスメントでは検討対象とならない。

上記のように、非定常リスクアセスメントとは、非定常時の操作（又は作業）を対象とし、機器の損傷、計器の故障、誤操作などを引き金として爆発、火災などの事故に繋がる恐れのあるハザードを特定し、事故に至るシナリオを解析した上で、起こりやすさと影響度を評価し、リスク許容基準を設定することをいう。適用対象となる操作（又は作業）の例を表 12 に挙げたが、非定常リスクアセスメントの対象はこの 7 事例のみではない。すでに述べたように、加熱炉の点火操作、ポンプの切り替え操作、インターロック作動後の立ち上げ操作、インターロック作動後の完全停止操作なども非定常リスクアセスメントの対象となる操作である。プロセス特性と運転特性に応じて非定常と考えられる操作は全て、非定常リスクアセスメントの対象になるという認識が必要である。

5.2 HAZOP の適用

5.2.1 HAZOP の分類

ハザード特定の解析手法の例として HAZOP、What if、FTA などを表 5 に示したが、ここでは HAZOP (Hazard and Operability Study) について紹介する。図 6 に示すように HAZOP は大きくは連続系とバッチ系に分類できる。連続プロセスとバッチ (batch) プロセスは運転方式の分類である。前者の連続系 HAZOP は連続プロセスの定常運転状態が解析対象となる。後者のバッチ系 HAZOP は、時間とともに運転状態及び操作内容が変化する非定常状態を解析対象とし、手順 HAZOP、緊急シャットダウン (ESD) HAZOP 及びバッチ反応 HAZOP に分類できる。

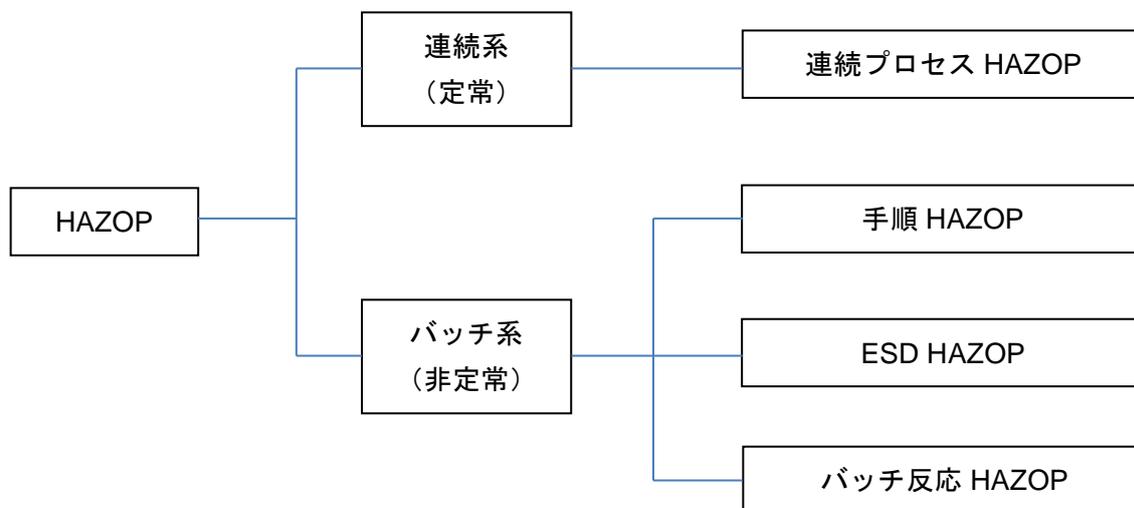


図 6 HAZOP の分類

連続系を対象とする定常 HAZOP が基本であるために、まず連続プロセス HAZOP の概要を説明し、次に非定常 HAZOP について説明する。

5.2.2 連続プロセス HAZOP

連続系(定常)HAZOP は連続プロセスの定常運転状態を対象とする連続プロセス HAZOP であり、従来から広く活用されている手法である。プロセスプラントは、主として流量、温度、圧力、液レベル、組成 (FTPLC と総称する) というプロセスパラメータを制御することにより正常状態を維持し、安全で安定な運転を継続している。もし、これらのプロセスパラメータが正常運転範囲を大幅に逸脱するとプロセス異常が発生し、ひいては事故に繋がる危険性がある。連続プロセス HAZOP は、上記した流量、温度、圧力、液レベル、組成 (FTPLC) というプロセスパラメータが正常運転範囲から逸脱し、上方又は下方にずれたことを想定し、ずれの原因となる危険源 (ハザード) の特定、プロセスプラントへの影響解析、講じられている安全対策の確認とその妥当性の評価という作業ステップからなる。

連続プロセス HAZOP の基本手順を図 7 に示し、以下にステップ 1~4 の検討内容を説明する。

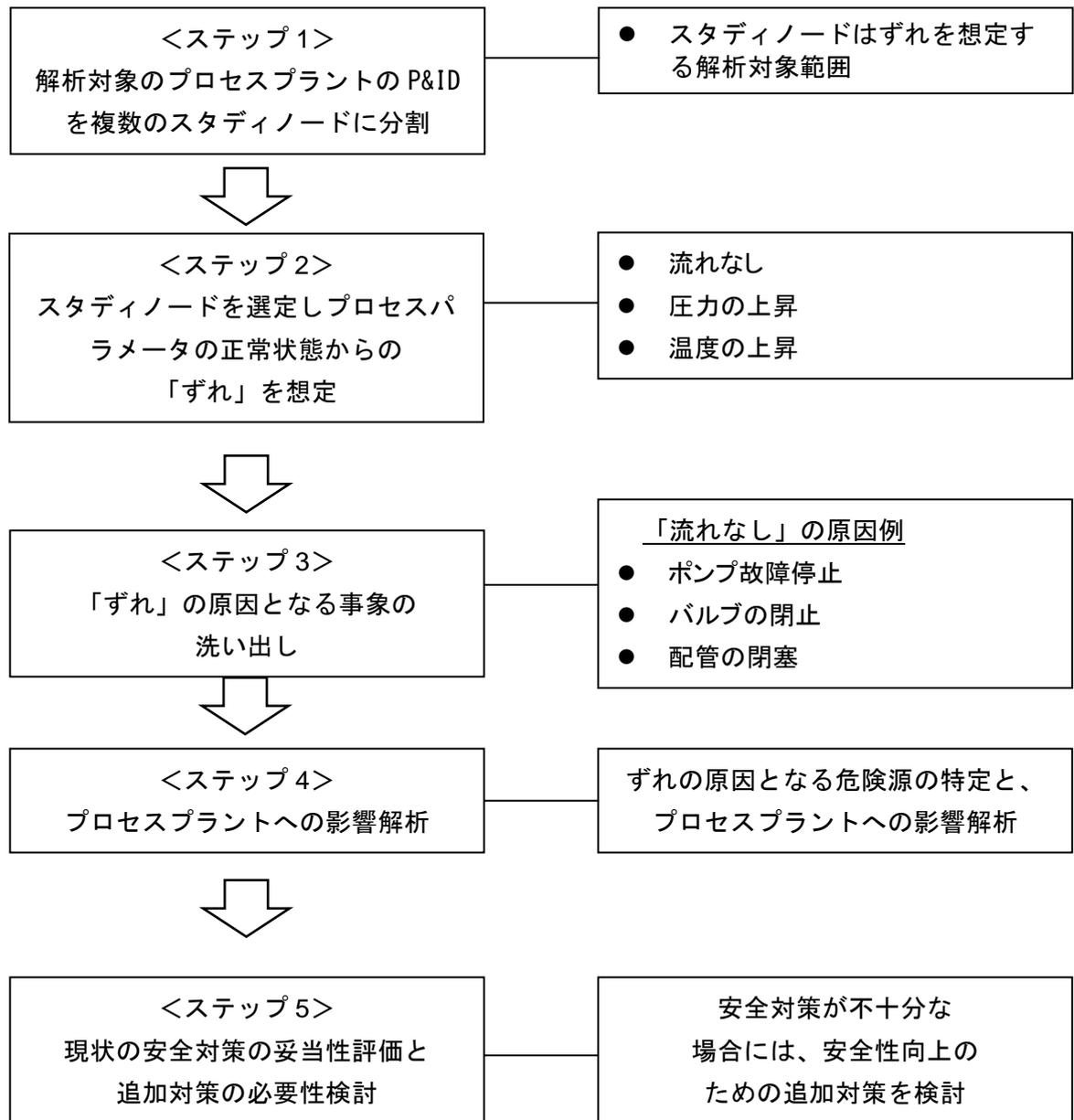


図7 連続プロセス HAZOP の基本手順

(1) ステップ1：P&IDのスタディノードへの分割

HAZOPはP&ID（Piping and Instrument Diagram）を対象として解析を行うのが基本である。プロセスプラントは大規模なシステムであり、P&IDも相当な枚数になる。したがって、ずれを想定する範囲を限定し、解析にあたっての議論の発散防止と効率のよい検討のために、P&IDに示されている主要なプロセスラインをプロセス条件及び設備の連結状態を考慮して、複数のスタディノードに分割する。スタディノードはずれを想定する解析対象範囲といえる。

(2) ステップ2：ずれの想定

1つのスタディノードを選定し、プロセスライン又は機器に着目して、正常状態から

のずれを想定する。ずれを想定する場合は、プロセスパラメータとあらかじめ決められた No、Less、More などのガイドワードを組み合わせる。これにより「流れなし」、「流量増」、「逆流」、「圧力上昇」、「圧力低下」などのプロセス異常が特定される。ガイドワードを表 13 に、プロセスパラメータとガイドワードを組み合わせたずれの例を表 14 に示す。

表 13 ガイドワードと定義

ガイドワード	定義	内 容
NO 又は NOT	設計意図の否定	設計で意図したことがまったく起こらない。 例：流れなし
MORE	量的増加	設計で意図した最大値を超える。 例：流量増、温度高、圧力高
LESS	量的減少	設計で意図した最小値を下回る。 例：流量減、温度低、圧力低
REVERSE	設計意図の逆行	設計意図に逆行する。 例：逆流、逆反応
AS WELL AS	質的増加	設計で意図したことは達成されるが、その他の余分なことが起きる。 例：余分な成分、不純物の混入
PART OF	質的減少	設計で意図したことは達成されるが、一部が達成されない。 例：一部の成分が不足
OTHER THAN	設計意図以外の事象	設計意図はまったく達成されず、まったく異なる事象が起きる。上記のガイドワードで表されない事象に適用。

表 14 プロセスパラメータとガイドワードを組み合わせた例

プロセス パラメータ ガイドワード	流れ (Flow)	温度 (Temperature)	圧力 (Pressure)	液レベル (Level)	組成 (Composition)
NO	流れなし	-	-	-	-
MORE	流量増	温度高	圧力高	液面高	組成増加
LESS	流量減	温度低	圧力低	液面低	組成減少
REVERSE	逆流	-	-	-	-
AS WELL AS	-	-	-	-	組成要素増加 (例：不純物混入)
PART OF	-	-	-	-	組成要素減少
OTHER THAN	-	-	-	-	まったく別の物質の流入

(3) ステップ 3：ずれの原因となる事象の洗い出し

ずれの原因となる事象を洗い出す。ずれの原因となる事象としては、機器の故障、運転員の誤操作、外乱などのハザード（危険事象）が含まれる。プロセスパラメータとガイドワードを組み合わせたずれの原因となる事象の例を表 15 に示す。

表 15 ずれの原因となる事象の例

パラメータ	ずれ	ずれの原因となる事象の例
流れ	流れなし	制御弁故障閉止、ポンプ故障停止、配管閉塞、手動弁誤操作閉止
	流量増	制御弁故障全開、手動弁誤操作全開、制御弁バイパス全開
	流量減	フィルターの部分閉塞
	逆流	ポンプ停止、下流側圧力高、上流側圧力低
圧力	圧力高	制御弁故障閉止、手動弁誤操作閉止、配管閉塞、高圧系との接続、液封
	圧力低	背圧制御弁故障全開、上流側配管閉塞、圧力調節弁故障全開、脱圧弁故障全開
温度	温度高	加熱炉異常燃焼、スチーム調節弁故障全開、冷却水停止、外気温異常高
	温度低	加熱炉停止、スチーム調節弁故障閉止、熱媒停止、外気温異常低
液面	液面高	液面調節弁故障閉止、ポンプ故障停止
	液面低	液面調節弁故障全開、塔槽類液抜きラインの漏えい
組成	組成変化	組成の量的増加／減少、フィード原料変更、混合操作の失敗、原料供給の誤り
	不純物混入	仕切弁漏えい、反応副生成物、熱交換器チューブ漏えい、フィルターの穴あき

(4) ステップ 4：プロセスプラントへの影響解析

ずれの原因となる事象である機器の故障、誤操作などを危険源（ハザード）として特定し、プロセスプラントへの影響解析を行う。なお、プロセスプラントはプロセス異常を報せるアラームと安全弁、プロセス安全インターロックなど多くの安全設備が設置されているが、影響解析にあたってはこれらの安全設備が設置されていないと仮定して検討を行う。

(5) ステップ 5：現状の安全対策の妥当性評価と追加対策の必要性検討

プロセスプラントへの影響解析が終了したら、ずれの発生防止ならびに影響の低減にあたって設計面と運転面において講じられている安全対策の確認を行い、その妥当性を

評価する。講じられている安全対策が不十分と評価された場合は、安全性向上のための追加対策と改善策を検討し、提言事項として記録に残す。

なお、以上の検討結果は、HAZOP ワークシートに整理して記録する。

5.2.3 非定常 HAZOP

バッチ系の非定常 HAZOP は、プロセスプラントのスタートアップ操作、シャットダウン操作、加熱炉の点火操作、サンプリング操作のほかに、バッチ反応プロセス、緊急シャットダウン操作など、プロセス状態量及び操作内容が時間とともに変化する非定常時の運転状態を対象とする手法である。このために、FTPLC のずれに加えて、運転員の操作とアクションにおけるずれを想定して、プロセスプラントへの影響解析を行う必要がある。非定常 HAZOP のうちで、手順 HAZOP、緊急シャットダウン (ESD) HAZOP 及びバッチ反応 HAZOP の概要を以下に示す。手順 HAZOP 及び緊急シャットダウン (ESD) HAZOP の詳細は、次節以下で説明する。

なお、スターアップ操作、シャットダウン操作、バッチ反応プロセスなどにおいては、連続プロセスと異なり運転員が実施する操作の時期とタイミング、現場でのバルブを開閉する速度なども管理すべき重要なパラメータである。このために、非定常 HAZOP においては、運転員が操作とアクションを実施する時期、タイミング及び操作時間のずれも考慮する必要があり、連続プロセス HAZOP における NO、LESS、MORE などのガイドワードに加えて、表 16 に示す非定常 HAZOP 固有のガイドワードを追加して使用する。

なお、非定常 HAZOP では単一の故障、誤操作で解析するのが基本であるが、経験上想定できることや工場でこれが危険と認識していることについては、多重故障、多重誤操作を採用して解析しても構わない。

表 16 非定常 HAZOP 固有のガイドワード

ガイドワード	定義	説明
SOONER THAN	時間的早まり (早い)	意図した時期、タイミングより早い。
LATER THAN	時間的遅れ (遅い)	意図した時期、タイミングより遅い。
LONGER THAN	長時間 (長すぎ)	意図した時間よりも長時間かかる。
SHORTER THAN	短時間 (短すぎ)	意図した時間よりも短時間で終える。

(1) 手順 HAZOP

プロセスプラントのスタートアップ操作、シャットダウン操作、加熱炉の点火操作、ポンプの切替え操作、サンプリング操作、容器からのドレン切り作業などのように、操作手順書 (又は操作要領書) に従って行う操作とアクションにおいて、手順書に示されている正常な操作とアクションからのずれを想定してプロセスプラントへの影響解析を行う HAZOP である。具体的には、運転員が実施すべき操作とアクションを“実施しない (NO) ”、“不十分に実施 (LESS) ”、“別の操作とアクション (OTHER THAN) ”など

といった“ずれ”を想定して、影響解析を行う。この“別の操作とアクション（OTHER THAN）”には例えば操作手順書には記載されていない関係のないバルブを操作してしまうといったずれも必要に応じて解析対象に入れ込むことができる。

(2) 緊急シャットダウン（ESD）HAZOP

プロセスプラントの緊急シャットダウンはESDスイッチでON/OFF弁の自動開閉操作、ポンプの自動停止などがなされるほかに、場合によっては運転員の操作も介在する。ESDを対象としたHAZOPは、緊急シャットダウンシーケンスに基づいて行われる遮断弁などの自動開閉作動の失敗、運転員の操作エラーなどを想定し、それが引き金となりどのような事象に進展するかを解析し、その解析を通して、リスク低減のために必要な機器の信頼性向上と改善を検討する手法である。

(3) バッチ反応 HAZOP

反応釜でのバッチ反応プロセスのように、バッチ反応のレシピに従って操作が進行する反応プロセスを対象としたHAZOPである。バッチ反応HAZOPには、下記の①及び②の手法がある。

- ① バッチ反応レシピのそれぞれのバッチ工程において、目的とする状態量及び操作内容の“ずれ”を想定して、プロセスプラントへの影響解析を行う。
- ② 上記した手順HAZOP手法において、バッチ反応レシピの操作手順に従って操作内容の“ずれ”を想定して、プロセスプラントへの影響解析を行う。

5.3 手順 HAZOP

手順HAZOPは、プロセスプラントのスタートアップ操作、シャットダウン操作、加熱炉の点火操作、ポンプの切替え操作、サンプリング操作などのように、操作手順書（又は操作要領書）に従って運転員が行うバルブの開閉操作、ポンプの起動停止操作などにおいて、操作手順書に示された正常な操作からの逸脱、すなわち運転員の操作とアクションのずれを想定して検討する手法である。具体的には、操作手順書に示されている運転員が実施すべき操作とアクションにおいて、「(所定の)操作とアクションがない」、「不十分な操作とアクション」、「過剰な操作とアクション」、「(手順が)逆の操作とアクション」などといったずれを想定して検討を行う。

なお、スタートアップ、シャットダウンのようにプロセスプラント全体にわたる大規模な非常操作の場合には、プラントセクションの縁切り操作、昇圧操作、降圧操作、冷却操作などといった操作区分ごとにスタディノードを定義し、スタディノードごとに検討するとよい。操作のずれを想定した検討が終了したら、次に、それぞれのスタディノードごとに連続プロセスHAZOPと同様に、FTPLCのずれを想定して全体を俯瞰した検討を行う。

手順HAZOPにおける運転員の操作とアクションにガイドワードを組み合わせたずれの例を表17に、手順HAZOPの基本手順の流れを図8に示し、以下で基本手順の内容を説明する。

(1) 関連資料の準備

加熱炉の点火操作、熱交換器などの機器の切り替え操作、容器からのドレン切り操作

など、検討対象とする操作の手順書などの関連資料を準備する。

(2) 周辺設備と環境状況の確認

検討対象に関連する周辺設備及びその運転状況と環境状況を確認する。これは、手順 HAZOP での検討対象とする操作におけるずれの影響が周辺設備にまで及ぶか否か、又は周辺設備からの影響があるか否かを判断するためである。

(3) ずれを想定する操作の選定とずれの想定

操作手順書に示されている操作の中からずれを想定する運転員の操作とアクションを選定し、ガイドワードと組み合わせずれを想定する(表 17 参照)。一例として、サンプリング作業における操作手順とそれぞれの作業において想定するずれの例を図 9 及び表 18 に示す。なお、すべての操作とアクションに対してずれを検討する必要はなく、重要又は必要と考えられる操作に対してずれを想定すればよい。

(4) ずれの原因となる危険源の特定

運転員の操作とアクションにおけるずれの原因となる危険源(ハザード)を特定する。手順 HAZOP は運転員の操作とアクションのずれを主対象として検討を進めるため、ずれの原因の多くは、運転員の誤操作、誤判断などのヒューマンエラー又は手順書の不備になることが多い。しかし、「現場圧力計 PG-1 で圧力が所定値以上/以下であることを確認したならば手動弁 V1 を開放/閉止する」などの操作においては、「手動弁を開放せず/閉止せず」というずれが想定されるが、このずれの原因として運転員による誤操作、誤判断のほかに、「計器(PG-1)の故障による過大指示/過小指示」もずれの原因として検討する必要がある。

(5) プロセスプラントへの影響解析

正常な操作から逸脱した操作を行ったことによる影響を解析する。なお、操作後に直ちに現れる影響と操作後に時間をおいて現れる影響があることを留意する必要がある。また、影響解析では連続プロセス HAZOP と同様に、講じられている現状の対策がないと仮定して検討を行う。すなわち、誤操作がそのまま放置されて次の操作に進むと、どのような結果となるかを検討する。

(6) 現状の対策確認と改善策提言

プロセスプラントへの影響解析の結果に対する現状の対策を確認し、必要に応じて改善策を提言する。なお、手順 HAZOP は運転員の操作とアクションのずれを想定するので、対策の多くは作業手順書の教育の徹底、機器の適正な保守点検などとなることが多い。しかし、現場計器の追加設置と冗長化、機器と計器の移設、バルブの施錠化といった設備に係る改善策も見受けられる。

この手順 HAZOP を用いた実プロセスプラントの解析事例を、附属書「非定常リスクアセスメント実施事例」に掲載している。この手順 HAZOP の解析事例では、ハザード

の特定（ここが手順 HAZOP）、リスク算定、リスク評価、リスク対応の方針まで実施している。なおこの事例ではリスク算定でリスクマトリックスを使用しているが、必ずしもリスク評価をリスクマトリックスで実施しなければならないというものではない。

表 17 運転員の操作とアクションにおけるずれの例

操作とアクション	ガイドワード	ずれの例
バルブ操作 ポンプ操作 配管接続操作	なし	<ul style="list-style-type: none"> ・バルブ開閉操作せず ・ポンプ起動停止操作せず ・配管縁切りせず
	不十分／過小	<ul style="list-style-type: none"> ・バルブ閉止不十分 ・ボルトの締め付け不足
	多い／過大	<ul style="list-style-type: none"> ・バルブ開け過ぎ ・ボルトの締め付け過ぎ
	逆行	<ul style="list-style-type: none"> ・A→B 操作を B→A と誤操作 ・ホースを逆に接続
	その他／別	<ul style="list-style-type: none"> ・所定以外のバルブを操作 ・所定以外の配管を接続
タイミング	早い／早すぎ	<ul style="list-style-type: none"> ・脱圧のタイミング早すぎ ・物質添加のタイミング早すぎ
	遅い／遅すぎ	<ul style="list-style-type: none"> ・脱圧のタイミング遅すぎ ・物質添加のタイミング遅すぎ
速度	速い／速すぎ	<ul style="list-style-type: none"> ・バルブ開閉速度速すぎ ・加熱速度速すぎ
	遅い／遅すぎ	<ul style="list-style-type: none"> ・バルブ開閉速度遅すぎ ・冷却速度遅すぎ
時間	長い／長すぎ	<ul style="list-style-type: none"> ・静置時間が長すぎ ・加熱時間が長すぎ
	短い／短かすぎ	<ul style="list-style-type: none"> ・静置時間が短かすぎ ・加熱時間が短かすぎ
原料（触媒）仕込み	なし／不十分	<ul style="list-style-type: none"> ・原料（触媒）仕込みなし／過小
	多い／過大	<ul style="list-style-type: none"> ・原料（触媒）仕込み量多い／過大
	その他／別	<ul style="list-style-type: none"> ・所定以外の原料（触媒）仕込み
確認	なし／不十分	<ul style="list-style-type: none"> ・確認せず ・不十分な確認
	その他	<ul style="list-style-type: none"> ・所定以外のことを確認
(DCS などへの数値) 設定	なし	<ul style="list-style-type: none"> ・設定せず
	過小	<ul style="list-style-type: none"> ・設定値低すぎ
	過大	<ul style="list-style-type: none"> ・設定値高すぎ

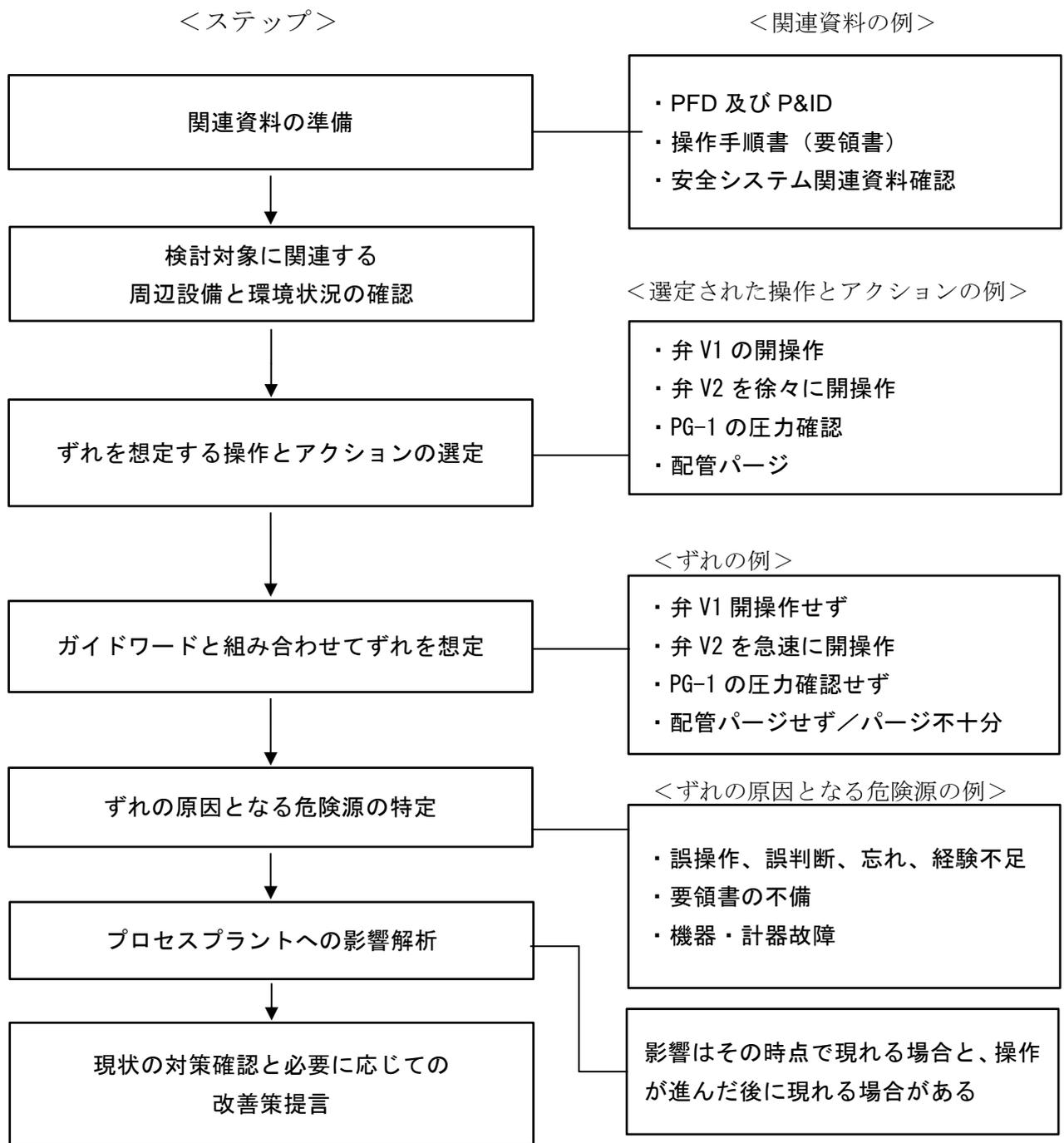


図 8 手順 HAZOP の基本手順

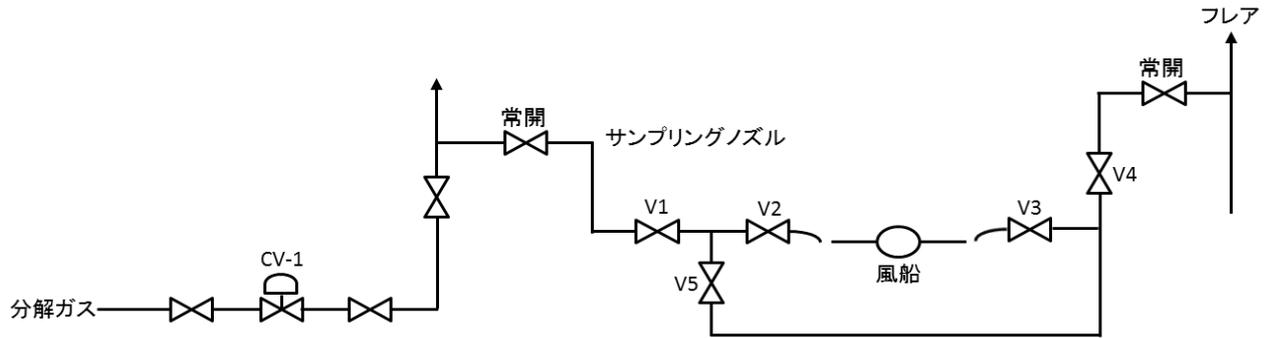


図9 サンプリング作業用フロー図

表18 サンプリング作業におけるずれの例

サンプリング手順	ガイドワード	想定するずれの例
分解ガス中には 1%前後の硫化水素が存在するため、サンプル採取時は硫化水素用防毒マスクを着用。	なし (No) 不十分 (Less)	<ul style="list-style-type: none"> ・防毒マスクの不着用 ・防毒マスクの着用不十分
V1、V4、V5 弁を開け、サンプリングラインをパージ。	なし (No) 不十分 (Less) その他 (Other Than)	<ul style="list-style-type: none"> ・所定のバルブを開操作せず ・所定以外のバルブの開操作 ・パージ実施せず ・パージ不十分
パージ終了後、V5 を閉止。	なし (No) 不十分 (Less) その他 (Other Than) 早い (Sooner Than)	<ul style="list-style-type: none"> ・パージ後、V5 閉操作せず ・パージ後、V5 閉操作不十分 ・パージ後、別のバルブを閉操作 ・パージ終了前に V5 を閉操作
サンプリング用 V2 弁を開けドレン切りの後、サンプリングノズルにネオプレンゴム風船の一方の口を差し込み、もう一方の口をフレア行きラインのノズルに差し込む。	なし (No) 不十分 (Less) その他 (Other Than) 早い (Sooner Than)	<ul style="list-style-type: none"> ・サンプル弁 V2 開操作せず ・サンプル弁 V2 とは別のバルブを開操作 ・ドレン切りせずに風船を差し込み ・風船口の差し込み不十分
風船のスクリーコックを緩め、フレア行き V3 弁を開放。サンプリング V2 弁を少し開け、風船がふくらめば V2 弁を閉止し、風船内のガスを手でフレアライン側へパージする(3 回程度)。	なし (No) 不十分 (Less) 早い (Sooner Than)	<ul style="list-style-type: none"> ・V3 開放せずに V2 開操作 ・V2 開けすぎ ・V2 閉止タイミング早い/遅い ・風船内ガスパージ回数不十分

5.4 緊急シャットダウン (ESD) HAZOP

図 10 に緊急シャットダウン (ESD) HAZOP の基本手順を示す。まず、ESD シーケンスロジック及び操作手順書を準備し、ESD シーケンスのステップごとにバルブの自動開閉、ポンプ起動停止、運転員操作の正常動作などを確認する。次に ESD シーケンスのステップごとにバルブ自動開閉操作、運転員操作などのエラー(ずれ)を想定し、プロセスプラントへの影響解析、現状の安全対策の確認を行い、必要に応じて改善策を提言する。なお、プロセスプラントへの影響解析では運転員による対応、現状の安全対策がないと仮定して解析を行う。緊急シャットダウン (ESD) HAZOP におけるずれの例を図 11 に、ワークシート例を表 19 に示す。

この ESD HAZOP を用いた実プロセスプラントの解析事例を、附属書「非定常リスクアセスメント実施事例」に掲載している。この ESD HAZOP の解析事例では、ハザードの特定(ここが ESD HAZOP)、リスク算定、リスク評価、リスク対応の方針まで実施している。なおこの事例ではリスク算定でリスクマトリックスを使用しているが、必ずしもリスク評価をリスクマトリックスで実施しなければならないというものではない。

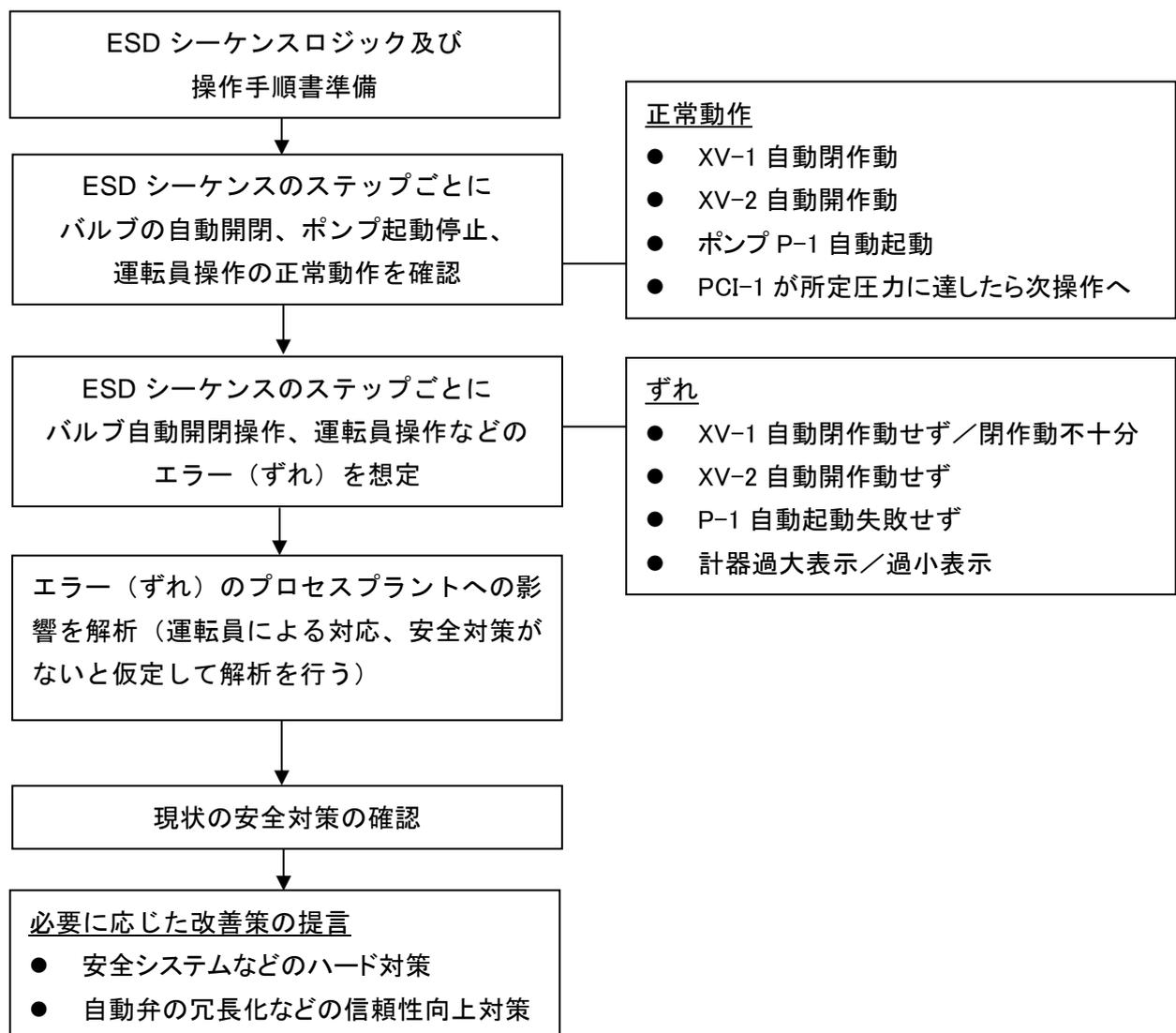


図 10 緊急シャットダウン (ESD) HAZOP の基本手順

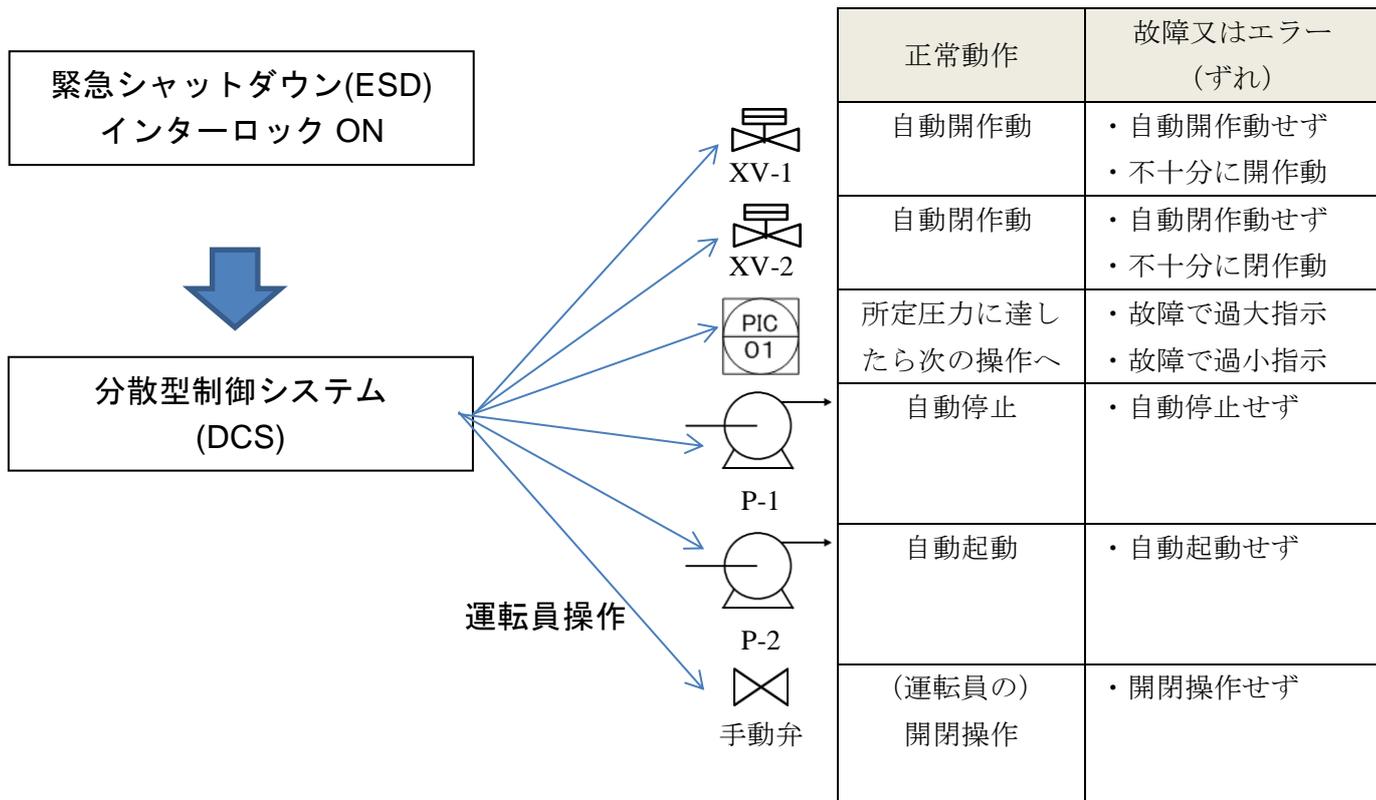


図 11 緊急シャットダウン (ESD) HAZOP におけるずれの例

表 19 緊急シャットダウン (ESD) HAZOP のワークシート例

No.	機器	正常動作	ガイド ワード	ずれ	ずれの原因	影響 結果	現状 対策	改善 策
1	自動弁 XV-1	開作動	なし (No)	XV-1 開作動せず	弁作動不良			
2			不十分 (Less/Part of)	XV-1 不十分に開作動	ひっかかり (弁不良)			
3	自動弁 XV-2	閉作動	なし (No)	XV-2 閉作動せず	弁作動不良			
4			不十分 (Less/Part of)	XV-2 半閉作動	弁作動不良			
5	CW ポンプ P-2	自動起動	なし (No)	起動せず	ポンプ故障			
6	圧力計 PIC-01	0.5MPa まで 低下で次操作 への自動移行	過大 (More)	自動移行せず (実圧力 より高い値を PIC-01 が指示)	圧力計故障			
7		0.5MPa まで 上昇で次操作 への自動移行	過小 (Less)	自動移行せず (実圧力 より低い値を PIC-01 が指示)				

5.5 バッチ反応 HAZOP

連続プロセスは定常運転状態に入ったならば1つのラインや1つの機器が異なる運転モードで使用されることは少ない。一方、反応釜などを使用したバッチ反応プロセスは、連続プロセスと異なり、1つのラインや機器が異なるバッチ工程で使用されるのが一般的である。また、バッチ反応プロセスは自動シーケンスでのバルブの自動開閉操作などに加えて、運転員による触媒投入や現場でのマニュアルバルブの開閉操作による配管の切り替え操作などを混じえて反応工程が進行するものが多い。連続プロセス HAZOP では機器の連結状況やプロセス構成をもとに P&ID をスタディノードに分割して検討を進めるのが一般的であるが、上記したようにバッチ反応プロセスは1つのラインが複数の目的で使用されることが多いこと、また、バッチ反応レシピに従って操作が進んでいくという特性を有しているため連続プロセスと同様のスタディノードの分割はなじまない。このため、バッチ反応 HAZOP においては各バッチ操作工程をスタディノードと定義して検討を進めるとよい。

図 12 はバッチ反応 HAZOP 手順の説明用の架空のバッチ反応器廻りのフローの例である。この例におけるバッチ反応は、反応釜の減圧・窒素置換、原料仕込み、反応、冷却・静置、製品払い出し、洗浄という工程からなる。表 20 にバッチ工程の操作内容例を示す。

このバッチ反応プロセスを例にとり、バッチ反応に対する HAZOP の進め方として以下の2通りの方法を紹介する。なお、バッチプロセスの特性に応じてそれらを織り交ぜて使用することもある。

- ①バッチ反応の各工程をスタディノードと定義し、それぞれの工程の目的とする主要な操作、たとえば減圧・窒素置換工程であれば、減圧操作並びに窒素置換操作、原料・触媒仕込み工程であれば、原料仕込み操作ならびに触媒仕込み操作におけるずれを想定して検討を進める。
- ②バッチ反応の各工程をスタディノードと定義し、手順 HAZOP を適用し、各工程における操作順序に従って運転員の操作、アクションのずれ、機器の故障を想定して検討を進める

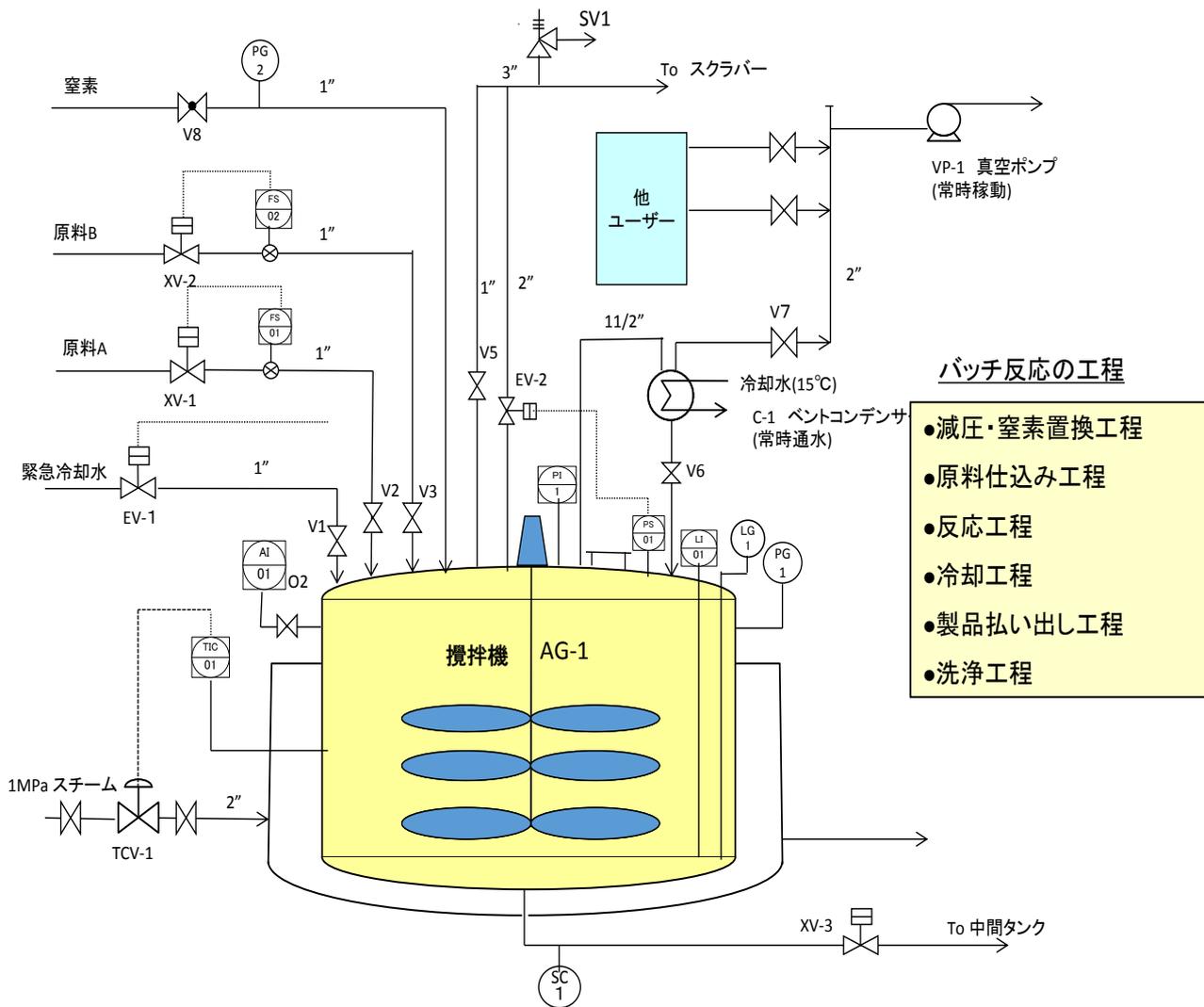


図 12 バッチ反応器廻りのプロセスフローの例

表 20 バッチ反応レシピと各工程の操作の例

工程	操作
減圧・窒素置換	① 反応釜縁切りのため所定バルブ開閉操作（運転員） ② 真空ポンプ連結ラインのバルブ V7 開放（運転員） ③ 所定の減圧達成を PG1 で確認したらバルブ V7 閉止（運転員） ④ 窒素供給弁 V8 を徐々に開き窒素供給開始（運転員） ⑤ PG2 で所定圧力への復圧力確認したら窒素供給弁閉止（運転員） ⑥ 計器室で O2 濃度確認し(AI-01)、所定値以下であれば次の操作に進む
原料・触媒仕込み	① 原料仕込み操作開始（運転員がスイッチ ON） ② 原料 A 仕込み弁(XV-1)開作動（自動） ③ 積算流量計 FS-01 が所定の仕込み量に達したら XV-1 閉止（自動） ④ LS（リミットスイッチ）で XV-1 閉止確認したら、原料 B 仕込み弁(XV-2)開作動（自動） ⑤ 積算流量計 FS-02 が所定の仕込み量に達したら XV-2 閉（自動）。ブザー ON ⑥ マンホールより触媒を所定量投入後、マンホール閉止（運転員） ⑦ 攪拌機起動（運転員）
反応	① 反応器とベントコンデンサー連結バルブ開（運転員） ② 温度制御ロジックをスタートさせ、反応釜加熱ライン弁を開として反応開始（自動） ③ 反応終了をサンプリング分析で確認（運転員） ④ 加熱ライン熱媒供給弁閉（運転員）

5.5.1 バッチ反応 HAZOP の基本手順

図 13 に基本手順を示す。まず、スタディノードを定義する。この例では、バッチ反応の各工程、すなわち、①減圧・窒素置換工程、②原料・触媒仕込み工程、③反応工程、④冷却・静置工程、⑤製品払い出し工程、⑥洗浄工程それぞれがスタディノードとなる。次に、検討対象とするスタディノードを選定し、各工程での目的とする操作のずれを想定する。この例では、減圧・窒素置換工程が最初の検討対象ノードであり、反応釜の減圧操作および窒素注入操作におけるずれを想定し、ずれの原因の特定、システムへの影響分析、現状の対策の確認を行い、必要に応じて改善策を提言する。操作に関連するずれの検討が終了したら、スタディノー全体を俯瞰して FTPLC のずれを想定して別の視点から検討を行うことにより分析にあたっての網羅性が増す（特に反応工程では FTPLC からの検討は重要）。なお、影響分析においては連続プロセスと同様に、講じられている安全対策がないものとし、そのまま操作が進んだらどの時点で、どこで何が起こるかを検討する。減圧・窒素置換工程の主要操作のずれを想定したワークシート例を表 21 に示す。

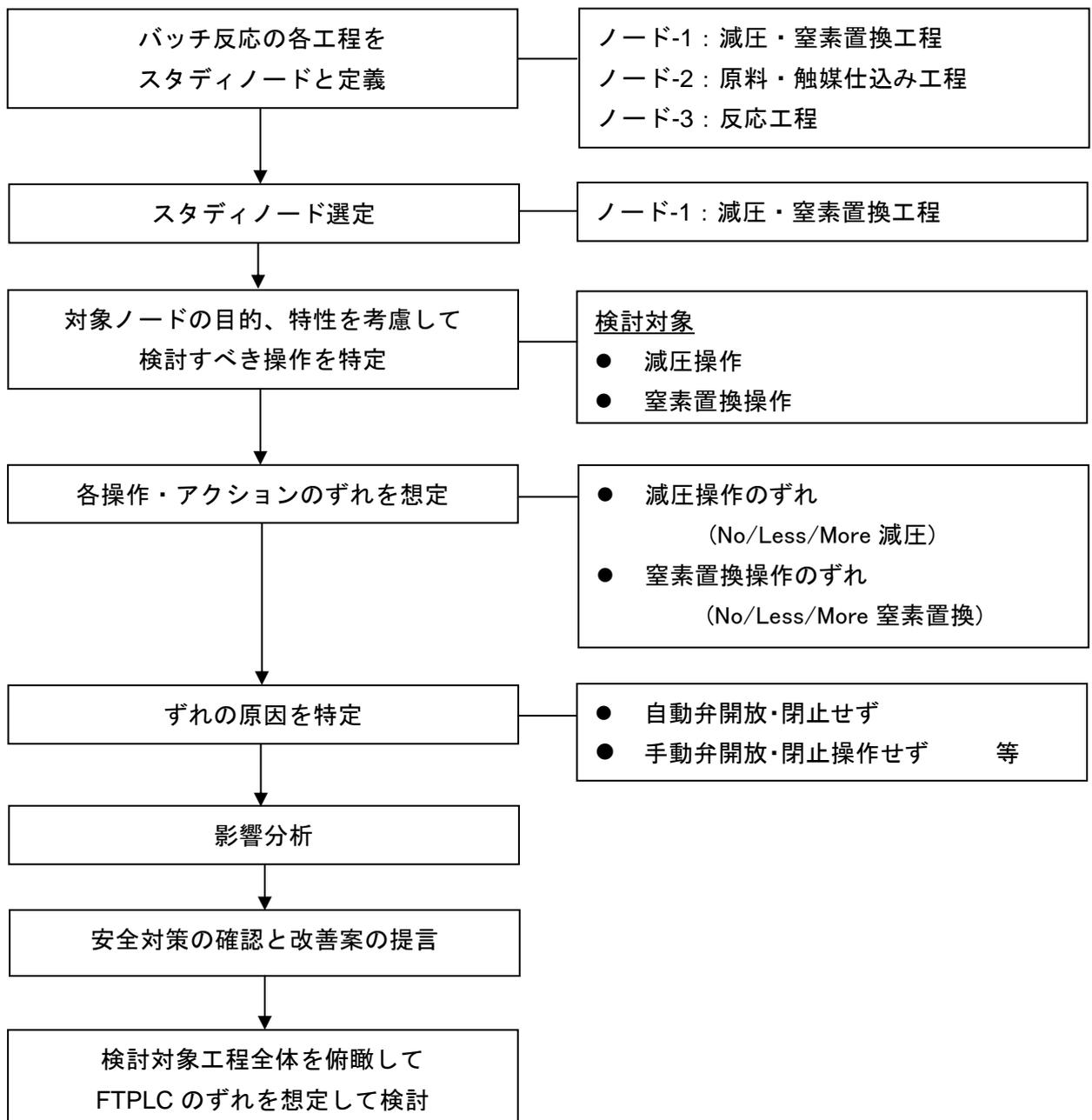


図 13 バッチ反応 HAZOP の基本手順

表 21 バッチ反応 HAZOP におけるワークシート例

減圧・窒素置換工程						
操作	ガイドワード	ずれ	原因	影響・結果	対策	改善案
減圧操作	No	減圧できず	真空ポンプ故障停止	減圧できずに操作が進まない。	真空ポンプの適正保守	
			減圧ラインの手動弁V7を開操作せず(ヒューマンエラー)	減圧できず。操作が進まない。	運転要領書の教育	
	Less	減圧不十分	減圧ラインの手動弁V7を早めに閉止(PG-1故障・過小指示・・・実際より低く表示)	減圧度が低く、酸素が残存し、原料投入時に爆発性混合器形成の恐れあり。	PG-1の定期点検 窒素置換終了時にAI-02で酸素濃度確認	
			減圧ラインの手動弁V7を早めに閉止(ヒューマンエラー)	減圧度が低く、酸素が残存し、原料投入時に爆発性混合器形成の恐れあり。	PG-1の定期点検 窒素置換終了時にAI-01で酸素濃度確認	
	More	過剰減圧	減圧ライン手動弁V7閉止せず(PG-1故障・過大指示・・・実際より高く表示)	減圧度が上がるが問題なし	反応器はFull vacuum設計	
			減圧ラインの手動弁V7閉止せず(ヒューマンエラー)	減圧度が上がるが問題なし	反応器はFull vacuum設計	
窒素注入操作	No	窒素注入なし	手動弁V8開操作せず(ヒューマンエラー)	圧力が回復せず操作が進まない。	運転要領書の教育	
	Less	窒素注入不十分	手動弁V8を早期に閉止(PG-2故障・過大指示、ヒューマンエラー)	圧力が所定値より低い状態で操作が進むが大きな問題なし。		
	More	窒素過剰注入	手動弁V8閉止せず(PG-2故障・過小指示、ヒューマンエラー)	反応器への窒素注入継続し、放置すると反応器が窒素供給圧まで上昇し、反応器設計圧を超える恐れあり。	PI-1 Hi アラーム PS-1 HHでEV-2開作動 SV-1設置	
		窒素注入速度大	手動弁V8開放速度早すぎ(ヒューマンエラー)	復圧時間はやいが、特に問題なし		
流量	No/Less	窒素注入なし/不十分	検討済み			
	More	窒素過剰注入	検討済み			
温度	More	温度高	特になし			
	Less	温度低	特になし			
圧力	More	圧力高	検討済み			
	Less	圧力低	検討済み			
液レベル	More	液レベル高	特になし			
	Less	液レベル低	特になし			
組成	As Well As	不純物混入	ベントコンデンサー(C-1)のチューブ			
	Part of	組成変化	リーク			

操作でのずれの想定による検討が終了したら、
工程全体を通してFTPLCのずれを検討すると良い

5.5.2 バッチ反応への手順 HAZOP の適用

手順 HAZOP 手法によりバッチ反応プロセスの HAZOP を進めるものである。スタディノードの分割の考え方は前記と同じく減圧・窒素置換工程、原料・触媒仕込み工程などと区分すればよい。検討作業は手順 HAZOP の進め方と同じく、バッチ反応レシピに示されている順序に従い操作やアクションにおけるずれを想定して検討を進める。操作のずれの検討が終了したら、各工程全体を俯瞰して FTPLC のずれを検討する。手順 HAZOP によるバッチ反応の原料・触媒仕込み工程におけるずれの例と原因例を表 22 に示す。

表 22 手順 HAZOP によるバッチ反応において想定するずれの例

工程	操作・アクション	正常操作・アクション	想定するずれの例	原因例
原料・触媒仕込み	原料仕込みシーケンススイッチ ON	現場パネルにて ON (運転員)	・スイッチ ON せず	・忘れ
	原料 A 仕込み	XV-1 開作動 (自動)	・XV-1 開作動せず	・弁作動不良
		積算流量計 FS-01 の指示が 300L に達したならば XV-1 閉止 (自動)	・XV-1 閉止せず	・FS-01 故障 (過小指示) ・弁作動不良
			・XV-1 早期閉止	・FS-01 故障 (過大指示)
	原料 B 仕込み	XV-1 閉止を L.S のアンサーバックで確認したら XV-2 開作動 (自動)	・XV-2 開作動せず	・L.S(リミットスイッチ)故障 ・弁作動不良
			積算流量計 FS-02 の指示が 200L に達したならば XV-2 閉止 (自動)	・XV-2 閉止せず
		・XV-2 早期閉止		・FS-02 故障 (過大指示)
	原料仕込み終了ブザー ON	原料仕込み終了ブザー	・終了ブザーならず	・ブザー故障
触媒投入	マンホールより触媒を投入。投入後マンホール閉止 (運転員)	・触媒過剰投入 ・触媒過少投入 ・別の触媒を投入 ・投入後マンホール閉止せず ・投入後のマンホールの閉止状態が不十分	・勘違い ・経験不足 ・忘れ など	
攪拌機起動スイッチ ON	現場起動スイッチ ON (運転員)	・攪拌機起動せず	・攪拌機故障	

6 リスクアセスメントの実施に際しての留意事項

6.1 リスクアセスメント参加メンバー

リスクアセスメントでは、ハザードを抜けなく網羅的に抽出し、特定するために、多様な視点からの検討が必要となってくる。そのためには専門分野の異なる多様なメンバーからなるチームを編成して検討を行うことが重要である。例えば、運転（又は製造）のメンバーのみでリスクアセスメントを実施した場合、運転面からの一面的な検討で終了する可能性が高い。

一般に、プロセスプラント（事業所）では、組織を構成する部門を下記に分類し、業務を分担している。

- ① 運転（製造）部門
- ② 保全部門
- ③ 設備（エンジニアリング）部門
- ④ 環境安全部門
- ⑤ 研究開発部門（研究所、技術開発室）

製品を製造する運転部門を中心として、他の部門がこれを支える構成となっている。したがって、プロセスプラントのリスクアセスメントは、単に運転部門のリスクアセスメントではなく、全部門に共通する課題である。それぞれの部門が持つ固有なリスクアセスメントの課題は、プロセスプラントのリスクアセスメントに集大成する必要がある。リスクアセスメントにおける質の向上と網羅性を高めるために、上記5部門のメンバーの参加による検討が望ましい。さらに網羅性を高めるために、外部コンサルタント、プロセスプラントの建設を担当したエンジニアリング会社、機器ベンダーなどの参加も、検討することが必要である。

リスクアセスメントはチームを編成して実施することは上記したが、重要な役割を担うのはチームのリーダーである。リーダーは、単なる進行役ではなく、自らの技術力で積極的に取り組むとともに、多様な部門から参加しているメンバーから多様な意見、指摘を吸い上げ、指導力を発揮する役目を担う。なお、メンバー間で意見が異なったり、議論が発散しそうになった場合には、論理的な視点に立ったコメントを出して議論を収れんさせることもリーダーの役割である。リーダー不在（又はリーダーの能力なし）で検討を進めると、単一部門の意見が勝り、多様な検討がなされない可能性がある。リスクアセスメントを成功裏に遂行できるか否かは、リーダーにかかっているとも言われている（欧米調査においても複数の企業はこの点を力説）。なお、リーダーは社内的にプロセス全体を把握する技術者として認められ、リスクアセスメントの手法への理解が深く、また、実務としてリスクアセスメントの経験が豊富であることが望まれる。

リーダー以外にチームとして重要なことは、参加メンバーの知識、経験、技術力の高さである。いくらリーダーが優秀でも、参加メンバーの質が劣るとリスクアセスメントは成功しない可能性がある（この点も欧米調査で複数の企業が力説）。このために、リスクアセスメントのチームの編成に際しては上記の多様なメンバーの選定に加えて、個々のメンバーの質にも留意を払うことが必要である。

6.2 リスクアセスメント優先順位の考え方

リスクアセスメントは、ハザードを特定し、危険事象の起こりやすさと影響度によりリスクレベルを算定し、リスクレベルの許容基準を設定し、必要に応じてリスク低減対策を立案することであり、プロセスプラント全体を通しての解析となる相当量の労力と時間が必要となる。これが原因でリスクアセスメント未実施、参加メンバー不十分などの調査結果に繋がっていることも考えられる。ここではリスクアセスメントを効率的に実施するために、優先順位をつけて実施する考え方を紹介する。

リスクアセスメントでは、危険事象の起こりやすさと影響度でリスクレベルを算定することは前記したとおりである。リスクの大きさは、影響度によって定性的に算定することができる。万一に事故が発生した際に影響が大きい系統は何処であるかを、過去の経験及び現在の知見から定性的に判断し、影響の大きい系統からリスクアセスメントを実施すれば、短時間で効率的にリスクが大きい場合への対応が可能となる。具体的に、影響の大きい系統は物質危険性とプロセス危険性によって定性的に算定する。物質危険性とプロセス危険性は、表4に詳細を示した危険源（ハザード）である。さらに、物質危険性には物質の保有量を、プロセス危険性にはプロセスの複雑性を考慮する。

同様に、リスクの大きさは、危険事象の起こりやすさによっても定性的に算定することができる。過去の経験及び現在の知見から、危険事象の起こりやすい系統からリスクアセスメントを実施することは効率的である。しかし、この場合にも影響の大きい系統の考慮は不可欠である。すなわち、優先順位の基本的な考え方は、影響の大きい系統を主とし、起こりやすさを従とすることにある。

以上は優先順位の考え方であり、リスクアセスメントは全ての系統について、順位に従って実施することになる。

なお、優先順位の考え方、対象の選定、適用した手法などは記録して保存し、必要に応じて順位、対象、手法などを見直していくことも必要である。

6.3 設備、製造方法などの変更のリスクアセスメント

プロセスプラントの設備、製造方法などは、高い頻度で変更又は更新(いずれも Change)がなされる。変更起因する多くの事故を経験しており、そのために変更管理(Management of Change)が実践されている。変更管理はリスクマネジメントの一環であり、変更管理の実行には、リスクアセスメントの適用が必要である。以下に、設備、製造方法などの変更起因する事故の代表的な例を示す。

1974年に英国で起きたフリックスボローの事故が、設備変更起因する代表的な例である。この事故はシクロヘキサンの空気酸化プラントで起きた。このプラントには6基の反応器が直列に連結されていたが、老朽化した第5反応器を撤去し、第4反応器と第6反応器を配管で直接連結する改造が行われた。この改造工事において配管は本来28インチとするところを、工場で作成可能な20インチ管が使用された。また、反応器間を連結する配管の長さが増大したにもかかわらず、強度計算及び耐圧試験を実施せずに工事が行われた。このために配管に設置しているベローズが座屈し、破断した。その結果、大量のシクロヘキサンの流出により蒸気雲爆発が発生し、死者28名の災害となった。変更管理の必要性が認識された事故である。

また、製造方法の変更起因する事故の例として、廃液から溶剤を回収する廃液回収設備の事故を紹介する。この廃液回収設備は手動で運転されていたが、pH調整を合理化するために自動化システムに改造された。その後、この設備は関連会社に移管され、運転が継続された。しかし、pH調整設備の設計不良があり、正確に調整ができなかったために、手動運転に切り替えたところ、特定の成分が濃縮され、異常反応により爆発に至った。この事故の原因は、運転マニュアルが自動化に合わせて変更されておらず、運転員はそれと知らずに自動化前の手動運転のマニュアルを使用したことにある。変更に伴う管理ミスとプロセスの危険性が伝承できていなかったためである。

設備、製造方法などの変更は、直接的にプロセスパラメータの変化をもたらす。したがって、すでに実施しているリスクアセスメントの見直しが必須である。また、間接的には、設備、製造方法などの変更に伴う人的ハザードが、リスクアセスメントの課題になる。運転方法の変更の場合のハザードの具体例として、運転員の学習(経験)不足と運転マニュアルの改正不備がある。さらに、設備、製造方法などの変更は、スタートアップ操作、シャットダウン操作、緊急シャットダウン操作などの内容、手順の変更につながる。このために、設備、製造方法などの変更後は、定常運転に対するリスクアセスメントのみならず、非定常運転に対してもリスクアセスメントを実施し、ハザードの特定、リスク解析、リスク評価、現状の対策の確認、必要に応じて対策案の立案を行う必要がある。

設備、製造方法などの変更とは、いわゆる4M(Man、Machine、Material、Method)の変更をいい、恒久的な変更のみならず一時的な変更も含む。また、変更の規模は大規模変更だけでなく、小規模変更も含む。以下に設備、製造方法などの変更の例を示す。

- 1 組織、人員の変更(運転人員の増減、組織の統合に伴う再配置)
- 2 原料、副原料の変更
- 3 運転手順の変更
- 4 製品の製造順番の変更(洗浄方法、配管系の切り替え)
- 5 計装システムの変更(コンピュータのソフトウェア、ハードウェア、シーケンス、

アラームセットポイント)

6 装置の変更 (材料、形状、能力、配置)

7 プロセス設計の変更 (プロセス改良、配管、安全装置)

繰り返しになるが、設備、製造方法などの変更のリスクアセスメントとは、変更の計画時に、変更に起因する新たなハザードを特定し、これから事故に至るシナリオを解析し、起こりやすさと影響度を評価することであり、手法は前述した定常リスクアセスメント及び非定常リスクアセスメントの手法を用いる。

6.4 準備する資料

リスクアセスメントを実施する事前に、準備しておく資料の例を表 23 に示す。

表 23 リスクアセスメントにおいて準備する資料の例

項目	資料の例
プロセス情報	<ul style="list-style-type: none">・ PFD (Process Flow Diagram)・ P&ID (Piping and Instrumentation Diagram)
設備情報	<ul style="list-style-type: none">・ 機器リスト、図面・ 機器レイアウト図・ 機器取扱説明書
安全設備情報	<ul style="list-style-type: none">・ インターロックロジック・ インターロック設定値がわかる資料・ 安全弁設計図書・ 防火設備資料
取扱い物質情報	<ul style="list-style-type: none">・ SDS (Safety Data Sheet)・ 取扱い物質反応性データ・ 爆発範囲データ
運転情報	<ul style="list-style-type: none">・ 運転マニュアル・ 緊急時対応マニュアル
事故情報	<ul style="list-style-type: none">・ 事故情報・ 不具合事例、トラブル事例

以上のような資料をリスクアセスメントを実施する事前に準備し、資料として使用することで、ハザードの特定を容易にし、リスクアセスメントを正しく実施することができる。他にも機器故障データ、計器故障データなどあれば、危険事象の発生頻度を定量化できる。機器、部品の納期情報からプラント停止期間の見積りが明確となり、経済損失の定量化もできる。

6.1 リスクアセスメント参加メンバーで示したように、リスクアセスメントはチームを編成して行う。このチームは常置が望ましい。チームの仕事は、リスクアセスメントにおいて使用する資料を準備することから始まる。

また、リスクアセスメントの準備として、資料ではないが解析対象施設の現場確認も重要な準備作業である。P&ID と現場配管の相違の有無や、現場における誤操作の可能性（類似レイアウトなど）などを確認しておく。海外事業所の例では、リスクアセスメントの準備として現場確認をすることがルール化されており、重要と認識していることが伺えた。

6.5 関係者への周知、教育

リスクアセスメントで得られた結果は、詳細を記録に残す。さらに、ケーススタディとしてわかりやすく作成し直し、それを関係者（運転員から保全担当者に至るまで）へ周知し、全員が結果を共有し、活用できるようにすることが重要である。運転のリスクアセスメントであっても、保全、設備改善などの役に立つ。全員がプロセスプラントのリスクについて、理解を深めることになる。上記のケーススタディの結果は、教育プログラムにおけるリスクアセスメント教育の教材として使用し、その演習問題としてハザードの特定を課すことが、人材育成として有益である。

6.6 自然災害に起因するリスク

プロセスプラントにおいては、自然災害に起因するリスクを想定し、対策を講じておくことも重要である。自然災害として地震、津波、台風、落雷、渇水などを想定し、それぞれの自然災害がどのようなリスクに繋がるかのシナリオを作成し、リスクの大きさを低減させる方針を検討する必要がある。

7 用語の定義

本ガイドラインで使用するリスクマネジメントに関する用語の定義は、ISO Guide 73:2009(JIS Q 0073) を参考とし以下とした。

用語	定義
リスク	<p>目的に対する不確かさの影響。</p> <p>注記1 影響とは、期待されていることから、好ましい方向／又は好ましくない方向に乖離することをいう。</p> <p>注記2 目的は、例えば、財務、安全衛生、環境に関する到達目標など、異なった側面があり、戦略、組織全体、プロジェクト、製品、プロセスなど、異なったレベルで設定されることがある。</p> <p>注記3 リスクは、起こりうる事象、結果又はこれらの組合せについて述べることによって、その特徴を記述することが多い。</p> <p>注記4 リスクは、ある事象（周辺状況の変化を含む）の結果とその発生の起こりやすさとの組合せとして表現されることが多い。</p> <p>注記5 不確かさとは、事象、その結果又はその起こりやすさに関する、情報、理解若しくは知識が、たとえ部分的にでも欠落している状態をいう。</p>
リスク源	<p>それ自体又はほかとの組合せによって、リスクを生じさせる力を本来潜在的に持っている要素。</p> <p>注記 リスク源は、有形の場合も無形の場合もある。</p>
ハザード	<p>潜在的な危害の源。</p> <p>注記 ハザードはリスク源となることがある。</p> <p>別記 好ましくない影響だけを対象とするリスクを取り扱う場合は、“ハザード”は、“リスク源”と同じ概念の用語として使用される。</p>
ハザードの特定	<p>ハザードを発見、認識及び記述するプロセス。</p> <p>注記1 ハザードの特定には、ハザード、事象、それらの原因及び起こりうる結果の特定が含まれる。</p> <p>注記2 ハザードの特定には、過去のデータ、理論的分析、情報に基づいた意見、専門家の意見及びステークホルダーのニーズを含むことがある。</p>
リスク解析	<p>リスクの特質を理解し、リスクレベルを決定するプロセス。</p> <p>注記1 リスク解析は、リスク評価及びリスク対応に関する意志決定の基礎を提供する。</p> <p>注記2 リスク解析は、リスクの算定を含む。</p>
リスク許容値	<p>リスクの重大性を評価するための目安とする条件。</p> <p>注記1 リスク許容値は、組織の目的並びに外部状況及び内部状況に基づいたものである。</p> <p>注記2 リスク許容値は、規格、法律、方針及びその他の要求事項から導きだされることがある。</p>
リスク評価	<p>リスク及び／又はその大きさが、受容可能か又は許容可能かを決定するために、リスク解析の結果をリスク基準と比較するプロセス。</p> <p>注記 リスク評価は、リスク対応に関する意志決定を手助けする。</p>
リスクレベル	<p>結果とその起こりやすさの組合せとして表現される、リスク又は組み合わせさったリスクの大きさ。</p>
リスク対応	<p>リスクを修正するプロセス。</p> <p>注記1 リスク対応には、次の事項を含むことがある。</p> <ul style="list-style-type: none"> リスクを生じさせる活動を、開始又は継続しないと決定することによって、リスクを回避すること。 ある機会を追求するために、リスクを取る又は増加させること。 リスク源を除去すること。 起こりやすさを変えること。 結果を変えること。 一つ以上の他社とリスクを共有すること（契約及びリスクファイナンスを含む）。 情報に基づいた意志決定によって、リスクを保有すること。 <p>注記2 好ましくない結果に対処するリスク対応は、“リスク軽減”、“リスク排除”、“リスク予防”及び“リスク低減”と呼ばれることがある。</p>

	注記3 リスク対応が、新たなリスクを生み出したり、又は既存のリスクを修正したりすることがある。
事象	ある一連の周辺状況の出現又は変化。 注記1 事象は、発生が一度以上であることがあり、幾つかの原因をもつことがある。 注記2 事象は、何かが起こらないことを含むことがある。 注記3 事象は、“事態”又は“事故”と呼ばれることがある。 注記4 結果にまで至らない事象は、“ニアミス”、“事態”、“ヒヤリハット”又は“間一髪”と呼ばれることがある。
結果	目的に影響を与える事象の結末。 注記1 一つの事象が、様々な結果につながることもある。 注記2 結果は、確かなことも不確かなこともあり、目的に対して好ましい影響又は好ましくない影響を与えることもある。 注記3 結果は、定性的にも定量的にも表現されることがある。 注記4 初期の結果が、連鎖によって、段階的に増大することがある。
起こりやすさ	何かが起こる可能性。 注記 リスクマネジメント用語において、何かが起こる可能性を表すには、その明確化、測定又は決定が客観的か若しくは主観的か、又は定性的か若しくは定量的かを問わず、“起こりやすさ”という言葉を使用する。また、“起こりやすさ”は、一般的な用語を用いて示すか、又は数学的に示す(例えば、発生確率、所定期間内の頻度など)。
発生確率	“0”は可能性が全くなく“1”は絶対確かな場合に、0と1との間の数字で表される発生の可能性の尺度。
頻度	定められた期間内の事象又は結末の数。 注記 頻度は、過去又は将来の起こり得る事象に適用でき、そこでは起こりやすさ又は発生確率の尺度として使用できる。

8 参考文献

- 1) 高圧ガス保安協会「製造事業所におけるプラントの安全設計 第2次改訂版」(2012)
- 2) 高圧ガス保安協会「製造事業所における危険物の取扱い 第2次改訂版」(2012)
- 3) 経済産業省「消費生活用製品向けリスクアセスメントのハンドブック」(2010)
- 4) 日本規格協会「JIS Q 31000 (ISO 31000) リスクマネジメントー原則及び指針」(2010)
- 5) 日本規格協会「JIS Q 31010 (IEC/ISO 31010) リスクマネジメントーリスクアセスメント技法」(2012)
- 6) 一般社団法人日本高圧力技術協会「設備等のリスクマネジメント技術者 講習テキスト (改正1版)」(2012)
- 7) 高木伸夫「非定常 HAZOP の基本手順と進め方」安全工学 Vol.53 No.4 (2014)
- 8) 高圧ガス保安協会「安全管理システムの解説とリスクアセスメントの実際」(2006)
- 9) 日本規格協会「JIS Q 0073 (ISO Guide 73) リスクマネジメントー用語」(2010)

おわりに

本ガイドラインは平成 23 年以降に続発した石油コンビナートなどの事業所での重大事故を受けて、事業所でのリスクアセスメント実施状況の実態調査結果及びその結果から事故防止に向けて何が必要かを委員会及び分科会で検討した結果を踏まえて策定した。

実態調査結果から見えてきたことは、リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性の理解が十分でないことであった。具体的に、非定常時におけるリスクアセスメントの実施率、実施にあたってのメンバー構成、検討又は参考とする資料が十分でないといったケースが見受けられた。

この調査結果を基にリスクアセスメント・ガイドライン (Ver.1) ではリスクマネジメント、リスクアセスメントの目的、手順などの概略、その意義と重要性をまず説明し、次に、非定常リスクアセスメントの適用対象、非定常リスクアセスメント手法の例、非定常リスクアセスメント実施にあたっての留意事項及びリスクアセスメントの対象となる事例を紹介した。

リスクアセスメント・ガイドライン (Ver.2) では附属書として実用に近い事例として、実プロセスプラントにおける非定常リスクアセスメント実施事例を紹介し、正しいリスクアセスメント手順が理解できるものとなっている。また、参考資料としてリスクアセスメントへの取組みが不十分な事業所向けの入門編として富山県と富山県高圧ガス安全協会で作成した「高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイド」の紹介を行っている。さらに、リスクアセスメント解析にあたり参考となるハザードリストと欧米でのリスクアセスメント取組状況を紹介し、リスクアセスメントの網羅性と解析の深みを補完するものとなっている。

事業所においては、本ガイドラインを参考にしてリスクアセスメントに取り組んでいただきたい。

附属書

非定常リスクアセスメント実施事例

目次

1. はじめに	- 1 -
2. 手順 HAZOP およびリスクマトリックスによる検討	- 1 -
2.1 事前準備	- 1 -
2.2 検討の方法	- 2 -
2.3 ポンプ切替え操作のリスクアセスメント	- 7 -
2.3.1 検討対象プロセス概要 (ポンプ切替)	- 7 -
2.3.2 実施事例 (ポンプ切替)	- 9 -
2.4 スタートアップ操作のリスクアセスメント	- 16 -
2.4.1 検討対象プロセス概要 (メタネータ)	- 16 -
2.4.2 実施事例 (スタートアップ)	- 18 -
2.5 まとめ	- 22 -
3. ESD HAZOP およびリスクマトリックスによる検討	- 23 -
3.1. 事前準備	- 23 -
3.2. 検討の方法	- 24 -
3.3. 検討対象プロセス概要	- 29 -
3.4. 実施事例	- 32 -
3.5. まとめ	- 38 -
付録 1. アンモニアプラント概要	- 39 -
付録 2. 本事例における略語、記号等	- 40 -

1. はじめに

「リスクアセスメント・ガイドライン」に示した、非定常状態を対象としたバッチ系 HAZOP である手順 HAZOP 及び ESD HAZOP を、化学プラントを対象に実施した事例を示す。本検討は、アンモニア製造のモデルプラントの、ポンプ切替え操作、スタートアップ操作、ESD (緊急シャットダウン) を対象に検討を行っている。ESD の検討においてはモデルプラントの中から一部安全装置を省いたものを題材としている。

2. 手順 HAZOP およびリスクマトリックスによる検討

手順 HAZOP は、プロセスプラントのスタートアップ操作、シャットダウン操作、加熱炉の点火操作、ポンプ切替え操作などのような、運転手順書に従って行う操作とアクションにおいて、正常な操作とアクションからのずれを想定し、プロセスプラントへの影響解析を行う手法である。

ここでは、アンモニア製造のモデルプラントにおける、アンモニア吸収塔 (アンモニア水製造設備) からアンモニア水タンクへのライン上のポンプ切替え操作 (2.3) 及び、アンモニア合成前のガスから CO、CO₂ をメタン化する設備であるメタネータのスタートアップ操作 (2.4) について、手順 HAZOP を使用したリスク解析およびリスクマトリックスを用いたリスク評価を行う。

2.1 事前準備

1) 準備資料

検討にあたり、事前に準備した資料を 表 2.1 に示す。

表 2.1 準備した資料

資料	備考
PFD (Process Flow Diagram)	プラントの全体像や流れを示した図
P & ID (Piping and Instrumentation Diagram)	検討対象箇所の配管、機器、計器情報を示した図
運転手順書	検討対象の運転操作、アクションを示したもの
取扱物質データ	爆発範囲などの情報

2) 備品

チームにより検討を実施するにあたり、ミーティングルームに準備した備品を 表 2.2 に示す。

表 2.2 準備した備品

備品	備考
PC	手順 HAZOP による解析や評価の結果は、その場で PC を使用してワークシートに記入する。また、検討中に事前に準備していなかった情報が必要となることもあるため、PC は社内 LAN 環境に接続し、各種情報を参照できるようにしておくことよい。
液晶プロジェクタ及びスクリーン	PC の画面は参加した検討メンバー全員で確認できるよう、液晶プロジェクタによりスクリーンに投影する。
ホワイトボード	あるメンバーが他のメンバーに対して説明する場合に、手書きの図とともに説明したほうがわかりやすい場合がある。

3) 検討メンバー

メンバーは各部門での専門性を持った担当者が揃うようにする。

今回の事例ではプロセスプラントに対するリスクアセスメントの経験が比較的浅いことを想定し、コンサルタントによるアドバイスを受けながら検討を行うこととする。本事例の検討メンバーを表 2.3 に示す。

表 2.3 検討メンバー

	役割	所属、部署等
1	コンサルタント	プロセス安全、非定常リスクアセスメント専門家
2	リーダー	製造部
3	書記	製造部
4	運転	製造部
5	機械 A	工務部
6	機械 B	工務部
7	電気計装 A	工務部
8	電気計装 B	工務部
9	プロセス設計	生産技術部
10	環境安全 A	環境安全部
11	環境安全 B	環境安全部

2.2 検討の方法

1) 手順 HAZOP の適用

用意した運転手順書の操作、アクション単位ごとに、ガイドワードを用いて正常な操作、アクションからのずれを想定していく。本ガイドライン本文中の 5.3 に記載した、手順 HAZOP の基本手順を図 2.1 に示す。

また、今回使用する手順 HAZOP ワークシートを図 2.2 に、各項目の記入内容を表 2.4 示す。なお、図、表中の、(13) および (15)～(20) は一般的に HAZOP で検討対象とするものではないが、今回リスクマトリックスを用いたリスク評価も併せて実施することとするため、ワークシートに盛り込んでいる。

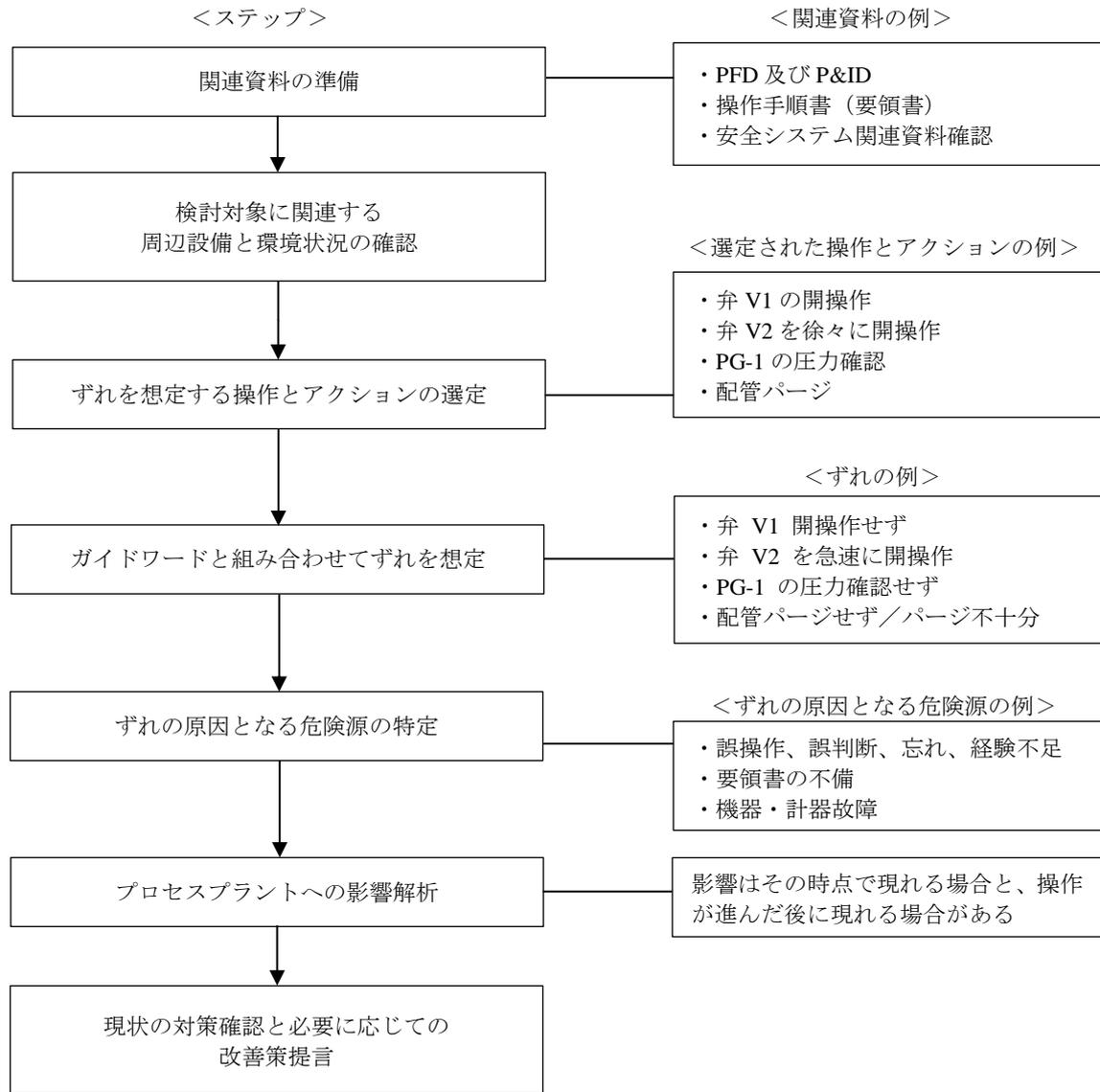


図 2.1 手順 HAZOP の基本手順

(1) 解析対象	NP-601 A→B 切替 (25%安水・運転サクシオン圧力 3.9MPa・吐出圧 4.1MPa 渦巻ポンプ)		
(2) 関連資料	作業指針 No.617 EFD		
(3) 参加者	リーダー:●● 書記:▲▲ メンバー:○○、◎◎、		
(4) ノード No.	1	(5) ノード概要	NP-601B スタンバイ化(点検・修理後) 操作頻度:1 [操作/年](f1)

(6) No.	(7) 作業・操作内容	(8) アクションパラメータ	(9) ガイドワード	(10) ずれ	(11) ずれの原因	(12) 影響・結果	(13) 影響度レベル S	(14) 現状の対策	(15) f_1	(16) f_2	(17) α	(18) F	(19) 発生頻度レベル L	(20) リスクレベル R	(21) Rec. No.	(22) 改善・追加対策	(23) 備考
1	NP-601B ⑤⑥⑦各弁閉止確認	弁閉止確認	なし	確認せず	忘れ	⑥が開いていた場合、液張り時、25%安水流出、被液の可能性(火災爆発の危険性はなし)	V	【予防】指差呼称の徹底 開閉表示札の利用 【防護】規定保護具(ゴーグル他)着用の義務化	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			

図 2.2 手順 HAZOP ワークシート (リスク算定含む)

表 2.4 手順 HAZOP ワークシートの項目

項目	記入内容
(1) 解析対象	検討対象とする運転操作を記入する。運転手順書のタイトルと合わせると、後に参照する際に探しやすい。
(2) 関連資料	検討時に参照した資料を記入する。
(3) 参加者	検討参加メンバーを記入する。
(4) ノード NO.	(1) の運転手順書の操作内容が多岐にわたる場合、運転手順書の区切りのよいところで分割する。
(5) ノード概要	運転手順書のうちの (4) のノードでの操作概要を記入する。
(6) No.	検討する順に番号を振る。検討する順番は通常運転手順書の順番である。
(7) 作業・操作内容	運転手順書に書かれた一つの手順を記入する。
(8) アクションパラメータ	(7) の手順中の操作、アクションを記入する。
(9) ガイドワード	(8) のアクションパラメータのずれ (正常に実行されないこと) を想定するためのガイドワードを記入する。 以下のガイドワードを用意した。 <ul style="list-style-type: none"> ・なし ・(時間が) 長い ・過少 / 不十分 ・(時間が) 短い ・過大 / 過剰 ・(タイミングが) 早い ・逆 ・(タイミングが) 遅い ・その他 / 別 ・(速度が) 速い ・(速度が) 遅い
(10) ずれ	ガイドワードにより導かれた、アクションパラメータのずれの内容を記入する。
(11) ずれの原因	(10) のずれが発生した原因を記入する。
(12) 影響・結果	(8) の操作、アクションが正常に行われず、(10) のずれが生じた場合の、影響及び結果を記入する。この影響及び結果は、ずれが発生した直後のもののみならず、その後の作業がそのまま進み、後々露呈する影響及び結果も想定して記入する。 なお、この影響及び結果を想定する場合には、安全対策は無いまたは機能せず、誤った操作等が放置されて進むものとし、どのような潜在危険が存在するかを明らかにする。
(13) S 影響度レベル	影響度を示すものであり、詳細は 表 2.5 を参照のこと。
(14) 現状の対策	ずれに対して、現状取られている対策を記入する。なお、【予防】と【防護】の区分けは以下のとおりである。 【予防】 : ずれを発生させないための対策 (指差呼称、開閉表示札 等) 【防護】 : ずれが発生した後の影響を軽減するための対策 (検知器、安全弁、インターロック、後の手順で確認 等)
(15) f_1 解析対象の年間操作回数 [操作/年] (16) f_2 ずれの発生頻度 [回/操作] (17) α 安全対策を考慮した事象の低減率 [-] (18) F 事象の発生頻度 [回/年] (19) L 発生頻度レベル (20) リスクレベル	2) リスクマトリックスを用いたリスク算定及びリスク評価 で説明する。
(21) Rec. No. (22) 改善・追加対策	リスク評価の結果、改善が必要である場合に、HAZOP ミーティング中に提案された改善・追加対策を (22) に記入する。(21) は後の管理のための番号 (Recommendation Number) を記入する。
(23) 備考	数値を導いた根拠やメモ、ミーティング中には確認できず終了後に確認する事項等を記入する。

2) リスクマトリックスを用いたリスク算定及びリスク評価

a) 影響度レベル S

「死傷」、「設備損傷または運転停止」、「生産損失」の3つの観点から、今回のアンモニアプラントの検討では表2.5のとおり分類した。なお、検討した影響・結果が、各々の観点でレベルが異なる場合には、そのうち最も高い影響度レベルとする。

表 2.5 影響度レベル S

影響度レベル S	死傷	設備損傷または運転停止	生産損失
I	死亡	火災・爆発による二次損傷	長期 (1 か月以上)
II	休業災害	機器破裂・損傷 (大規模損傷)	中期 (1 週間～1 か月)
III	不休災害	運転停止、要再起動 (小規模損傷)	短期 (数日～数週間)
IV	微小災害	一部運転停止 (他は待機運転)	一時 (数日以内)、製品品質低下
V	怪我なし	運転変動 (停止不要)	生産損失無し

b) 発生頻度レベル L

事象の発生頻度 F を以下の式から数値化し、今回のアンモニアプラントの検討では表 2.6 のとおり分類した。

$$F = f_1 \times f_2 \times \alpha$$

F : 事象の発生頻度 [回 / 年]

f_1 : 解析対象の年間操作回数 [操作 / 年]

f_2 : ずれの発生頻度 [回 / 操作]

α : 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]

表 2.6 発生頻度レベル L

発生頻度レベル L	発生頻度	
	F	概要
A	$1 \times 10^{-1} \leq F$ [回 / 年]	十分起こりえる。 10 年に 1 回以上発生
B	$1 \times 10^{-2} \leq F < 1 \times 10^{-1}$ [回 / 年]	起こりえる。 100 年に 1 回 ~ 10 年に 1 回発生
C	$1 \times 10^{-3} \leq F < 1 \times 10^{-2}$ [回 / 年]	あまり起こりえない。 1000 年に 1 回 ~ 100 年に 1 回発生
D	$F < 1 \times 10^{-3}$ [回 / 年]	殆ど起こりえない 1000 年に 1 回未満発生

f_1 : 解析対象の年間操作回数 [操作 / 年]

解析対象の非定常操作 (スタートアップ、シャットダウン、機器の切り替え等) の頻度を示す。1 年間にどれ程の頻度でその操作が発生するのか、過去の経験や運転計画などから設定する。(1 年に 2 回ならば 2 [回 / 年]、4 年に 1 回ならば 1/4 (0.25) [回 / 年])

f_2 : ずれの発生頻度 [回 / 操作]

運転手順書中のある一操作、アクションにおいて、正常に実行されず、ずれが生じる頻度を設定する。(100 回操作するうちに 1 回ずれが発生するのならば、1/100 (0.01) [回 / 操作] となる。)

手順ミス、忘れ等の発生頻度を想定するものであるため、定性的に数値を設定することとなるが、実際に運転に携わる担当者へヒアリングする等し、チームメンバー合意のもと設定する。

なお、ここでは、後述する「現状の対策」のうちの「予防」(ずれを発生させないための対策)を考慮しない場合の数値とする。

α : 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]

安全対策は、手順 HAZOP ワークシート上で「現状の対策」としたものであり、以下の二つの視点で考察する。

予防：ずれを発生させないための対策 (指差呼称、開閉表示札 等)

防護：ずれが発生した後の対策 (検知器、インターロック、安全弁、後の手順で数値確認 等)

事象の低減率 α に採用する数値は、予防と防護を組み合わせたものであり、定量的な数値を算出することは難しいことが多いが、実際に運転に携わる担当者へヒアリングする等し、チームメンバー合意のもと設定する。

F : 事象の発生頻度 [回 / 年]

以上 f_1 、 f_2 、 α を乗じたものが次元 [回 / 年] として算出される。

定常状態を想定する HAZOP においてもこの次元を採用することが多いため、次元を合わせることでより定常、非定常を同じ指標で評価することができる。

c) リスク評価 (リスクレベル) R

影響度レベル S と、発生頻度レベル L をもとに、今回のアンモニアプラントの検討では 表 2.7 のリスクマトリックスからリスクレベル R を決定した。各リスクレベルでのリスク低減対策は 表 2.8 のとおりとする。

表 2.7 リスクマトリックス (リスクレベル R)

		発生頻度 (L) (←高 低→)			
		A	B	C	D
影響度 (S) (←低 高→)	I	1	1	2	3
	II	1	2	3	3
	III	2	3	3	4
	IV	3	3	4	4
	V	4	4	4	4

表 2.8 リスクレベルとその低減策

リスクレベル <i>R</i>	評価	リスク低減対策
1	許容不可	技術面及び管理面からの本質的なリスク低減策が必要
2	望ましくない	技術面または管理面からの改善や追加対策が必要
3	管理することにより許容可能	必要に応じて技術面または管理面からの改善や対策が望ましい
4	許容可能	更なる対策は不要

d) 検討にあたっての前提条件、留意事項

本事例において、これらのツールをつかって検討していく際の前提事項、留意事項を以下に示す。

- ・影響、結果の検討は安全対策のないものとして考える。
- ・検討中の操作、アクション以前の操作、アクションは全て正常に行われているものとする。そのため、同じ運転手順書上での、既に行われたアクションや確認に対する再確認項目については、検討を省略する。1 回目のアクション、確認の検討時に、再確認項目については「現状の対策」中の「防護」として考慮するため。
- ・検討中のアクションに対して、確認をすることを「防護」とする場合、その確認がアクションの直後ではなく、何か別のアクション等を挟んだ後に行われた場合を防護とする。アクションと確認が一連の流れとなっているものでは、防護策といえない場合があるため。(例えば、ポンプを停止するというアクションに対し、その場で停止を確認することを防護とするのではなく、その後に吐出圧を圧力計で確認することを防護とする。)
- ・ずれは二重では発生しないものとし、ずれを検討した操作、アクション以降の運転手順書上の操作、アクションは正常に行われる (多重故障・多重誤操作 (double failure) は考えない) ものとする。
- ・弁の故障により弁が開閉動作しない原因は「弁故障」に留めておき、根本原因の想定 (弁固着などの原因究明) は本検討では行わない。

2.3 ポンプ切替え操作のリスクアセスメント

2.3.1 検討対象プロセス概要 (ポンプ切替)

ここで検討するラインは、アンモニア合成後、気液分離した後のガスを、アンモニア吸収塔にて純水と混合させることによりアンモニア水を作成し、ポンプによりタンクに移送するラインである。アンモニア吸収塔内のアンモニア水は、ポンプにより移送され、一部はタンクへ、残りは熱交換器を通りアンモニア吸収塔内へ戻される。このアンモニア吸収塔とタンク間のポンプの切替え操作を対象に検討を実施した。

2 台のポンプ NP-601A と NP-601B は、通常運転時はいずれか 1 台のみ稼働しており、もう一方のポンプは停止した状態となっている。

今回検討した 図 2.3 に示す運転手順書は、NP-601A が稼働中である状況で、点検・修理が終わった NP-601B をスタンバイ化し、その後稼働、NP-601A と切替える一連の操作を示したものである。

なお、これらのプロセス、運転手順書等は 1. はじめに で述べたとおりモデルプラントのものであり、そのモデルとなるアンモニアプラント全体の概要は 付録 1 に添付した。

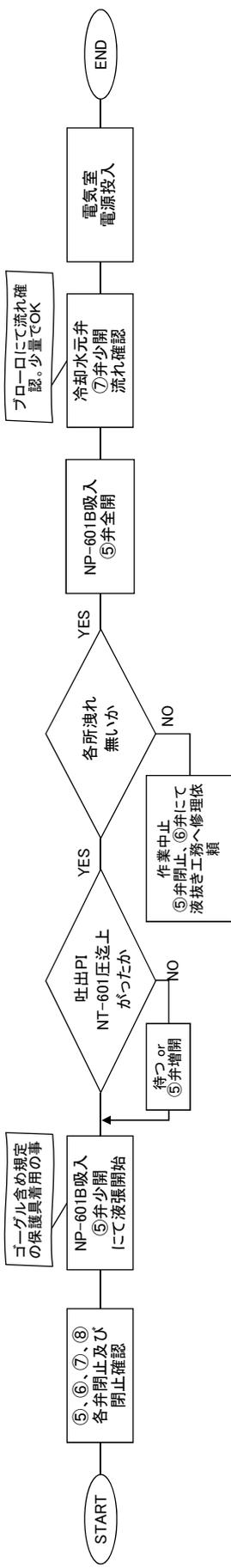
作業指針

No. 617

NP-601A→B切替

制定	20XX年 XX月XX日	作成	決定	承認
改訂	XXXX年 XX月XX日		XX	XX
改訂	XXXX年 XX月XX日			

【NP-601Bスタンバイ化(点検・修理後)】



【NP-601A→B切替 (B機スタンバイ状態から)】

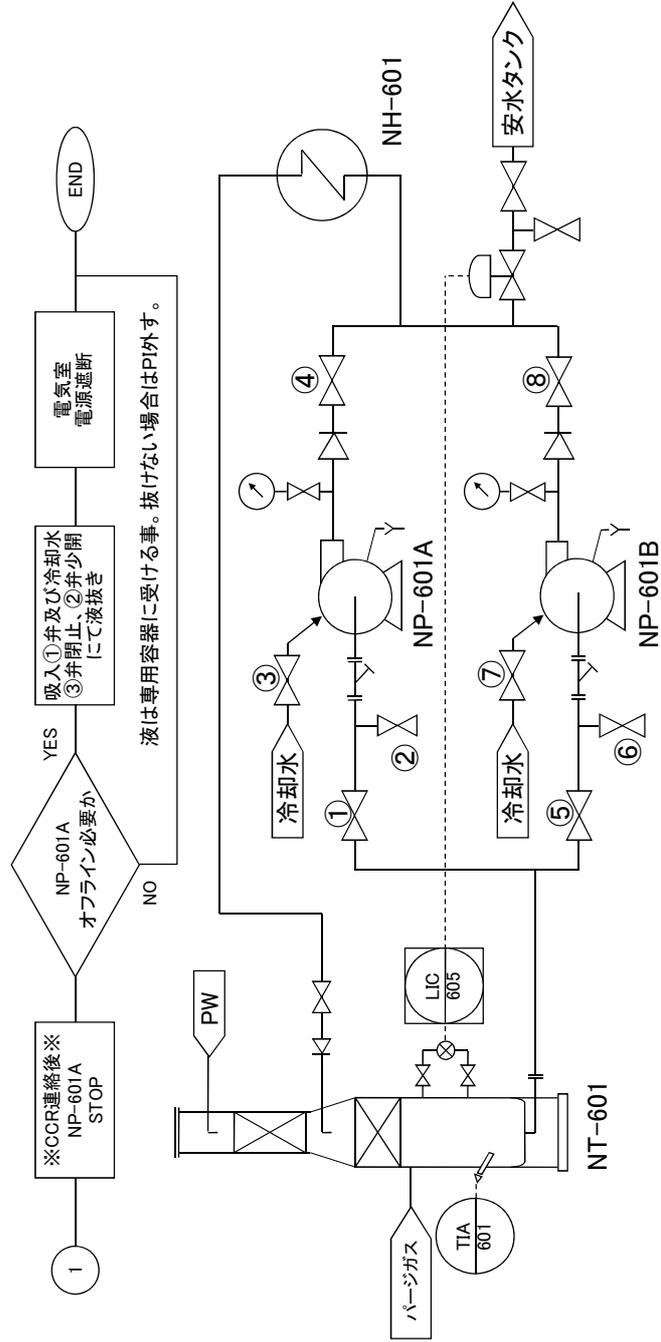
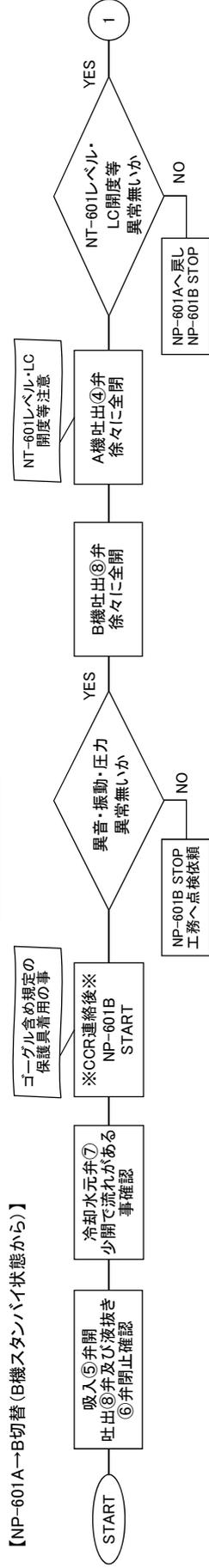


図 2.3 運転手順書 (作業指針) (ポンプ切替)

2.3.2 実施事例 (ポンプ切替)

初めに、リーダーより検討箇所の概要および作業指針による解析対象操作の流れについて説明があった。

作業指針上の 1 段目「NP-601B スタンバイ化(点検・修理後)」と、2、3 段目「NP-601A→B 切替 (B 機スタンバイ状態から)」の間で作業の区切りがあることから、別のノード (ワークシート) に分割して検討することとした。

年間のポンプの切換え操作の頻度を、運転担当者の経験から判断し、1/1 [回 / 年] とした (f_1)。

手順のミスは、当該プラント運転員の熟練度等を考慮し、「確認忘れ」「操作忘れ」については 1/100 を基本とした。また、弁を操作する段階での弁の故障 (開閉できない) の確率を 1/100 を基本とした。

安全対策を考慮した事象の低減率 α は、一つの安全対策で 1/10 を基本としたが、安全対策の個数だけではなく、個々の対策による効果や予防、防護の多重性等を考慮し、各々のケースについてチームメンバー合意の元、総合的に判断することとした。

その他、検討にあたって前提とする条件を確認した。

- ・影響、結果の検討は安全対策のないものとして考える。
- ・検討中の操作、アクション以前の操作、アクションは全て正常に行われているものとする。そのため、同じ運転手順書上での、既に行われたアクションや確認に対する再確認項目については、検討を省略する。1 回目のアクション、確認の検討時に、再確認項目については「現状の対策」中の「防護」として考慮するため。
- ・検討中のアクションに対して、確認をすることを「防護」とする場合、その確認がアクションの直後ではなく、何か別のアクション等を挟んだ後に行われた場合を防護とする。アクションと確認が一連の流れとなっているものでは、防護策といえない場合があるため。(例えば、ポンプを停止するというアクションに対し、その場で停止を確認することを防護とするのではなく、その後に吐出圧を圧力計で確認することを防護とする。)
- ・ずれは二重では発生しないものとし、ずれを検討した操作、アクション以降の運転手順書上の操作、アクションは正常に行われる (多重故障・多重誤操作 (double failure) は考えない) ものとする。
- ・弁の故障により弁が開閉動作しない原因は「弁故障」に留めておき、根本原因の想定 (弁固着などの原因究明) は本検討では行わない。

なお、検討にあたり 図 2.3 示した運転手順書 (作業指針) の他、P&ID や取扱物質データを資料として用意しているが、掲載を割愛する。

手順 HAZOP ワークシート記入方法を 図 2.4 に、検討結果のワークシートを 図 2.5、図 2.6 に示す。また、検討ミーティング進行例をその後に記す。

手順 HAZOP ワークシート

解析対象	NP-601A-B 切替 (25%安水・運転サグジョン圧力 3.9 MPa・吐出圧 4.1 MPa・渦巻ポンプ)		
関連資料	作業指針 No.617 EFD		
参加者	リーダー:	メンバー:	
ノートNo.	1	ノート概要	NP-601Bスタンバイ化(点検・修理後) 年間操作回数: 1 [操作/年] (f1)

No.	作業・操作内容	アクションパラメータ	ガイドワード	ずれ	原因	影響・結果	影響度レベル S	現状の対策	f1	f2	α	F	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No.	改善・追加対策	備考
2	NP-601B吸入⑤弁少開にて液張り開始	弁少開	なし	弁開けず	忘れ	ポンプ起動時に空運転となり、そのまま長時間放置するとポンプが損傷する(メカシール破壊、インペラ破壊等)。	III	<p>【予防】指差呼称の徹底 開閉表示札の利用</p> <p>【防護】現場にて異常確認し、ポンプ即時停止 吐出PIを後工程で確認(作業指針に記載) 吸入弁を全開を後工程で確認(作業指針に記載)</p>	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			※ポンプ損傷は 小規模な損傷で あるためSは加と する。

16 備考
メモ、覚え書きやミーティング
終了後に確認する事項などを
記入する。

15 改善・追加対策
ミーティング中に出た、改善・
追加対策、もしくはその検討の
担当と期日を記入する。
「Rec.No.」にはその管理番号
を記入する。

7 影響度レベルS
「影響・結果」から得ら
れた最終事象のレベル
を、影響度レベルの分
類表から決定する。

6 影響・結果
操作、アクションが正常に
行われず、ずれが発生し
た場合の最終事象。
安全対策は無いもの、機
能しないものとしてどのよ
うな潜在危険が存在する
かを明らかにする。

5 ずれの原因
ずれの原因として考えられるもの。
ずれの原因が複数考えられる場合
は、次の行で別解析を行う。これ
は原因によってずれの発生頻度f2
が変わってくるため。

4 ずれ
「アクションパラメータ」と
「ガイドワード」の組合せに
相当するずれ。
想定できるもの。

3 ガイドワード
「アクションパラメータ」に対
して、ガイドワードの中から、
想定できるもの。

1 作業・操作内容
運転手順書中の一手順。

14 リスクレベルR
「S」(影響度レベル)と
「L」(事象の発生頻度)
の、リスクマトリックス
によるリスクレベル

13 発生頻度レベルL
「F」(事象の発生頻度)を
発生頻度レベルの分類
表から決定する。

12 F
F: 事象の発生頻度
[回/年]
 $f1 \times f2 \times \alpha$

11 α
α: 安全対策を考慮した事象の
低減率
[-]
「現状の対策」に記入した【予
防】と【防護】による低減率。
事象の低減率αに採用する数
値は、予防と防護を組み合わ
せたものであり、チームメン
バー合意のもと設定する。

10 f2
f2: ずれの発生頻度
[回/操作]
ここでは、「作業・操作内容」にある
弁小開操作が「弁開けず」となる確
率

9 f1
f1: 解析対象の年間操作回数
[操作/年]
ここでは、解析対象としたポンプ
切替の操作回数を記入

8 現状の対策
ずれに対して、現状取られている対策を記
入する。なお、【予防】と【防護】の区分けは
以下のとおりである。
【予防】: ずれを発生させないための対策(指
差呼称、開閉表示札等)
【防護】: ずれが発生した後の影響を軽減す
るための対策(検知器、安全弁、インター
ロック、後の手順で確認等)

図 2.4 手順 HAZOP ワークシート 記入方法

手順 HAZOP ワークシート

解析対象	NP-601A→B 切替 (25%安水・運転サグジョン圧力 3.9 MPa・吐出圧 4.1 MPa・渦巻ポンプ)		
関連資料	作業指針 No.617 EFD		
参加者	リーダー:	メンバー:	
ノートNo.	1	ノート概要	NP-601Bスタンバイ化(点検・修理後) 年間操作回数: 1 [操作/年] (f1)

f1: 解析対象の年間操作回数 [操作/年]

f2: ずれの発生頻度 [回/操作]

α: 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]

F: 事象の発生頻度 [回/年]

No.	作業・操作内容	アクションパラメータ	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響度レベル S	現状の対策	f1	f2	α	F	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No.	改善・追加対策	備考	
1	NP-601B ⑤⑥⑦⑧各弁閉止確認	弁閉止確認	なし	確認せず	忘れ	もし、⑥が開いていた場合、液張り時に25%安水が流出し、液張りの可能性(火災爆発の危険性はなし)。	IV	【予防】指差呼称の徹底 【防護】閉閉表示灯の利用 規定保護具(コーグール他)着用の義務化	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4				
2	NP-601B 吸入⑤弁少開にて液張り開始	弁少開	なし	弁開けず	忘れ	ポンプ起動時に空運転となり、そのまま期間放置するとポンプが損傷する(メカシール焼損、インペラ破損等)。	III	【予防】指差呼称の徹底 【防護】閉閉表示灯の利用 現場にて異音確認し、ポンプ即時停止 吐出PIを後工程で確認(作業指針に記載) 吸入弁全開を後工程で確認(作業指針に記載)	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			※ポンプ構構は小規模な損傷であるためSは出さず。	
3	NP-601B 吸入⑤弁全開	弁全開	なし	弁全開にせず	忘れ	ポンプ起動後に、ポンプにキャビテーションが発生し、ポンプ温度が上昇するとともに振動が発生する。その結果、メカシール漏れが起こり、安水が漏れ出す。	III	【予防】指差呼称の徹底 【防護】現場にて異音確認し、ポンプ即時停止 異音・振動・圧力異常を後工程で確認(作業指針に記載) NT-601レベル、LC開度を後工程で確認(作業指針に記載)	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			※アンモニア固定式検知器を現場に設置済み(防災対策)	
4	冷却水元弁⑦弁小開 流れ確認	弁小開	なし	弁小開にせず	忘れ	ポンプ起動し一定時間経過後後に、軸受け温度上昇する。その結果メカシール漏れが起こり、安水が漏れ出す。	III	【予防】指差呼称の徹底 【防護】閉閉表示灯の利用 ポンプ起動前に冷却水流れ確認を後工程で確認(作業指針に記載)	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	3		現状で良好とする	※アンモニア固定式検知器を現場に設置済み(防災対策)	
5	"	"	過大/過剰	弁開けすぎ	勘違い	冷却水量増加となるが影響なし												
6	電気室電源投入	電源投入	なし	電源投入せず	忘れ	テストラン時に運転できないため、切替操作準備不成立。影響なし。	V	【予防】指差呼称の徹底 【防護】禁れ台帳の使用 なし	1/1	1/100	1	1/100	B	4		テストラン時の確認を作業指針へ盛り込み		

図 2.5 手順 HAZOP ワークシート (ポンプ切替) ノード1

手順 HAZOP ワークシート

解析対象	NP-601A-B切替 (B機スタンバイ状態から)	
関連資料	作業指針 No.617 EFD	
参加者	リーダー:	メンバー:
ノートNo.	2	ノード概要 NP-601A-B切替 (B機スタンバイ状態から) [操作/年] (f1)

f1: 解析対象の年間操作回数 [操作/年]

f2: ずれの発生頻度 [回/操作]

α: 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]

F: 事象の発生頻度 [回/年]

No.	作業・操作内容	アクシオンパラメータ	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響度レベル S	現状の対策	f1	f2	α	F	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No	改善・追加対策	備考	
1	CCR連絡後、NP-601Bスタート	CCRへ連絡	なし	連絡せず	忘れ	連絡せずに起動した場合、LIC-605 コントローラ追従確認遅れ。影響なし。												
2	異常・振動・圧力異常の確認	異常・振動・圧力異常の確認する	なし	確認せず	忘れ	異常・振動・圧力異常→ポンプ切替前にテストランで確認している→影響なし											※テストランの手順書必要	
3	B機吐出⑧弁徐々に全開	吐出弁全開	なし	弁開けず	忘れ	B機側吐出弁を開けず「A機側吐出弁を全閉すると、若しレベル上昇、ポンプB機締切運転となる。その後、ポンプケーシング温度上昇し、結果ポンプ小損傷。	III	<p>【予防】指差呼称の徹底 閉閉表示札の利用</p> <p>【防護】LIC-605にて液面上昇を検知し、吐出弁開。液面HIAラームにて液面上昇を検知し、吐出弁開。</p>	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4				
4	"	"	"	"	"	B機側吐出弁を開けず「A機側吐出弁を全閉すると、NT-601循環出来ず、NT-601温度上昇する。その後、アンモニアガスリッパとなり、結果、高濃度のアンモニアガスにより水素分濃度が破壊する。	III	<p>【予防】指差呼称の徹底 閉閉表示札の利用</p> <p>【防護】NT-601 出口にアンモニア検知器(25ppm)設置 TIA-601 塔温度HIAラーム(40℃)有り</p>	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4				※水素分濃度の防護に合う警報運なのか確認を行う
5	"	吐出弁全開	過少/不十分	弁開度不十分	勘違い	B機側吐出弁を全閉せず「A機側吐出弁を全閉すると、塔レベル上昇、ポンプB機締切運転となる。その後、ポンプケーシング温度上昇し、結果ポンプ小損傷。	III	<p>【予防】指差呼称の徹底 閉閉表示札の利用</p> <p>【防護】LIC-605にて液面上昇を検知し、吐出弁開。液面HIAラームにて液面上昇を検知し、吐出弁開。</p>	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4				
6	"	吐出弁全開	(速度が)速い	弁開操作速すぎ	経験不足	B機側吐出弁を一気に全閉すると、NT-601液面変動。若干の運転変動があるが大きな影響なし。												
7	A機吐出④弁徐々に全開	吐出弁全閉	(速度が)速い	弁開操作速すぎ	経験不足	A機側吐出弁を一気に全閉すると、NT-601液面変動。若干の運転変動があるが大きな影響なし。												
8	"	吐出弁全閉	なし	弁開めず	忘れ	A機停止後ポンプが逆回転し、結果ポンプが破壊する。	III	<p>【予防】指差呼称の徹底 閉閉表示札の利用</p> <p>【防護】吐出ラインへチャッキ弁設置済み</p>	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	3				
9	NP-601A ストップ	ポンプ停止	なし	停止させず	忘れ	吐出弁閉のままA機の運転を継続すると、A機閉めきり運転となる。その後、ポンプケーシング温度上昇し、結果ポンプ小損傷。	III	<p>【予防】指差呼称の徹底 閉閉表示札の利用</p> <p>【防護】なし</p>	1/1	1/100	1/1	1/100	B	3	R-N2-1	作業指針へポンプ停止後、吐出圧確認を追加		
10	(A機オフライン時) 吸入①弁及び冷却水③弁閉止、②弁小開にて液抜き	吸入①弁閉止	なし	弁開めず	忘れ	②弁を開けた時に安水プロー止まらず、大きな影響なし。												

図 2.6 手順 HAZOP ワークシート (ポンプ切替) ノード2, 1/2

手順 HAZOP ワークシート

No.	作業・操作内容	アクションパラメータ	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響度レベル S	現状の対策	f1	f2	α	F	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No.	改善・追加対策	備考
11	"	冷却水③弁閉止	なし	弁開めず	忘れ	ポンプ分解時に冷却水止まらず。大きな影響なし。											
12	"	②弁小開	なし	弁開けず	忘れ	ポンプ液封状態のままとなり、その後ポンプ加圧。結果、フランジより配管内安水が少量流出。	IV	【予防】指差呼称の徹底 閉閉表示札の利用 【防護】なし	1/1	1/100	1/1	1/100	B	3			※作業指針へ圧力「0」確認を追加
13	"					ポンプ分解時、安水被液	IV	【予防】指差呼称の徹底 閉閉表示札の利用 【防護】ポンプ分解時に保護具着用の義務化	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
14	"	②弁小開	過大/過剰	弁開けすぎ	経験不足	安水ブロー時、被液の可能性	IV	【予防】指差呼称の徹底 閉閉表示札の利用 【防護】保護具着用の義務化	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
15	電気室 電源遮断	電気室電源遮断	なし	電源遮断せず	忘れ	点検時スタンドSWIに触れた場合、起動する可能性あり。残まれ巻き込まれ(感電)災害。	III	【予防】指差呼称の徹底 電源断ダブルチェックの実施 【防護】工事許可書にて電源断の再確認実施(検電実施)	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	3			

図 2.6 手順 HAZOP ワークシート (ポンプ切替) ノード2, 2/2

～～検討ミーティング進行例～～

ノード 2、No.3

手順「B 機吐出⑧弁徐々に全開」

検討結果

No.	作業・操作内容	アクションパラメータ	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響度レベル S
3	B 機吐出⑧弁徐々に全開	吐出弁 全開	なし	弁開けず	忘れ	B 機側吐出弁を開けずに A 機側吐出弁を全開すると、塔レベル上昇、ポンプ B 機閉めきり運転となる。その後、ポンプケーシング温度上昇し、結果ポンプ小損傷。	III

現状の対策	f1	f2	α	F	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No	改善・追加対策	備考
【予防】 指差呼称の徹底 開閉表示札の利用 【防護】 LIC-605 にて液面上昇を検知し、吐出弁開。 液面 Hi アラームにて液面上昇を検知し、吐出弁開。	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			

(ガイドワード「なし」の結果)

上の結果に至るまでの会議録

発言者	発言
リーダー	それでは、「B 機吐出⑧弁徐々に全開」について検討します。
リーダー	「吐出弁 全開」がアクションパラメータとすると、ガイドワード「なし」での、弁を開けなかったというずれがまずあるかと思います。
運転	全開にしなかったというのも考えられます。ガイドワードは「過少 / 不十分」でしょうか。
書記	操作が速すぎるというのもあります。
リーダー	その場合、ガイドワードは「(速度が) 早い」が該当します。その他、想定され、検討すべきガイドワードとずれはありますか。
リーダー	では、ずれの原因を考えます。
機械 A	弁を「開けない」は、忘れが原因。開けるべきことは分かっているが、「弁開度不十分」のは勘違い、「開ける速度が速い」のは、経験不足からくるものではないでしょうか。
運転	そのとおりでいいと思います。
リーダー	では、「ずれの原因」は、今のおりとしましょう。
リーダー	次に、「影響・結果」を考えます。まず、「弁開けず」の影響・結果について。
機械 A	ポンプについては、A 機、B 機両方が動いている状態なので、次の手順で A 機の吐出弁を閉めた場合、流れがなくなるため、ポンプの温度が上昇していくこととなります。
機械 B	一番先に影響が出て来るのはどこだろうか。
機械 A	ポンプのケーシングの温度上昇だと思います。
リーダー	他にはありますか。

コンサルタント	プロセスへの影響として、塔の影響が考えられるのではないのでしょうか。タワー内の液面上昇の速度はどれくらいになりますか。
プロセス設計	払い出しが $xx [m^3/h]$ 、塔の内容積が $yy [m^3]$ です。 塔のパージガス入口に到達するまでには z 時間かかります。 LIC での液面の監視の他、液面アラームがついています。
コンサルタント	塔に入るパージガスが液面にディップすることは逆流等の問題となりえますか。
運転	圧力差が大きいため、問題ありません。
リーダー	ではまず、ポンプケーシングの温度上昇について影響を考えていきましょう。そのままの状態時間が経過するとどうなりますか。
機械 A	そのまま放置されたとすると、ポンプ破損に至ります。影響度レベルで考えると、小損傷が妥当だと思います。
リーダー	では、他に意見がなければ、影響度は III にしましょう。
リーダー	続いて、現状の対策について考えます。まず、【予防】から考えます。
コンサルタント	運転手順書に書かれている、「弁を徐々に全開」することを忘れることを防ぐという観点でどのようなものがありますか。
運転	この箇所に限った事ではありませんが、弁の操作をする場合には指差呼称の実施と開閉表示札を使用しています。
リーダー	それでは、【予防】はそのとおりとしましょう。【防護】についてはどうでしょうか。
コンサルタント	「弁を徐々に全開」することを忘れたまま、操作が進んだ場合に、「影響・結果」で考えたポンプ破損に至らないような対策について考えます。
電気計装 A	先ほど、塔 NT-601 の液面上昇の話がありましたが、計器室で、NT-601 の LIC で液レベルを見る事ができるので、塔のレベル上昇により気付くことができるのでは。
電気計装 B	液面 Hi アラームも設置しています。
リーダー	では、LIC と液面 Hi アラームを防護としましょう。
リーダー	発生頻度の見積りですが、本件の解析の前提条件として、ポンプ切替操作を 1 年に 1 回としたので f_1 は 1 [回 / 年]、バルブの操作ミスは 1 / 100 としたので f_2 は 1 / 100 [回 / 操作] です。 安全対策として、LIC の液レベル監視に加えて液面アラームを設置していますので、 α は 1 / 100 でどうでしょうか。特に運転面での意見があればお願いします。
運転	その程度でよいかと思えます。
リーダー	それでは、事象の発生頻度は 1 / 10000 [回 / 年] となり、発生頻度レベルは D となりました。 影響度レベル III と発生頻度レベル D なので、リスクマトリックスによりリスクレベルは 4 として、記録したいと思えます。

2.4 スタートアップ操作のリスクアセスメント

2.4.1 検討対象プロセス概要 (メタネータ)

アンモニア合成前の原料ガスから、わずかに残留している CO、CO₂ をメタン化することにより取り除く装置がメタネータ (R-305) である。当該箇所をスタートアップする際には、それまでバイパスラインを通していたガスを、一連の昇温、昇圧操作を経てメタネータへ通すように切り替えていくこととなる。運転手順書は 図 2.7 に示すとおりである。

なお、これらのプロセス、運転手順書等は 1. はじめに で述べたとおりモデルプラントのものである、そのモデルとなるアンモニアプラント全体の概要は 付録 1 に添付した。

作業指針		R-305		作成	決定	承認
No. 309		昇温・ON LINE		XX	XX	XX
制定	昭和XX年 XX月XX日	改訂	平成XX年 XX月XX日	XX	XX	XX
改訂	平成XX年 XX月XX日	XX	XX	XX	XX	XX

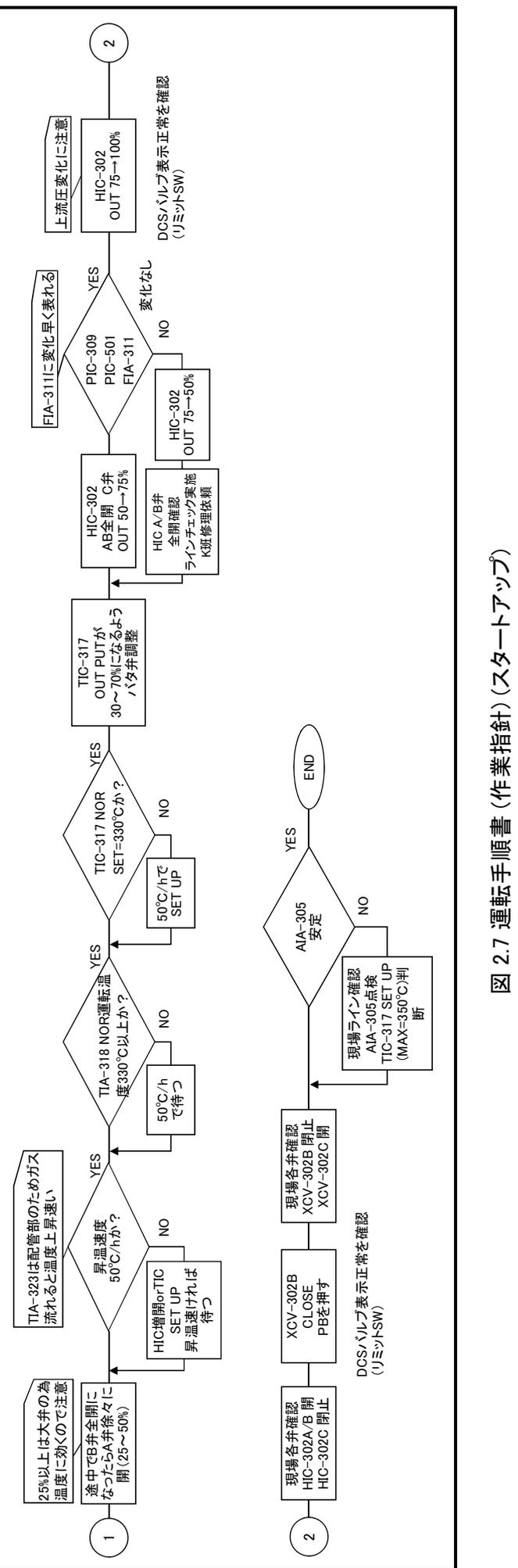
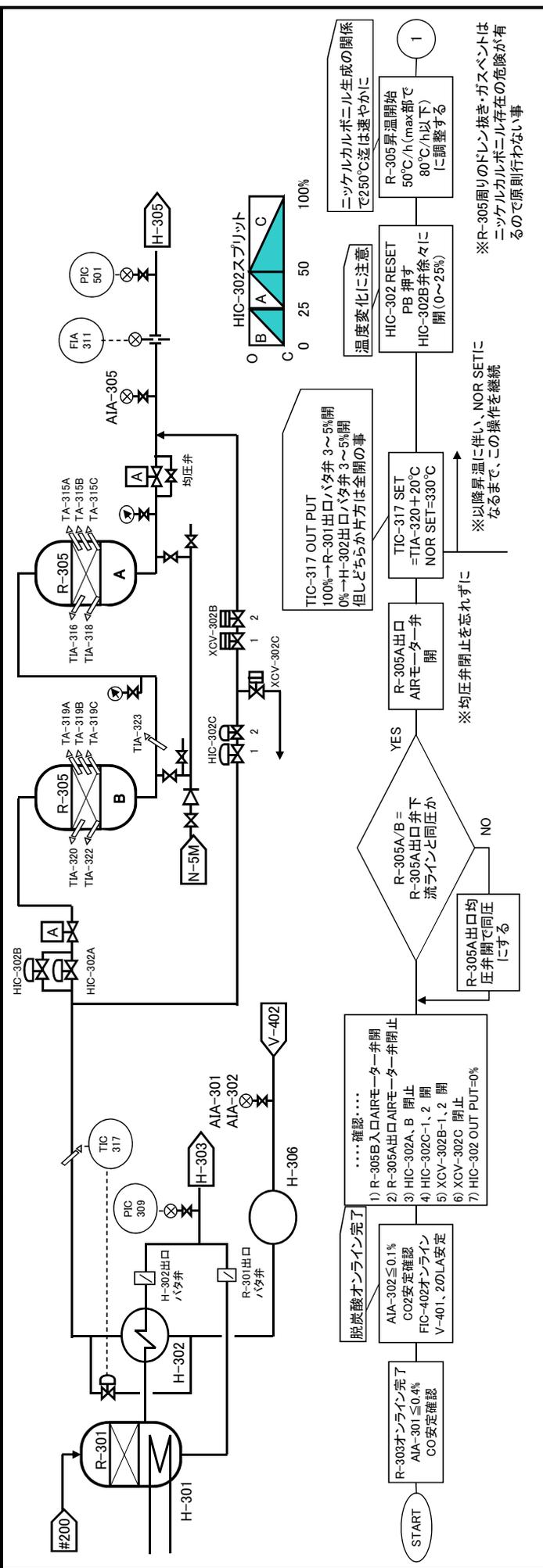


図 2.7 運転手順書 (作業指針) (スタートアップ)

2.4.2 実施事例 (スタートアップ)

初めに、リーダーより検討箇所の概要および作業指針による作業の流れについて説明があった。

運転手順書 (作業指針) 上の操作は一連のものであるため、ノード分割せず一つのワークシートで検討することとした。

年間のメタネータ昇温・ON LINE 化 (スタートアップ) の頻度は、これまでのスタートアップ操作の履歴等から 1/1 [回 / 年] とした (f_1)。

手順のミスは、当該プラント運転員の熟練度等を考慮し、「確認忘れ」「操作忘れ」については 1/100 と設定した。

安全対策を考慮した事象の低減率 α は、一つの安全対策で 1/10 を基本としたが、安全対策の個数だけではなく、個々の対策による効果や予防、防護の多重性等を考慮し、各々のケースについてチームメンバー合意の元、総合的に判断した。

その他、検討にあたって前提とする条件を確認した。

- ・影響、結果の検討は安全対策のないものとして考える。
- ・検討中の操作、アクション以前の操作、アクションは全て正常に行われているものとする。そのため、同じ運転手順書上での、既に行われたアクションや確認に対する再確認項目については、検討を省略する。1 回目のアクション、確認の検討時に、再確認項目については「現状の対策」中の「防護」として考慮するため。
- ・検討中のアクションに対して、確認をすることを「防護」とする場合、その確認がアクションの直後ではなく、何か別のアクション等を挟んだ後に行われた場合を防護とする。アクションと確認が一連の流れとなっているものでは、防護策といえない場合があるため。(例えば、ポンプを停止するというアクションに対し、その場で停止を確認することを防護とするのではなく、その後に吐出圧を圧力計で確認することを防護とする。)
- ・ずれは二重では発生しないものとし、ずれを検討した操作、アクション以降の運転手順書上の操作、アクションは正常に行われる (多重故障・多重誤操作 (double failure) は考えない) ものとする。
- ・弁の故障により弁が開閉動作しない原因は「弁故障」に留めておき、根本原因の想定 (弁固着などの原因究明) は本検討では行わない。

なお、検討にあたり資料として既に示した運転手順書 (作業指針) の他、P&ID や取扱物質データを用意しているが、掲載を割愛する。

検討結果のワークシートを図2.8に示す。

手順 HAZOP ワークシート

解析対象	R-305昇温-ON LINE		
関連資料	作業指針No.309 EFD		
参加者	リーダー:	書記:	メンバー:
ノートNo.	1	ノート概要	R-305 昇温 年間操作回数: 1 [操作/年] (f1)

f1: 解析対象の年間操作回数 [操作/年]

f2: ずれの発生頻度 [回/操作]

α: 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]

F: 事象の発生頻度 [回/年]

No.	作業・操作内容	アクションパラメータ	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響度レベル S	現状の対策	f1	f2	α	F	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No.	改善・追加対策	備考
1	R-303 オンライン完了 AIA-301 ≤ 0.4% CO安定確認	CO安定確認	なし	確認せず	忘れ	もし、AIA-301 > 0.4% であれば、メタネーター (R-305) の温度が上昇する。CO2濃度異常高になると、リアクター設計温度 (500°C) 以上となり破損の可能性。	II	<p>【予防】 指差呼称の徹底</p> <p>【防護】 運転員によるDCS温度監視 TI-316.3.18.320.322 HI-ANN TA-319A/B/C.315A/B/C HH(200.3~450°C) でリアクターハイパスSEQ作動</p>	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	3			※安全システム多重化されているため、追加対策必要無しと判断する
2	AIA-302 ≤ 0.1% CO2安定確認。 特にFIC-402オンライン V-401LA安定確認	GVオンライン完了確認	なし	確認せず	忘れ	もし、AIA-302 > 0.1% であれば、メタネーターの温度が上昇する。CO2濃度異常高になると、リアクター設計温度 (500°C) 以上となり破損の可能性。	II	<p>【予防】 指差呼称の徹底</p> <p>【防護】 運転員によるDCS温度監視 TI-316.3.18.320.322 HI-ANN TA-319A/B/C.315A/B/C HH(200.3~450°C) でリアクターハイパスSEQ作動</p>	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	3			※安全システム多重化されているため、追加対策必要無しと判断する
3	R-305B入口Airモーター弁閉 R-305A出口Airモーター弁閉 HIC-302A/B閉 HIC-302C-1.2閉 HIC-302B-1.2閉 HIC-302 アフトフット < 0%	確認	なし	確認せず	忘れ	HIC-302A/B閉だった場合→R-305B出口Airモーター弁を開放した際にR-305へ急激にFeedガスが流れ込み温度上昇(設計温度を超えるまでは至らず)	V	<p>【予防】 指差呼称の徹底</p> <p>【防護】 運転員によるDCS温度監視</p>	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
4	R-305A/B=R-305A出口弁 下流ラインと同圧確認 (R-305出口Airモーター弁均圧弁 「開」で確認 5MPa/H)	確認	なし	均圧弁開けず	忘れ	R-305B出口Airモーター弁を開放した際にR-305へ急激にFeedガスが流れ込み温度上昇(設計温度を超えるまでは至らず)	V	<p>【予防】 指差呼称の徹底</p> <p>【防護】 運転員によるDCS温度監視</p>	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
5	R-305A出口Airモーター弁閉	モーター弁開	なし	開操作せず	忘れ	Feedガスが流れず、スタートアップ操作遅れとなる。	V	<p>【予防】 指差呼称の徹底</p> <p>【防護】 リアクター温度上昇せず →運転監視で検知可能 モーター弁開操作(現場)</p>	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
6	"	モーター弁開	なし	弁開かず	弁故障	Feedガスが流れないため、スタートアップ操作不可(弁故障のため、長時間S/U不可)。	III	<p>【予防】 全系リサイクル時にモーター弁の健全性を確認</p> <p>【防護】 リアクター温度上昇せず →運転監視で検知可能</p>	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	3			※追加対策必要無しと判断する
7	TIC-317セット TIA-320 +20°C NORMAL 330°C TIC-317アフトフット ≥ 100% → R-301出口バタ弁3~5% 開 ≥ 0% → H-302出口バタ弁3~5%開 ※但しどちらかのバタ弁全開である事	温度設定	過大/過剰	高めに温度設定	動揺い	R-305へのFeedガス温度が高くなり、リアクター温度がその分上昇するが、異常反応には繋がらない。	V	<p>【予防】 作業指針の事前確認</p> <p>【防護】 運転監視で検知可能</p>	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			

図 2.8 手順 HAZOP ワークシート(スタートアップ) 1/3

手順 HAZOP ワークシート

No.	作業・操作内容	アクション パラメータ	ガイドワード	ずれ	ずれの 原因	影響・結果	影響度 レベル S	現状の対策	f1	f2	α	F	発生 頻度 レベル L	リスク レベル R	Rec. No	改善・追加対策	備考
8	TIC-317セット TIA-320 +20°C NORMAL 330°C TIC-317アウトブット 開 100%→R-301出口バタ弁3~5%開 閉 0%→H-302出口バタ弁3~5%開 ※但しどちらかのバタ弁全開である事	温度設定	過少/不 十分	低めに 温度設定	勘違い	R-305へのFeedガス温度が低くなり、リアクター 温度が低下(反応が進まない)。	V	【予防】 作業指針の事前確認 【防護】 運転監視で検知可能	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
9	HIC-302 リセットPB押す HIC-302B弁 徐々に開(0~25%)	弁開	(速度が) 速い	操作が早い	経験不足	R-305 温度の上昇が早くなり、熱膨張が発生 するが各部壊れは考えられず。大きな問題な し。	V	【予防】 作業指針の事前確認 【防護】 運転員によるDCS温度監視 温度変化率ANNで検知可能(?) ※要確認	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
10	”	弁開	なし	B弁開かず	弁故障	B弁開かずともA弁が開けばスタート可能。大き な影響なし。	V	【予防】 SEOチェック・開度チェックの実施(1回/年) 【防護】 運転員によるDCS温度監視	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
11	HIC-302 調整 各部昇温50°C/H MAX80°C/H	温度調整	(速度が) 速い	昇温速度が速い	経験不足	R-305 温度の上昇が早くなり、熱膨張が発生 するが各部壊れは考えられず。大きな問題な し。	V	【予防】 作業指針の事前確認 【防護】 運転員によるDCS温度監視	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
12	HIC-302A弁 徐々に開(25~50%)	弁開	なし	A弁開かず	弁故障	A弁開かず→B弁のみでは昇温速度遅い→ス タートできず(弁故障のため、長期間S/U不可)	III	【予防】 SEOチェック・開度チェックの実施(1回/年) 【防護】 運転員によるDCS温度監視	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	3			※追加対策必要 無しと判断する
14	TIA-318 運転温度が330°C以上確認	確認	なし	確認せず	忘れ	もし、温度330°C以下であるならばメタネーション しない、その結果、残CO・CO2下からず、その 後の工程進まず。	V	【予防】 作業指針の事前確認 【防護】 運転員によるDCS温度監視	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
15	TIC-317 SET=330°C確認	セット	過少/不 十分	330°C以下に セット	勘違い	SET 330°C以下であるも、メタネーションしない。 その結果、残CO・CO2下からず、その後の工 程進まず。	V	【予防】 作業指針の事前確認 【防護】 運転員によるDCS温度監視	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
16	”	セット	過大/過 剰	330°C以上に セット	勘違い	SET 330°C以上であっても、最高でもR-301出 口温度(約380°C)逆し上がりからず。設計温度を 超えることはない。	V	【予防】 作業指針の事前確認 【防護】 運転員によるDCS温度監視	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
17	TIC-317 SET 運転温度 TICのOUTが30~70%になるようバ タ弁調整	バタ弁 調整	なし	バタ弁 調整せず	忘れ	ガス増量段階でTIC-317の温度が上昇し、TIC- 317 OUT全開となる。その結果、R-305入口温 度上昇するが、最高でもR-301と同温までしか 上昇しない(設計温度を超えることはない)。	V	【予防】 ラインアップ時点で確認 【防護】 運転員によるDCS温度監視 TIC-317 OUT HA、LAアラームあり	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			

図 2.8 手順 HAZOP ワークシート(スタートアップ) 2/3

手順 HAZOP ワークシート

No.	作業・操作内容	アクション パラメータ	ガイドワード	ずれ	ずれの 原因	影響・結果	影響度 レベル S	現状の対策	f1	f2	α	F	発生 頻度 レベル L	リスク レベル R	Rec. No	改善・追加対策	備考
18	"	バタ弁 調整	なし	バタ弁 調整できず	弁故障	ガス増量段階でTIC-317の温度が上昇し、TIC-317 OUT全開となる。その結果、R-305入口温度上昇するが、最高でもR-301と同温までしか上昇しない(設計温度を超えることはない)。	V	【予防】 作業指針の事前確認 【防護】 運転員によるDCS温度監視 TIC-317 OUT HA、LAアラームあり	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			
19	HIC-302 AB全開→ C1弁 OUT50→75%	AB弁全開 C1弁開動作	なし	C1弁動かず	C1弁故障	OUT 100%出力となったとき、C2弁が一気に全開となり、リアクターバイパス側の流れがリアクターへ流れ込む。下流熱交H-305熱負荷増となりSTM発生量増えるが大きな問題なし。	V	【予防】 SEOチェック・開度チェックの実施(1回/年) 【防護】 弁状態ランプリリカセせず 点灯のまま 運転員によるDCS監視	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
20	PIC-309 PIC-501 FIA-311 監視→変化無い場合 HIC-302 OUT 75→100%	AB弁全開 C1弁全開 動作	なし	C1弁 全閉にならず	C1弁噛み 込み	OUT 100%出力にて、C2弁が全開となるので大きな問題なし。	V	【予防】 SEOチェック・開度チェックの実施(1回/年) 【防護】 現場で弁閉状態を確認する手順となっている C1,C2ダブル弁とし内洩れ防止対策をしている	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			
21	"	AB弁全開 C2弁全開 動作	なし	C2弁動かず	C2弁故障	OUT 100%出力にて、C1弁が全開となるので(縁切りされる)大きな問題なし	V	【予防】 SEOチェック・開度チェックの実施(1回/年) 【防護】 現場で弁閉状態を確認する手順となっている C1,C2ダブル弁とし内洩れ防止対策をしている	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			
23	XCV-302B CLOSE PBを押す	B1(B2)弁 閉動作	なし	B1(B2) 弁動かず	B1(B2) 弁 故障	B1(B2) 弁閉止せずともB2(B1)弁が閉止するた め大きな問題なし	V	【予防】 SEOチェック・開度チェックの実施(1回/年) 【防護】 B1,B2ダブル弁としている	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			
24	"	XCV-302C 弁開動作	なし	C弁動かず	C弁故障	開かなくとも上流2つ(HIC-302C1,C2)下流2つ (XCV-302B1,B2)弁が開まっているので大きな 問題なし	V	【予防】 SEOチェック・開度チェックの実施(1回/年) 【防護】 XCV-302C閉リミットSW(ランプ)で検出可 HIC-302C1,C2 XCV-302B1,B2ダブル弁と している	1/1	1/100	1/100	1/10000	D	4			

図 2.8 手順 HAZOP ワークシート(スタートアップ) 3/3

2.5 まとめ

手順 HAZOP およびリスクマトリックスを使用した、ポンプ切替及びスタートアップ操作のリスクアセスメントを実施した。

運転手順書に基づく各々の検討終了時には、再度全体を見直して新たな気づき事項はないか、検討の初めと終わりでアプローチの仕方に差がでていないかなどを確認し、ミーティングを終了した。これらの結果、「改善・追加対策」となった事項は、リスクアセスメントの次の段階であるリスク対応の段階に移し、引き続き対応していく。

今回の検討では、操作、アクションのずれは多重には発生しないことを前提に実施したが、この検討結果をもとに、必要に応じて、多重のずれが発生した場合のリスクアセスメントを実施することもできる。

リスクアセスメントの結果、運転手順書への追記事項や、技術的確認事項など、安全面での気づき事項が出た。また、製造部、工務部、生産技術部、環境安全部の各担当者が、各専門分野の知見を活かし、シナリオ解析を行うことにより、互いにリスク及び各種情報の共有をすることができた。

これらの情報を、各担当者が各部門に持ち帰り部内で情報を共有し、プラント関係者全員がリスクを共有し、教育等に活用していくことが重要である。

3. ESD HAZOP およびリスクマトリックスによる検討

ESD (緊急シャットダウン) HAZOP は、緊急シャットダウンシーケンスに基づいて行われる遮断弁などの自動開閉作動の失敗、運転員の操作エラーなどを想定し、それがどのような事象に進展するかを解析し、その解析を通して、リスク低減のために必要な機器の信頼性向上と改善を検討する手法である。

ここでは、アンモニア製造のモデルプラントにおける、ある一区間に対して緊急シャットダウンを実施したときの、ESD HAZOP を使用したリスク解析およびリスクマトリックスを用いたリスク評価を行う。

3.1. 事前準備

1) 準備資料

検討にあたり、事前に準備した資料を 表 3.1 に示す。

表 3.1 準備した資料

資料	備考
PFD (Process Flow Diagram)	プラントの全体像や流れを示した図
P & ID (Piping and Instrumentation Diagram)	検討対象箇所の配管、機器、計器情報を示した図
ESD シーケンスロジック	ESD 作動時における、各機器に対する信号の流れを示したもの
シャットダウンアクション一覧	ESD 作動時の、各機器の開閉動作等アクション一覧を示したもの
検討箇所概略図	検討対象箇所の ESD アクションを示した図
取扱物質データ	爆発範囲などの情報

2) 備品

チームにより検討を実施するにあたり、ミーティングルームに準備した備品を 表 3.2 に示す。

表 3.2 準備した備品

備品	備考
PC	ESD HAZOP による解析や評価の結果は、その場で PC を使用してワークシートに記入する。また、検討中に事前に準備していなかった情報が必要となることもあるため、PC は社内 LAN 環境に接続し、各種情報を参照できるようにしておくことよい。
液晶プロジェクタ及びスクリーン	PC の画面は参加した検討メンバー全員で確認できるよう、液晶プロジェクタによりスクリーンに投影する。
ホワイトボード	あるメンバーが他のメンバーに対して説明する場合に、手書きの図とともに説明したほうがわかりやすい場合がある。

3) 検討メンバー

メンバーは各部門での専門性を持った担当者が揃うようにする。

今回の事例ではプロセスプラントに対するリスクアセスメントの経験が比較的浅いことを想定し、コンサルタントによるアドバイスを受けながら検討を行うこととする。本事例の検討メンバーを 表

3.3 に示す。

表 3.3 検討メンバー

	役割	所属、部署等
1	コンサルタント	プロセス安全、非定常リスクアセスメント専門家
2	リーダー	製造部
3	書記	製造部
4	運転	製造部
5	機械 A	工務部
6	機械 B	工務部
7	電気計装 A	工務部
8	電気計装 B	工務部
9	プロセス設計	生産技術部
10	環境安全 A	環境安全部
11	環境安全 B	環境安全部

3.2. 検討の方法

1) ESD HAZOP の適用

用意した資料に基づき、ESD が作動する要因をまず決定し、その要因により ESD が作動した場合に、バルブ開閉などの動作すべきアクションのうち一つが動作しないことを想定していく。本ガイドライン本文中の 5.4 に記載した、ESD HAZOP の基本手順を 図 3.1 に示す。

また、今回使用する ESD HAZOP ワークシートを 図 3.2 に、各項目の記入内容を 表 3.4 に示す。なお、図、表中の (13) および (15) ~ (20) は一般的に HAZOP で検討対象とするものではないが、今回リスクマトリックスを用いたリスク評価も併せて実施することとするため、ワークシートに盛り込んでいる。

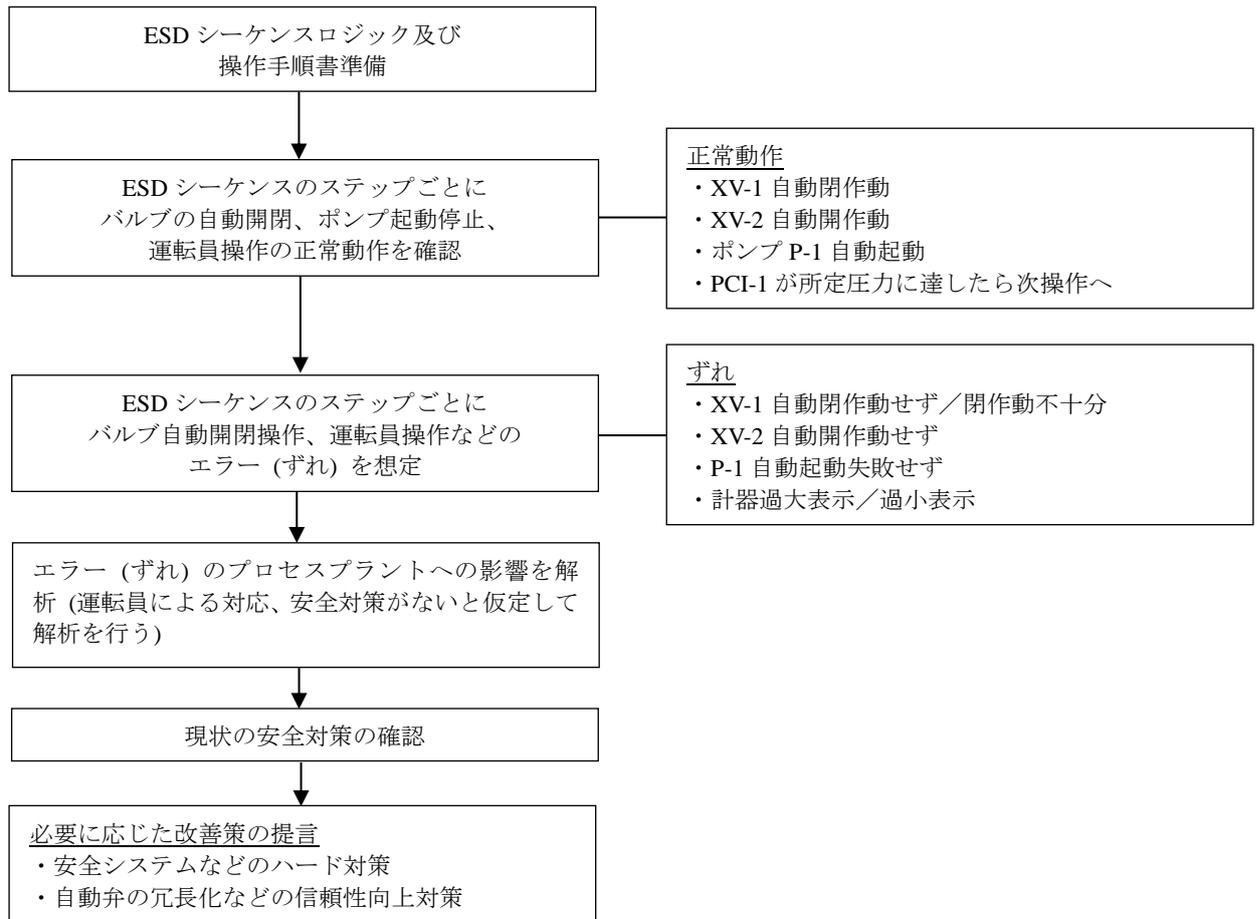


図 3.1 緊急シャットダウン (ESD) HAZOP の基本手順

(1) 分析対象装置	アンモニア合成 CO2 吸収塔及びメタネーターセクション		
(2) 想定する緊急事態 (ESDトリガー事象)	P-401 停止 (P-402 停止)	発生頻度	1 [回/年] (f)
(3) 参加者	リーダー: ●● 書記: ▲▲ メンバー: ○○、◎◎、		
(4) ノード No.	1	(5) 緊急事態に対する対処	LC-412 遮断 / P-402(P-401) 停止 / 放散塔再生スチーム停止 / CO2 放散 / メタネーターバイパス

(6) No.	(7) 作動機器・緊急操作	(8) 正常動作・操作	(9) ガイドワード	(10) ずれ	(11) ずれの原因	(12) 影響・結果	(13) 影響度レベル S	(14) 現状の対策	(15) f	(16) P _I	(17) β	(18) F _e	(19) 発生頻度レベル L	(20) リスクレベル R	(21) Rec. No.	(22) 改善・追加対策	(23) 備考
1	FIC-404	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	T-401 から T-402 へ液が逆流する可能性があるがポンプ吐出モーター弁が SEQ により閉止する。	V	【予防】 ・FIC-404 作動確認 (1 回/年 SEQ チェック) ・FIC-404 作動確認 (運転時確認) 【防護】 ・P-401 吐出逆止弁	1/1	1/10	1/10	1/100	B	4			

図 3.2 ESD HAZOP ワークシート (リスク算定含む)

表 3.4 ESD HAZOP ワークシートの項目

項目	記入内容
(1) 分析対象装置	検討対象とする装置の範囲を記入する。
(2) 想定する緊急事態 (ESD トリガー事象)	ESD が作動する要因を記入する。
(3) 参加者	検討参加メンバーを記入する。
(4) ノード No.	(2) の想定する緊急事態ごとにノード No. をつける。
(5) 緊急事態に対する対処	ESD による主要動作を記入する。
(6) No.	検討する順に番号を振る。
(7) 作動機器・緊急操作	ESD により作動する機器、運転員が操作する機器を記入する
(8) 正常動作・操作	バルブの開閉や動機器の停止など、ESD による正常アクションを記入する。
(9) ガイドワード	(8) の動作・操作のずれ (正常に実行されないこと) を想定するためのガイドワードを記入する。 以下のガイドワードを用意した。 <ul style="list-style-type: none"> ・なし ・過少 / 不十分 ・過大 / 過剰 ・逆 ・その他 / 別 ・(時間が) 長い ・(時間が) 短い ・(タイミングが) 早い ・(タイミングが) 遅い ・(速度が) 速い ・(速度が) 遅い
(10) ずれ	ガイドワードにより導かれた、正常動作からのずれの内容を記入する。
(11) ずれの原因	(10) のずれが発生した原因を記入する。
(12) 影響・結果	(8) の動作、操作が正常に行われず、(10) のずれが生じた場合の、影響及び結果を記入する。この影響及び結果は、ずれが発生した直後のもののみならず、その後の作業がそのまま進み、後々露呈する影響及び結果も想定して記入する。 なお、この影響及び結果を想定する場合には、ESD により作動する機器やそこに定められた運転操作を除き、安全対策は無いまたは機能せず、エラーが放置されて進むものとし、どのような潜在危険が存在するかを明らかにする。
(13) S 影響度レベル	影響度を示すものであり、詳細は 表 3.5 を参照のこと。
(14) 現状の対策	ずれに対して、現状取られている対策を記入する。なお、【予防】と【防護】の区分けは以下のとおりである。 【予防】：ずれを発生させないための対策 (動作チェック 等) 【防護】：ずれが発生した後の対策 (検知器、安全装置 等)
(15) f 想定する緊急事態の発生頻度 [回/年] (16) P_f 作動要求時の機器・操作の失敗確率 [-] (17) β 安全対策の失敗確率 [-] (18) F_c 事象の発生頻度 [回/年] (19) L 発生頻度レベル (20) リスクレベル	2) リスクマトリックスを用いたリスク算定及びリスク評価 で説明する。
(21) Rec.No. (22) 改善・追加対策	リスク評価の結果、改善が必要である場合に、HAZOP ミーティング中に提案された改善・追加対策を (22) に記入する。(21) は後の管理のための番号 (Recommendation Number) を記入する。
(23) 備考	数値を導いた根拠やメモ、ミーティング中には確認できず終了後に確認する事項等を記入する。

2) リスクマトリックスを用いたリスク算定及びリスク評価

a) 影響度レベル S

「死傷」、「設備損傷または運転停止」、「生産損失」の3つの観点から、今回のアンモニアプラントの検討では表3.5のとおり分類した。なお、検討した影響・結果が各々の観点でレベルが異なる場合には、そのうち最も高い影響度レベルと分類する。

表 3.5 影響度レベル S

影響度 レベル S	死傷	設備損傷または運転停止	生産損失
I	死亡	火災・爆発による二次損傷	長期 (1 か月以上)
II	休業災害	機器破裂・損傷 (大規模損傷)	中期 (1 週間～1 か月)
III	不休災害	運転停止、要再起動 (小規模損傷)	短期 (数日～数週間)
IV	微小災害	一部運転停止 (他は待機運転)	一時 (数日以内)、製品品質低下
V	怪我なし	運転変動 (停止不要)	生産損失無し

b) 発生頻度レベル L

事象の発生頻度 F_e を以下の式から数値化し、今回のアンモニアプラントの検討では表3.6のとおり分類した。

$$F_e = f \times P_f \times \beta$$

F_e : 事象の発生頻度 [回 / 年]

f : 想定する緊急事態の発生頻度 [回 / 年]

P_f : 作動要求時の機器・操作の失敗確率 [-]

β : 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]

表 3.6 発生頻度レベル L

発生頻度 レベル L	発生頻度	
	F_e	概要
A	$1 \times 10^{-1} \leq F_e$ [回 / 年]	十分起こりえる。 10 年に 1 回以上発生
B	$1 \times 10^{-2} \leq F_e < 1 \times 10^{-1}$ [回 / 年]	起こりえる。 100 年に 1 回 ~ 10 年に 1 回発生
C	$1 \times 10^{-3} \leq F_e < 1 \times 10^{-2}$ [回 / 年]	あまり起こりえない。 1000 年に 1 回 ~ 100 年に 1 回発生
D	$F_e < 1 \times 10^{-3}$ [回 / 年]	殆ど起こりえない 1000 年に 1 回未満発生

f : 想定する緊急事態の発生頻度 [回 / 年]

ESD HAZOP ワークシート上の「(2) 想定する緊急事態 (ESD トリガー事象)」に記入した、検討において前提とする ESD 作動要因となる事象の発生頻度を設定する。

過去の経験や実際に運転に携わる担当者へのヒアリング等から、チームメンバー合意のもと設定

する。

P_f : 作動要求時の機器・操作の失敗確率 [-]

ESD が作動した際に、本来動作すべき一機器、一操作アクションが正常に実行されず、失敗する確率を設定する。(100 回の作動要求に対して 1 回失敗する可能性があれば、1 / 100 (0.01) となる)

β : 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]

安全対策は、ESD HAZOP ワークシート上で「現状の対策」としたものであり、以下の二つの視点で考察する。

予防：ずれを発生させないための対策

防護：ずれが発生した後の対策 (安全弁、逆止弁 等)

事象の低減率 β に採用する数値は、予防と防護を組み合わせたものであり、定量的な数値を算出することは難しいことが多いが、チームメンバー合意のもと設定する。

E_c : 事象の発生頻度 [回 / 年]

以上 f 、 P_f 、 β を乗じたものが次元 [回 / 年] として算出される。

定常状態を想定する HAZOP においてもこの次元を採用することが多いため、次元を合わせることにより定常、非定常を同じ指標で評価することができる。

c) リスク評価 (リスクレベル) R

影響度分類 S と、発生頻度分類 L をもとに 表 3.7 のリスクマトリックスからリスクレベル R を決定する。各リスクレベルでのリスク低減対策は 表 3.8 のとおりとする。

表 3.7 リスクマトリックス (リスクレベル R)

		発生頻度 (L) (←高 低→)			
		A	B	C	D
影響度 (S) (←低 高→)	I	1	1	2	3
	II	1	2	3	3
	III	2	3	3	4
	IV	3	3	4	4
	V	4	4	4	4

表 3.8 リスクレベルとその低減策

リスクレベル R	評価	リスク低減対策
1	許容不可	技術面及び管理面からの本質的なリスク低減策が必要
2	望ましくない	技術面または管理面からの改善や追加対策が必要
3	管理することにより許容可能	必要に応じて技術面または管理面からの改善や対策が望ましい
4	許容可能	更なる対策は不要

d) 検討にあたっての前提条件、留意事項

本事例において、これらのツールをつかって検討していく際の前提条件、留意事項を以下に示す。

- ・ ESD が作動する要因 ((2) 想定する緊急事態) の違いにより、ESD により作動する機器や操作にエラーがあったときの影響が変わってくる可能性があるため、要因を設定している。
- ・ 影響、結果の検討は安全対策のないものとして考える。
- ・ ただし、ESD により作動する機器、操作は、ずれを検討中の機器、操作を除き、全て正常に動作、操作されるものとする (多重故障・多重誤操作 (double failure) は考えない)。これらは、「現状の対策」中の「防護」には含めない。
- ・ シーケンス内容そのものの不具合解析は行わない。
- ・ バルブの故障によりバルブが開閉動作しない原因は「作動不良」に留めておき、根本原因の想定 (弁固着などの原因究明) は本検討では行わない。

3.3. 検討対象プロセス概要

本件で検討する ESD が作動する範囲は、図 3.3 の検討箇所概略図に示すとおりである。CO₂ 除去をする T-401、402 や残留する CO や CO₂ をメタン化する R-305 (メタネータ) 周りにシャットダウンがかかるものである。T-401 と T-402 の間は液が循環しており、T-401 でガスから CO₂ を吸収し、T-402 で液から CO₂ を取り除いている。

また、アンモニアプラント全体の概要は 付録 1 に添付した。

ESD のシャットダウンアクション一覧を 図 3.4 に示す。これは、シャットダウン要因となるものと、各々の要因によって、各機器がどのように動作するかを示したものである。

なお、これらのプロセス、運転手順書は 1. はじめに で述べたとおりモデルプラントのものであり、かつ、一部安全装置を省いたものを題材としている。 そのモデルとなるアンモニアプラント全体の概要は 付録 1 に添付した。

【#300、#400 SD SEQ】

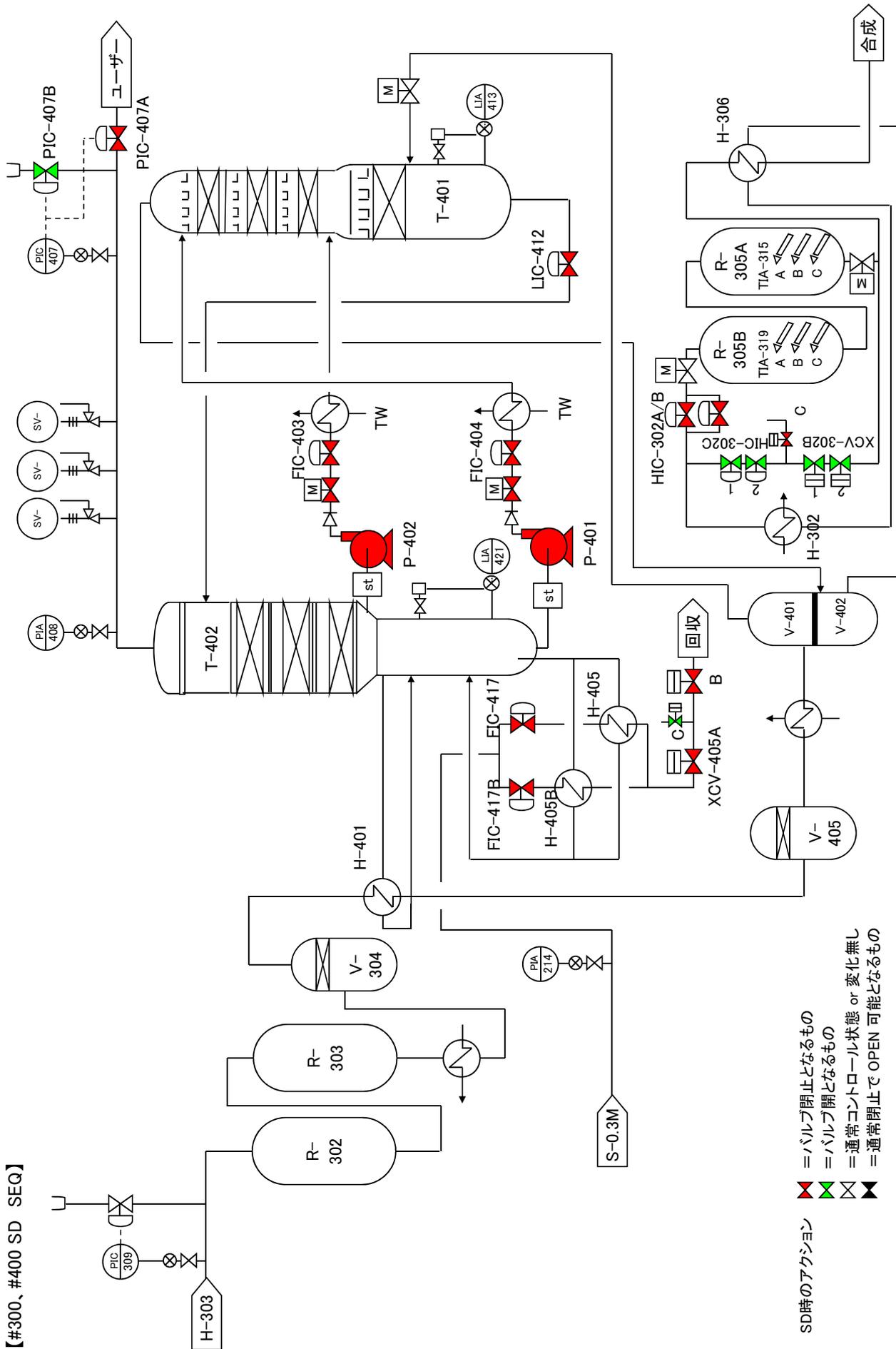


図 3.3 ESD HAZOP 検討箇所概略図

SD要素系	脱炭酸系 (#400)												メタネーター R-305						合成					
	P-401	FIC-404	P-401吐出モーター弁	P-402	FIC-403	P-402吐出モーター弁	LIC-412	FIC-417	FIC-417B	XCV-405A	XCV-405B	XCV-405C	PIC-407A	PIC-407B	HIC-302A	HIC-302B	HIC-302C1	HIC-302C2		XCV-302B1	XCV-302B2	XCV-302C		
1 P-401 STOP	-	S	S	停止			S	S	S	S	S	O	S	O	S	S	O	O	O	O	S	S	遮断	
2 P-402 STOP	停止			-	S		S	S	S	S	S	O	S	O	S	S	O	O	O	O	S	S	遮断	
3 LIA-413 (T-401レベル) S-LO	停止			停止			S	S	S	S	S	O	S	O	S	S	O	O	O	O	S	S	遮断	
4 LIA-421 (T-402レベル) S-LO	停止			停止			S	S	S	S	S	O	S	O	S	S	O	O	O	O	S	S	遮断	
5 LIA-421 (T-402レベル) S-HI	停止			停止			S	S	S	S	S	O	S	O	S	S	O	O	O	O	S	S	遮断	
6 PIA-408 (T-402圧力) S-LO													S	O										
7 PIA-214 (S-0.3M圧力) S-LO												O												
8 TIA-315 (R-305A温度) S-HI																						S	S	遮断
9 TIA-319 (R-305B温度) S-HI																						S	S	遮断

S : (Shut) 閉動作、O : (Open) 開動作

P-401吐出モーター弁及びFIC-404は、P-401停止信号で閉止となる

P-402吐出モーター弁及びFIC-403は、P-402停止信号で閉止となる

図 34 シャットダウンアクション一覧

3.4. 実施事例

初めに、リーダーより検討箇所の概要およびシャットダウン要因とアクションについて説明があった。

図 3.4 のシャットダウン要因系ごとにノード分割し、検討していくこととし、本事例では要因系の一番目である「P-401 STOP」から検討を行う。

本件では、ポンプ P-401 がストップし、緊急シャットダウンが動作する頻度 (f) を 1 [回 / 年] と設定した。作動要求時の機器・操作の失敗確率 (P_f) は、本検討を行うにあたっての前提として XCV は 1/100、FIC、HIC、LIC は 1/10 と設定した。

安全対策を考慮した事象の低減率 β は、一つの安全対策で 1/10 を基本としたが、安全対策の個数だけではなく、個々の対策による効果や予防、防護の多重性等を考慮し、各々のケースについてチームメンバー合意の元、総合的に判断することとした。

その他、検討にあたって前提とする条件を確認した。

- ・ ESD が作動する要因 ((2) 想定する緊急事態) の違いにより、ESD により作動する機器や操作にエラーがあったときの影響が変わってくる可能性があるため、要因を設定している。
- ・ 影響、結果の検討は安全対策のないものとして考える。
- ・ ただし、ESD により作動する機器、操作は、ずれを検討中の機器、操作を除き、全て正常に動作、操作されるものとする (多重故障・多重誤操作 (double failure) は考えない)。これらは、「現状の対策」中の「防護」には含めない。
- ・ シーケンス内容そのものの不具合解析は行わない。
- ・ バルブの故障によりバルブが開閉動作しない原因は「作動不良」に留めておき、根本原因の想定 (弁固着などの原因究明) は本検討では行わない。

なお、検討にあたり資料として既に示した運転手順書 (作業指針) の他、P&ID、ESD シーケンスロジックや取扱物質データを用意しているが、掲載を割愛する。

ESD HAZOP ワークシート記入方法を 図 3.5 に、検討結果のワークシートを 図 3.6 に示す。また、検討ミーティングの進行例をその後に記す。

ESD HAZOP ワークシート

分析対象装置	アンモニア合成 CO2 吸収塔及びメタネーターセクション		
想定する緊急事態	P-401停止 (P-402停止)	発生頻度 1 [回/年] (f)	
参加者	リーダー: _____	書記: _____	メンバー: _____
ノートNo.	1	緊急事態に対する対処	LIC-412遮断 / P-402 (P-401)停止 / 放散塔再生システム停止 / CO2放散 / メタネーターハイパス

1 作動機器・緊急操作
ESDにより作動する一機器、または一操作。

2 正常動作・操作
ESDによる「作動機器・緊急操作」の機器・緊急操作の正常アクションを記入する。

3 ガイドワード
「正常動作・操作」に対して、ガイドワードの中から想定できるもの。

4 ずれ
「正常動作・操作」と「ガイドワード」の組合せに相当するずれ。

5 ずれの原因
ずれの原因が複数考えられる場合は、次の行で別解析を行う。これは原因によってずれの発生頻度Pfが変わってくるため。

6 影響・結果
動作・操作が正常に行われず、ずれが発生した場合の最終事象。なお、この影響を想定する場合には、ESDシーケンスにより作動する機器やそこに定められた運転操作を除き、安全対策は無いまたは機能せず、エラーが放置されて進むものとし、どのような潜在危険が存在するかを明らかにする。

No.	作動機器・緊急操作	正常動作・操作	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響レベル S	現状の対策	f	Pf	β	Fe	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No.	改善・追加対策	備考	
1	FIC-404	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	T-401からT-402へ液が逆流する可能性があるがポンプ吐出モーター弁がSEQにより閉止する。 【予防】: ずれが発生しないための対策 (動作チェック等) 【防護】: ずれが発生した後の対策 (検知器、安全装置等)	V	【予防】 ・FIC-404作動確認(1回/年 SEQチェック) ・FIC-404作動確認(運転時確認) 【防護】 ・P-401吐出逆止弁	1/1	1/10	1/10	1/100	B	4				

7 影響度レベル S
「影響・結果」から得られた最終事象のレベルを、影響度レベルの分類表から決定する。

9 f
f: 想定する緊急事態の発生頻度 [回/年]

10 Pf
Pf: 作動要求時の機器・操作の失敗確率 [-]

11 β
β: 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]

12 Fe
Fe: 事象の発生頻度 [回/年]
 $f \times Pf \times \beta$

13 発生頻度レベル L
「F」(事象の発生頻度を、発生頻度レベルの分類表から決定する)。

14 リスクレベル R
「S」(影響度レベル)と「L」(事象の発生頻度)の、リスクマトリックスによるリスクレベル

15 改善・追加対策
ミーティング中に出了た、改善・追加対策、もしくはその検討の担当と期日を記入する。「Rec. No.」にはその管理番号を記入する。

16 備考
メモ、覚え書きやミーティング終了後に確認する事項などを記入する。

図 3.5 ESD HAZOP ワークシート 記入方法

ESD HAZOP ワークシート

分析対象装置	アンモニア合成 CO2 吸取塔及びメタネーターセクション		
想定する緊急事態	P-401 停止 (P-402 停止)	発生頻度 1 [回/年](f)	
参加者	リーダー:	書記:	メンバー:
ノートNo.	1	緊急事態に対する対処 / LIC-412 遮断 / P-402 (P-401) 停止 / 放散塔再生システム停止 / CO2 放散 / メタネーターバイパス	

f: 想定する緊急事態の発生頻度 [回/年]
 Pf: 作動要求時の機器・操作の失敗確率 [-]
 β: 安全対策を考慮した事象の低減率 [-]
 Fe: 事象の発生頻度 [回/年]

No.	作動機器・緊急操作	正常動作・操作	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響度レベル S	現状の対策	f	Pf	β	Fe	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No.	改善・追加対策	備考
1	FIC-404	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	T-401 から T-402 へ液が逆流する可能性があるがポンプ吐出モーター弁が SEQ により閉止する。	V	【予防】 ・FIC-404 作動確認 (1 回/年 SEQ チェック) ・FIC-404 作動確認 (運転時確認) 【防護】 ・P-401 吐出逆止弁	1/1	1/10	1/10	1/100	B	4			
2	P-401 吐出モーター弁	バルブ閉	なし	モーター弁閉止せず	バルブ作動不良 モーター焼損	T-401 から T-402 へ液が逆流する可能性があるが FIC-404 が SEQ により閉止する。	V	【予防】 ・P-401 吐出モーター弁作動確認 (1 回/年 SEQ チェック) ・P-401 吐出モーター弁作動確認 (START 時) 【防護】 ・P-401 吐出逆止弁	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
3	P-402	ポンプ停止	なし	ポンプ停止せず	不明	P-402 STOP せず運転継続し、T-402 内のチムニー液面が低下する。結果、P-402 にキャビテーションが発生し、損傷する。	IV	【予防】 ・P-402 STOP インターロックテスト実施 (1 回/年 SEQ チェック) 【防護】 ・T-402 チムニーレベル Lo ANN 点灯 ・P-402 現場にて停止、又は遠隔停止 (キャビテーション) に対しての防護)	1/1	1/100	1/10	1/1000	C	4			
4	LIC-412	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	T-401 のレベルが低下し、その後 T-401 内の液が無くなり、高圧のガスが T-402 へ吹き抜け、T-402 の設計圧力超のため、T-402 破損の可能性。	I	【予防】 ・LIC-412 作動確認 (1 回/年 SEQ チェック) ・LIC-412 作動確認 (運転時確認) 【防護】 ・T-402 安全弁設置	1/1	1/10	1/10	1/100	B	1	RI-1	T-401 ボトムラインに緊急遮断弁の新設を検討	
5	FIC-417(B)	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	リボイラーへの熱源 CUIT されず、T-402 温度上昇の可能性があるが、XCV-405A&B の閉止 SEQ により熱源 CUIT される。	V	【予防】 ・FIC-417 作動確認 (1 回/年 SEQ チェック) ・FIC-417 作動確認 (運転時確認) 【防護】 ・なし	1/1	1/10	1	1/10	A	4			
6	XCV-405A	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	リボイラーへの熱源 CUIT されず、T-402 温度上昇の可能性があるが、XCV-405A&B の閉止 SEQ により熱源 CUIT される。	V	【予防】 ・XCV-405A 作動確認 (1 回/年 SEQ チェック) ・スタート時の弁操作 【防護】 ・なし	1/1	1/100	1	1/100	B	4			
7	XCV-405B	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	リボイラーへの熱源 CUIT されず、T-402 温度上昇の可能性があるが、FIC-417&B および XCV-405A の閉止 SEQ により熱源 CUIT される。	V	【予防】 ・XCV-405B 作動確認 (1 回/年 SEQ チェック) ・スタート時の弁操作 【防護】 ・なし	1/1	1/100	1	1/100	B	4			
8	PIC-407A	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	ユーザー側 CO2 ラインから逆流するが、安全面に対して大きな影響はない。	V	【予防】 ・PIC-407A 作動確認 (1 回/年 SEQ チェック) ・PIC-407A 作動確認 (運転時確認) 【防護】 ・なし	1/1	1/10	1	1/10	A	4		※逆流影響は別途検討	

ESD HAZOP ワークシート

No.	作動機器・緊急操作	正常動作・操	ガイド	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響度レベル S	現状の対策	f	Pf	β	Fe	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No	改善・追加対策	備考
9	PIC-407B	バルブ開	なし	開かず	バルブ作動不良	H-401で導入ガスの過熱継続し、T-402内容液蒸発、圧力上昇（設計圧力超）、結果T-402破損の可能性。	I	<p>【予防】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・PIC-407B作動確認(1回/年 SEQチェック) ・PIC-407B作動確認(運転時確認) <p>【防護】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・T-402安全弁設置 	1/1	1/10	1/10	1/100	D	2	R1-2	フイードガス遮断するための遮断弁(R-302)入口遮断弁の新設を検討	
10	HIC-302A(大弁)	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	P-401停止し、T-401の吸収液供給停止することから、R-305BへCO2含むガスが送られる。R-305B/バイパス弁がSEQで開となりR-305Bへの流入は考えられる。結果、R-305B異常発熱により機器破損(設計温度超)。	I	<p>【予防】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・HIC-302A作動確認(1回/年 SEQチェック) ・HIC-302A作動確認(START時確認) <p>【防護】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・なし 	1/1	1/10	1	1/10	A	1	R1-3	「R1-3」に加えて以下を検討 T-401入口モーター弁はリモート操作可能なものであることから、インターロックに組み込む R-305B入口、R-305A出口モーター弁をCORからのリモート操作化の検討。	
11	HIC-302B(小弁)	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	P-401停止し、T-401の吸収液供給停止することから、R-305BへCO2含むガスが送られる。R-305B/バイパス弁がSEQで開となりR-305Bへの流入は考えられる→R-305B異常発熱により機器破損(設計温度超)。※Ref No.13より温度上昇速度は少ない	I	<p>【予防】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・HIC-302B作動確認(1回/年 SEQチェック) ・HIC-302B作動確認(START時確認) <p>【防護】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・なし 	1/1	1/10	1	1/10	A	1		R1-4と同じ	
12	HIC-302C1	バルブ開	なし	バルブ開かず	バルブ作動不良	R-305Bへのガス供給はブロックされる。R-302上流側圧力が上昇するが、PIC-309開となり圧力は下がる。	V	<p>【予防】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・HIC-302C1作動確認(1回/年 SEQチェック) ・HIC-302C1作動確認(START時確認) <p>【防護】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・HIC-302C1リミットSWのアンサー異常ANN 	1/1	1/10	1	1/10	A	4			
13	HIC-302C2	バルブ開	なし	バルブ開かず	バルブ作動不良	R-305Bへのガス供給はブロックされる。R-302上流側圧力が上昇するが、PIC-309開となり圧力は下がる。	V	<p>【予防】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・HIC-302C2作動確認(1回/年 SEQチェック) ・HIC-302C2作動確認(START時確認) <p>【防護】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・HIC-302C2リミットSWのアンサー異常ANN 	1/1	1/10	1	1/10	A	4			
14	XCV-302B1	バルブ開	なし	バルブ開かず	バルブ作動不良	R-305Bへのガス供給はブロックされる。R-302上流側圧力が上昇するが、PIC-309開となり圧力は下がる。	V	<p>【予防】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・XCV-302B1作動確認(1回/年 SEQチェック) ・XCV-302B1作動確認(START時確認) <p>【防護】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・XCV-302B1リミットSWのアンサー異常ANN 	1/1	1/100	1	1/100	B	4			
15	XCV-302B2	バルブ開	なし	バルブ開かず	バルブ作動不良	R-305Bへのガス供給はブロックされる。R-302上流側圧力が上昇するが、PIC-309開となり圧力は下がる。	V	<p>【予防】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・XCV-302B2作動確認(1回/年 SEQチェック) ・XCV-302B2作動確認(START時確認) <p>【防護】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・XCV-302B2リミットSWのアンサー異常ANN 	1/1	1/100	1	1/100	B	4			
16	XCV-302C	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	XCV-302C経由で放出されたガスは下流ベントでガス処理される。	V	<p>【予防】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・XCV-302C作動確認(1回/年 SEQチェック) ・XCV-302C作動確認(START時確認) <p>【防護】</p> <ul style="list-style-type: none"> ・XCV-302CリミットSWのアンサー異常ANN 	1/1	1/100	1	1/100	B	4			

～～検討ミーティング進行例～～

ノード 1、No.4

作動機器「LIC-412」

検討結果

No.	作動機器・緊急操作	正常動作・操作	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響・結果	影響度レベル S
4	LIC-412	バルブ閉	なし	閉止せず	バルブ作動不良	T-401 のレベルが低下し、その後 T-401 内の液が無くなり、高圧のガスが T-402 へ吹き抜ける。T-402 の設計圧力超のため、T-402 破損の可能性。	I

現状の対策	f	Pf	β	Fe	発生頻度レベル L	リスクレベル R	Rec. No	改善・追加対策	備考
【予防】 ・LIC-412 作動確認(1回/年 SEQ チェック) ・LIC-412 作動確認(運転時確認) 【防護】 ・T-402 安全弁設置	1/1	1/10	1/10	1/100	B	1	R1-1	T-401 ボトムラインに緊急遮断弁の新設を検討	

上の結果に至るまでの会議録

発言者	発言
リーダー	それでは、LIC-412 について検討します。 LIC-412 は、ポンプ P-401 停止による ESD (エマージェンシーシャットダウン) が作動した場合には、バルブ閉となるのが正常動作です。
電気計装 A	それでは、ガイドワード「なし」で、バルブがそのままの開度で動かず、閉止しないことを想定すればよいと思います。
機械 A	原因は、噛み込み、ひっかかりや計装系の問題など複数考えられる。
リーダー	ミーティングの前提としたとおり、バルブの作動不良の根本原因は、このミーティングでは議論せず、ずれの原因は「バルブ作動不良」にしておきましょう。 ガイドワード「なし」、ずれ「閉止せず」、ずれの原因「バルブ作動不良」で検討を続けます。 影響・結果としてどのような想定ができますか。
運転	ポンプ P-401 と P-402 が停止しているので、T-402 から T-401 への液供給が停止しています。T-401 は圧力が高いままなので、LIC-412 が閉じなければ、T-401 の液面が低下していくことが考えられます。
リーダー	そのままだと、液が無くなり、T-401 から T-402 へガスが吹き抜けることになるかと思います。
運転	T-401 は運転時の圧力が xx MPa (大) ですが、T-402 は yy MPa (小) です。
プロセス設計	T-402 の設計圧力は zz MPa なので、T-401 からの高圧のガスが吹き抜けた場合、その設計圧力を超えるおそれがあります。
機械 B	PIC-407B が開になることと、安全弁がついているが、これで対応できるようになっているのでしょうか。

コンサルタント	<p>まず、PIC-407B は ESD による作動する他の機器ですので、検討の前提で決めたように、正常に動作するとします。つまり、開になります。</p> <p>安全弁などの安全装置は、これも検討の前提で決めたように、「影響・結果」を考える上では安全対策は無いものとして想定しますので、安全弁は無いまたは機能しないという状況で想定してください。</p> <p>安全弁は、「現状の対策」での防護になりますので、発生頻度を下げる位置付けです。ただし、防護に含められるのは、安全弁の放出量が、検討中のシナリオであるガスの吹き抜けに対応できるスペックである場合です。</p>
リーダー	<p>ガスの吹き抜けが、安全弁の放出量と、PIC-407B の放出量で対応できるかわかりますか。</p>
プロセス設計	<p>少なくとも PIC-407B のみでは対応できないと思います。両方を合計した場合に対応できるか確認します。</p>
リーダー	<p>いずれにせよ、安全弁は「影響・結果」を考える場合には無いものとしてしますので、「影響・結果」は、T-402 に高圧のガスが吹き抜け、T-402 が破損するということにします。影響度レベルは I とします。</p>
リーダー	<p>次に、現状の対策を考えます。【予防】と【防護】という観点でどのようなものがありますか。</p>
運転	<p>LIC-412 については、年一回のシーケンスチェックと、運転中の動作確認をしています。</p>
プロセス設計	<p>先ほどの、高圧ガスの吹き抜けが、安全弁と PIC-407B の放出量で対応できるかという話ですが、確認しましたところ対応できます。</p>
リーダー	<p>それでは、安全弁は【防護】として考えます。【予防】には、シーケンスチェックと動作確認を入れます。</p>
リーダー	<p>発生頻度の見積りですが、本件の解析の前提条件として、P-401 が停止する頻度は 1 年に 1 回としたので、f は 1 [回 / 年]です。P_f については、LIC は 1/10 としています。β は、安全対策として【予防】、【防護】ともにありますが、これらを総合的に見て、主に寄与するのは安全弁ということで、1/10 でいかがでしょうか。</p>
運転	<p>その程度でよいかと思います。</p>
リーダー	<p>それでは、事象の発生頻度は 1/100 [回 / 年] となり、発生頻度レベルは B になりました。</p> <p>影響度レベル I と発生頻度レベル B なので、リスクマトリックスにより、リスクレベルは 1 になります。</p>
プロセス設計	<p>高圧ガスの吹き抜けの対策として、ボトムラインへの遮断弁の設置がありません。</p>
リーダー	<p>それでは、緊急遮断弁を設置し、ESD シーケンスに含めることをこのミーティングでの「改善・追加対策」の案としたいと思います。</p> <p>レベル 1 の案件ですので、早急に対応すべき案件とします。</p>

3.5. まとめ

ESD HAZOP およびリスクマトリックスを使用した、緊急シャットダウンに対するリスクアセスメントを実施した。

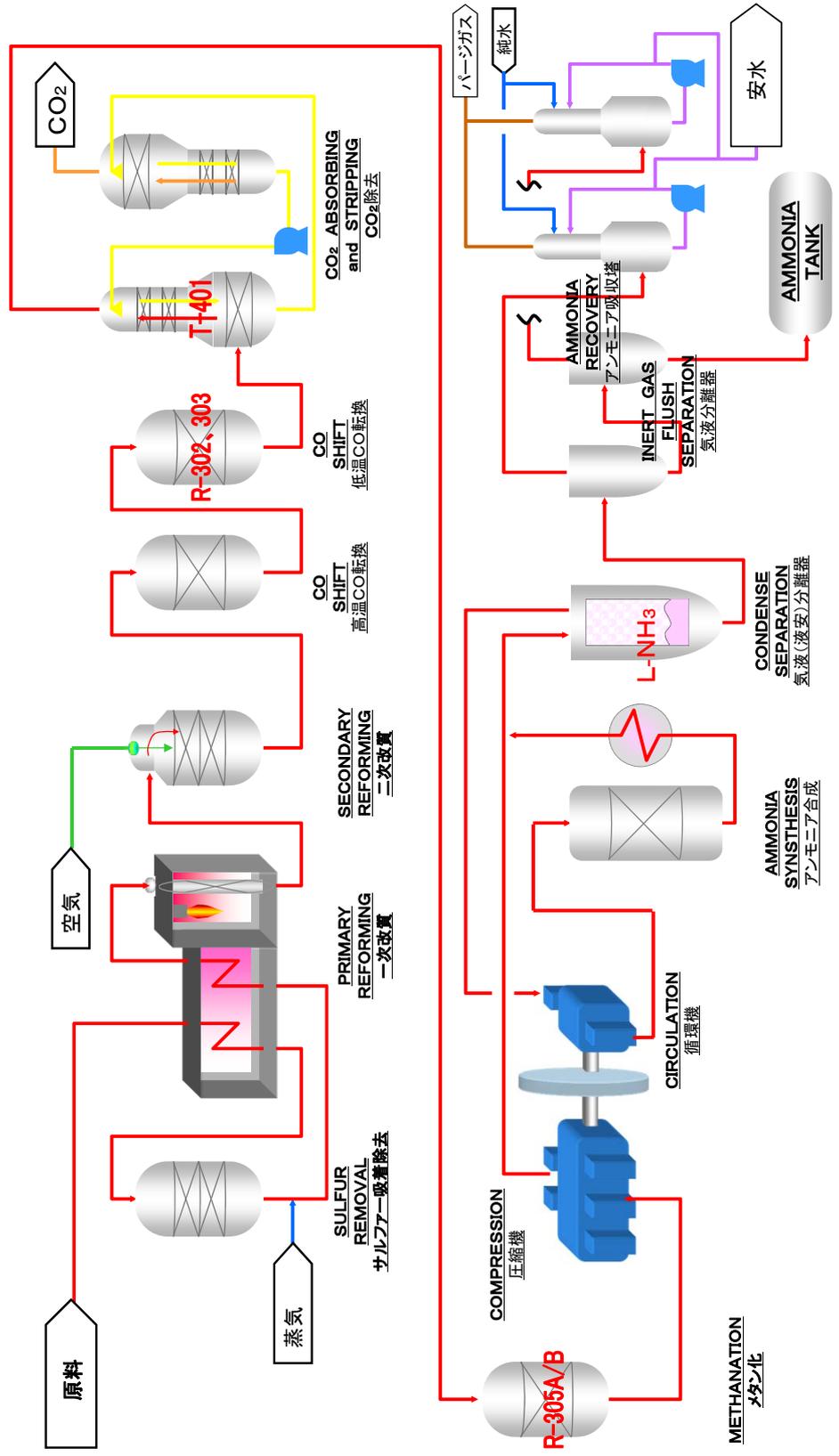
想定する各緊急事態に対する検討終了時には、再度全体を見直して新たな気づき事項はないか、検討の始めと終わりでアプローチの仕方に差がでていないかなどを確認し、ミーティングを終了した。これらの結果、「改善・追加対策」となった事項は、リスクアセスメントの次の段階であるリスク対応の段階に移し、引き続き対応していく。

今回の検討では、ESD で動作すべき機器が多重に故障することは想定しないことを前提に実施したが、この検討結果をもとに、必要に応じて、多重故障が発生した場合のリスクアセスメントを実施することもできる。

リスクアセスメントの結果、安全装置の増設案や、技術的確認事項など、安全面での気づき事項が出た。また、製造部、工務部、生産技術部、環境安全部の各担当者が、各専門分野の知見を活かし、シナリオ解析を行うことにより、互いにリスク及び各種情報の共有をすることができた。

これらの情報を、各担当者が各部門に持ち帰り部内で情報を共有し、プラント関係者全員がリスクを共有し、教育等に活用していくことが重要である。

アンモニアプラントフロー



付録1 アンモニアプラント概要

付録 2. 本事例における略語、記号等

AIA [Analysis Indicator and Alarm] : 分析計

ANN [Annunciator] : 警報

CCR [Central Control Room] : 中央制御室 (計器室)

DCS [Distributed Control System] : 分散型制御システム

ESD [Emergency Shut Down] : 緊急シャットダウン

FIA [Flow Indicator Alarm] : 流量計

FIC [Flow Indicator Controller] : 流量調節計

H [Heat Exchanger] : 熱交換器

HIC [Hand Indicator Controller] : 手動制御

LA [Level Alarm] : 液面アラーム

LI [Level Indicator] : 液面計

LIC [Level Indicator Controller] : 液面調節計

M [Motor] : モーター弁

P [Pump] : ポンプ

PI [Pressure Indicator] : 圧力計

PIC [Pressure Indicator Controller] : 圧力調節計

PW [Pure Water] : 純水

R [Reactor] : 反応器

S [Steam] : 蒸気

SEQ [Sequence] : シーケンス

SW [Switch] : スイッチ

st [Strainer] : ストレーナ

SV [Safety Valve] : 安全弁

TA [Temperature Alarm] : 温度計

TIA [Temperature Indicator Alarm] : 温度計

TIC [Temperature Indicator Controller] : 温度調節計

TW [Tower Water] : 冷却水

V [Vessel] : 貯槽

XCV : 遮断弁

バタ弁 : バタフライ弁

参考資料 A

「高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイド」
(平成24年3月 富山県及び富山県高圧ガス安全協会)
について

「高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイド」
(平成 24 年 3 月 富山県及び富山県高圧ガス安全協会) について

本ガイドは、富山県と富山県高圧ガス安全協会が高圧ガス事業所におけるリスクアセスメントの導入を推進することを目的として、平成 24 年 3 月に制定したものであり、事業所内に潜む様々な危険源に対する効率的な事故防止対策の一つとしてリスクアセスメントを紹介し、危険源の特定、リスク算定及びリスク評価などのリスクアセスメントに係る一連の手順について事例等を踏まえてわかりやすく解説したものとなっている。

本ガイドの具体的な特徴は、主に次の (1) から (4) までに掲げるとおりである。

- (1) 初めてリスクアセスメントに取り組む中小規模の高圧ガス事業所に対し、リスクアセスメントを行う目的や意義を説明するとともに、初歩的な実施事例を用い、リスクアセスメントの手順をわかりやすく解説している。
- (2) リスクアセスメントをより効果的に行うため、実践的な手順について解説を行っている。
- (3) リスクアセスメントの手順などへの理解を深めるため、富山県内の高圧ガス事業所で実施した事例 (19 事例) を紹介している。
- (4) リスクアセスメントの結果を正確に記録するために必要となる様式集 (危険源調査票、リスク算定及びリスク評価票など) が添付されている。

本文中の「リスクアセスメント・ガイドライン」の内容はどちらかという石油コンビナート等における大規模事業所のプロセスプラントを対象として非定常リスクアセスメントを中心に展開されているが、本ガイドは上述のとおり、高圧ガス事業所におけるリスクアセスメント一般を対象とした内容・構成となっていることから、初めてリスクアセスメントに取り組む事業所にあってはこれを参考として使用されたい。なお、本ガイドでは、リスクマネジメントにおける「リスク対応」に該当する「リスク低減対策の実施」も併せて述べられている。

高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイドの作成について | 富山県

http://www.pref.toyama.jp/cms_sec/1706/kj00011731.html

- 高圧ガス事業所リスクアセスメント・ガイド (PDF 2204KB)

http://www.pref.toyama.jp/cms_pfile/00011731/00505767.pdf

- リスクアセスメント実施様式集 (Word 98KB)

http://www.pref.toyama.jp/cms_pfile/00011731/00505775.doc

- 実施結果一覧表 (Excel 23KB)

http://www.pref.toyama.jp/cms_pfile/00011731/00505778.xls

参考資料 B

ハザードリストの検討

ハザードリストの検討

1. 目的

高圧ガス設備においてリスクアセスメントを実施する際、一般に化学プラントを対象とする可燃性物質、毒性物質、着火源といったハザードは広く認識され、ハザードの特定（シナリオ解析）を行う際に考慮されている。しかし、高圧ガス設備のハザードはこれだけではなく、ここでの目的は、高圧ガス設備におけるハザードを抽出し、事業所で行うハザードの特定の参考に供することである。

2. ハザードリストの検討方法（概略）

高圧ガス設備のハザードを抽出するために、高圧ガス保安協会（KHK）の事故事例報告書を活用し、多くの事故における典型的なハザードをハザード、ハザード状態、ハザード事象に区分して解析した。抽出したハザードは分類をして、ハザードリストとしてまとめた。

3. 検討

1) ハザード抽出の解析対象

KHK の事故事例報告書のコンビナート等保安規則関係事故のうち、火災・爆発事故に該当する 30 件、及び容器保安規則関係事故の爆発事故 1 件の計 31 件を検討対象とする。（添付資料「ハザードリスト検討用事故事例リスト」参照）

2) ハザード、ハザード状態、ハザード事象の定義

「JIS 9700 機械類の安全性－設計の一般原則－リスクアセスメント及びリスク低減」、「JIS Q 0073 リスクマネジメント用語」を参考に、以下のように定義した。

ハザード：潜在的な危害の源	} (添付資料「ハザードリスト検討 における用語の定義」参照)
ハザード状態：ハザードが出現する状態	
ハザード事象：ハザードが出現する事象	

3) ハザード抽出の手順

事故事例報告書に記載されている事故原因と再発防止の記述から、事故 1 件について複数のハザードを読み取り、ハザードが事故に至るシナリオを構築した。最終的に、事故 1 件からハザードを 1 つ抽出し、ハザード状態、ハザード事象に結びつけた。事故に至る特徴的なハザードを 1 つだけ選び出すことで、他の一般的に認知されているハザード（可燃性物質、毒性物質、着火源）に埋もれない形で、事故に至る特徴的なハザードが抽出できる。したがって、結果には可燃性物質、毒性物質、着火源という一般的なハザードの抽出はない。

4) ハザード抽出の結果

31 件の事故について、ハザード、ハザード状態、ハザード事象を抽出した。
（添付資料「ハザード抽出結果」参照）

4. ハザードリスト

31 件の事故から抽出したハザードを分類し、以下のハザードリストに示す。

大分類	小分類	ハザード	ハザード状態	ハザード事象	
設備	設備変更	ウェザーシール取り替え	通気性不良（温度上昇）	ボルト締め付け力低下	
		ウェザーカバー新設	雨水浸入	ボルト締め付け力低下	
		ポンプ電動機取り替え	振動への対処療法的措置（2 回の軸受交換）	設備破損（ポンプ電動機破損）	
		ガスケット変更（材質）	トルク管理なし	ボルト締め付け力低下	
	設備	放出管（ガス放出）	固形物（樹脂）の放出	火災	
		移動容器	移動中の落下	ネックチューブの座屈	
	材質	ステンレス鋼ガスケット	応力腐食割れ	漏えい、火災	
		炭素鋼ガスケット	鉄カルボニル侵食（一酸化炭素の）	オキソガスの漏えい	
		溶接継手のブローホール	エロージョン／コロージョン	ピンホール開口	
	振動	機器取付小口径配管の振動	トップヘビー	高サイクル疲労	
	温度	高温（反応器の高温）	保温材（フランジ）	ボルト締め付け力低下	
		配管の熱変形	支持構造の不適切	低サイクル疲労	
	混相流	水注入（水素ガス流れへの）	エロージョン／コロージョン	減肉開口	
	人	管理	計画変更（インターロック解除方法変更）	誤操作（入力ミス）	インターロック不作動
腐食管理不良（検査洩れ）			湿性硫化腐食（内部腐食）	開口（ピンホール）	
運転温度管理（情報伝達不十分）			運転最高温度での運転	異常分解反応	
作業		ドレン抜き	帯電（ペール缶）	着火（静電気）	
		ドレン抜き	誤操作	可燃物流出	
		ドレン抜き	計画外作業	可燃物流出	
		ドレン抜き（水抜き）	開閉忘れ	火災	
		縁切り	水素の漏えい、滞留	機器開放による爆発	
		縁切り	ドレン切り作業	漏えい、火災	
物質		異物	残留物（可塑剤）	除去不十分	着火（可燃物）
			付着物（ステンレス鋼の塩化鉄）	不動態被膜の除去（塩酸処理）	塩素化反応
	反応副生物の付着物（コーキング）		温度上昇	クリープ割れ	

		重合物（四フッ化エチレン重合物）	ポンプ冷却配管の閉塞	発熱、自己分解爆発
運転	非定常	非定常運転（インターロック作動）	非定常運転（インターロック解除）	異常反応（温度上昇）
		非定常作業（廃棄）	管理不十分	着火（静電気）
		非定常運転（緊急停止）	温度管理不十分	異常反応（温度上昇）
学識	学識	学識の不備（ブレース構造）	地震荷重（満水の保持）	ブレース破断

5. まとめ

KHKの事故事例報告書のうち、火災・爆発に関わる事故31件について、ハザードを抽出した。特徴的であったのは、設備面では設備変更に関わるハザードが4件、人の面では作業に関わるハザードが6件、物質面では異物に関わるハザードが4件と共通するハザードが抽出されたことである。特に、作業の面ではドレン抜き作業、縁切り作業という、日常行われている作業がハザードとして抽出された。残留物、付着物、反応副生物、重合物という多岐にわたる異物がハザードとなることは、一般的に認知されている物質ハザード、反応ハザードなどと異なる視点である。

事業所におけるリスクアセスメントの実施の際に、ここで示したハザードの特定とハザードリストを参考にして、ハザードの特定を行う必要がある。

6. 今後の展開

KHKの事故事例報告書の事故（188件）からのハザードの抽出を継続し、ハザードリストにハザードを構築し、分類の見直しを行うことで、ハザードリストの充実化を図っていく。

ハザードリスト検討用事故事例リスト

掲載日	事故コード	事故名称	事故発生日	事故報告書掲載場所
2014/7/22	2012-027	合わせ板ガラスを圧着するオートクレーブからの出火	2012/2/1	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2012-027.pdf
2014/3/3	2012-106	レゾルシン製造装置の爆発、火災	2012/4/22	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2012-106r2.pdf
2014/3/3	2012-350	高圧ガス容器の混合液廃棄中の火災	2012/11/21	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2012-350.pdf
2013/9/9	2011-113	高圧ポリエチレンプラントのドレン板作業中の火災	2011/3/31	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2011-113r1.pdf
2013/2/27	2011-386	塩化ビニルモノマー製造施設の爆発火災	2011/11/13	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2011-386.pdf
2012/5/31	2011-078	LPG球形貯槽の倒壊による火災及び爆発	2011/3/11	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2011-078r1.pdf
2012/2/29	2010-229	接触改質装置の第一反応塔フランジからの漏えい、火災	2010/8/18	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2010-229.pdf
2012/2/1	2010-250	液体塩素精溜塔への塩素供給配管の火災	2010/9/22	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2010-250.pdf
2012/2/1	2010-166	接触改質装置の反応塔の配管接続部からの火災	2010/7/20	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2010-166.pdf
2011/2/21	2009-185	分解炉のドレン弁誤操作によるナフサ流出、火災	2009/9/3	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2009-185.pdf
2011/2/21	2009-070	常圧蒸留装置にある蒸発塔の塔底油ポンプの火災	2009/3/4	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2009-070.pdf
2011/1/25	2009-017	接触改質装置デイスチャージャードラム液面計の火災	2009/1/29	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2010-017r1.pdf
2010/10/5	2009-066	アミン類製造施設での攪拌機取り外し作業中の爆発	2009/2/24	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2009-066r1.pdf
2010/3/19	2008-540	高級アルコール製造施設のフランジ部の火災	2008/9/11	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2008-540.pdf
2009/12/24	2007-463	高圧法ポリエチレン製造施設の流量調整弁付近の火災	2007/9/7	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2007-463.pdf
2008/12/5	2006-369	ポリマー樹脂製造設備の火災事故	2006/9/7	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2006-369.pdf
2008/2/13	2007-156	ベンゼンプラント熱交換器のノズルフランジからの漏えい・火災	2007/3/6	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2007-156.pdf
2008/2/13	2004-351	反応塔入口配管フランジからの漏えい・火災	2004/10/29	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2004-351.pdf
2008/2/13	2006-317	縦型熱交換器のチャネルカバナーフランジからの漏えい・火災	2006/8/30	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2006-317.pdf
2008/1/23	2005-335	酢酸ビニル製造施設の爆発・火災	2005/9/9	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2005-335.pdf
2008/1/23	2006-380	水素ガス圧縮機の現場監視盤の火災	2006/9/22	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2006-380.pdf
2007/10/19	2006-105	リボイラチャネルフランジ付近の火災	2006/4/24	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2006-105.pdf
2007/4/10	2006-231	常圧蒸留／接触改質装置安全弁放出配管の火災	2006/4/10	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2006-231.pdf
2007/2/23	2006-082	減圧脱油脱硫装置／第一水素製造装置の爆発	2006/4/16	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2006-082.pdf
2007/2/23	2006-113	水抜き作業中の火災	2006/3/17	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2006-113.pdf
2006/2/22	2004-412	ドレン切り作業中の火災	2004/12/4	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2004-412.pdf
2005/1/14	2004-113	第1重油脱硫装置加熱炉の火災	2004/4/21	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2004-113.pdf
2005/1/14	2004-037	四フッ化エチレン精製設備の爆発	2004/1/13	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2004-037.pdf
2004/10/18	2003-041	FTZ式接触脱ろ装置の火災	2003/2/17	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/FTZ.pdf
2004/10/18	2003-213	製油所におけるエロージョン／コロージョンによる火災	2003/9/30	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/erosion_corrosion.pdf
2006/8/10	2004-038	医療用超低温酸素容器の爆発	2004/1/13	https://www.khk.or.jp/activities/incident_investigation/hpg_incident/pdf/2004-038.pdf

ハザードリスト検討における用語の定義

JIS B 9700 機械類の安全性一設計の一般原則ーリスクアセスメント及びリスク低減		JIS Q 0073 リスクマネジメント用語		ハザードリスト検討における用語の定義	
Hazard	<p>危険源 危害を引き起こす潜在的根源。</p> <p>記載例) 機械的危険源 高圧、角張った部分 電氣的危険源 アーク、短絡 熱的危険源 火炎、熱源からの放射 物質危険源 可燃性、酸化剤</p>	Hazard	<p>ハザード 潜在的な危害の源</p>	Hazard	<p>ハザード 潜在的な危害の源</p> <p>JIS B 9700とJIS Q 0073で意味が 同内容なので、用語の定義は同じ</p>
Hazardous situation	<p>危険状態 人が少なくとも一つの危険源に暴露される状況</p> <p>記載例) 可動部分の近くで作業する 放出部品に暴露される つられた荷の付近で作業する 極端な温度の物体又は材料の近くで作業する 騒音の危険源に作業者が暴露される</p>	Hazardous situation	<p>用語の定義には記載なし</p>	Hazardous situation	<p>ハザード状態 ハザードが出現する状態</p>
Hazardous event	<p>危険事象 危害を起こしうる事象</p> <p>記載例) 可動部分との接触 高圧流体の放出 危険になり得る物質の放出 運転中の破損</p>	Event	<p>事象 ある一連の周辺状況の出現又は変化</p> <p>注記1. 事象は、発生が一度以上ある ことがある。幾つかの原因を持 つことがある。 注記2. 事象は、何かが起こらないこと を含むことがある。 注記3. 事象は、事態又は事故と呼ば れることがある。 注記4. 結果にまで至らない事象は、 ニアミス、事態、ヒヤリハット、 又は間一髪と呼ばれることが ある。</p>	Hazardous event	<p>ハザード事象 ハザードが出現する事象</p>
総括	危険源、危険状態、危険事象を並列に リスト化で例示。	総括	ハザードのみで、ハザード状態、 ハザード事象の記載なし。	総括	ハザード、ハザード状態、ハザード事象 を関連づけてリスト化で例示。

ハザード抽出結果

事故報告書	ハザード	ハザード状態	ハザード事象
2012-027	合わせ板ガラスを圧着するオートクレーブからの出火 残留物(可塑剤)	除去不十分	着火(可燃物)
2012-106	レゾルシン製造装置の爆発、火災	非定常運転(インターロック作動)	異常反応(温度上昇)
2012-350	高圧ガス容器の混合液廃棄中の火災	非定常作業(廃棄)	着火(静電気)
2011-113	高圧ポリエチレンプラントのドレン抜作業中の火災	ドレン抜き	着火(静電気)
2011-386	塩化ビニルモノマー製造施設の爆発火災	非定常運転(緊急停止)	異常反応(温度上昇)
2011-078	LPG球形貯槽の倒壊による火災及び爆発	学識不足(ブレース構造)	ブレース破断
2010-229	接触改質装置の第一反応塔フランジからの漏えい、引	高温(反応器の高温)	ボルト締め付け力低下
2010-250	液体塩素精溜塔への塩素供給配管の火災	付着物(ステンレス鋼の塩化鉄)	塩素化反応
2010-166	接触改質装置の反応塔の配管接続部からの火災	配管の熱変形	低サイクル疲労
2009-185	分解炉のドレン弁誤操作によるナフサ流出、火災	ドレン抜き	可燃物流出
2009-070	常圧蒸留装置にある蒸発塔の塔底油ポンプの火災	設備変更(ポンプ電動機取り替え)	設備破損(ポンプ電動機破損)
2009-017	接触改質装置ディスプレイドラム液面計の火災	ドレン抜き	可燃物流出
2009-066	アミン類製造施設での攪拌機取り外し作業中の爆発	縁切り	機器開放による爆発
2008-540	高級アルコール製造施設のフランジ部の火災	炭素鋼ガスケット	オキソガスの漏えい
2007-463	高圧法ポリエチレン製造施設の流量調整弁付近の火	機器取付小口径管の振動	高サイクル疲労
2006-369	ポリマー樹脂製造設備の火災事故	放出管(ガス放出)	火災
2007-156	ベンゼンプラント熱交換器のノズルフランジから漏えい	設備変更(ウエジェーシール取り替え)	ボルト締め付け力低下
2004-351	反応塔入口配管フランジからの漏えい、火災	設備変更(ウエジェーシール取り替え)	ボルト締め付け力低下
2006-317	縦型熱交換器のチャンネルカバーフランジから漏えい	設備変更(ウエジェーカバー新設)	ボルト締め付け力低下
2005-335	酢酸ビニル製造施設の爆発・火災	計画変更(インターロック解除方法変更)	インターロック不動作
2006-380	水素ガス圧縮機の現場監視盤の火災	腐食管理不良(検査洩れ)	開口(ピンホール)

事故報告書	ハザード	ハザード状態	ハザード事象
2006-105	リボイチャネルフランジ付近の火災	ガスケット変更(材質)	ボルト締め付け力低下
2006-231	常圧蒸留ノ接触改質装置安全弁放出配管の火災	運転温度管理(情報伝達不十分)	異常分解反応
2006-082	減圧軽油脱硫装置ノ第一水素製造装置の爆発	水注入(水素ガス流れへの)	減肉開口
2006-113	水抜き作業中の火災	ドレン抜き(水抜き)	火災
2004-412	ドレン切り作業中の火災	縁切り	漏えい、火災
2004-113	第1重油脱硫装置加熱炉の火災	反応副生物の付着物(コーキング)	クリーブ割れ
2004-037	四フッ化エチレン精製設備の爆発	重合物(四フッ化エチレン重合物)	発熱、自己分解爆発
2003-041	FTZ式接触脱ろ装置の火災	ステンレス鋼製ガスケット	漏えい、火災
2003-213	製油所におけるエロージョン・コロージョンによる火災	溶接継手のブローホール	ピンホール開口
2004-038	医療用超低温酸素容器の爆発	移動容器	ホックチェーンの座屈

参考資料 C

欧米における リスクアセスメント取組状況

内容

1. はじめに	- 1 -
2. アメリカ合衆国 A 社.....	- 2 -
3. アメリカ合衆国 B 社.....	- 5 -
4. アメリカ合衆国 C 社	- 5 -
5. イギリス D 社	- 6 -
6. ドイツ E 社	- 8 -
7. ドイツ F 社	- 11 -
8. オランダ G 社	- 12 -

1. はじめに

平成 26 年度経済産業省委託「高圧ガス取扱施設におけるリスクアセスメント手法及び保安教育プログラム調査研究」では、米国および欧州主要国（イギリス、ドイツ、オランダ）において企業がどのようなリスクアセスメントの取組みを行っているか調査した。本付録ではその調査結果を記す。

表. 欧米におけるリスクアセスメント取組状況のまとめ

企業	業種	ハザードリストの有無	解析手法※1	実施、見直し頻度	参加メンバー	その他
米国 A 社	化学会社	あり	HAZOP What-if Checklist FMEA FTA QRA	・変更時 ・定期的	・5～6名 ・運転担当 ・設備担当 ・保安担当	・全てのメンバーがフィールドツアーに参加 ・リーダーの育成、フォローを実施 ・化学反応に関する社内トレーニングを実施
米国 B 社	化学会社	なし	HAZOP FTA ETA Checklist	・定期的	・各サイトに PHA、MOC の実施担当者の設置	・HAZOP の実施方法について社内ガイドラインあり
米国 C 社	産業ガス	確認できず	HAZOP What-if Checklist	・プロセスのスタートアップ前 ・5年毎:レビュー ・プロセス変更時	・HAZOP に精通した者 ・記録者 ・対象のプロセスの運転経験がある者 ・プロセスに精通した者 ・エンジニア ・メンテナンス担当 ・安全担当	・HAZOP リーダーは外部講座のチームリーダートレーニングを受講 ・リスクアセスメントチームは現場を歩いて回る
イギリス D 社	石油会社	確認できず	HAZOP QRA LOPA	・毎年：結果の内部レビュー ・変更時	・環境エンジニアやプロセス安全などの専門家からなるチーム	・自然災害についてリスクアセスメントを QRA で実施
ドイツ E 社	化学会社	確認できず	HAZOP	・5年毎：安全コンセプトの検査 ・10年毎：P&ID の完全見直し ・既存設備の変更時	・通常 4～5 名 ・プロセス安全部署 ・プラントマネージャー又はアシスタントマネージャー ・機械工学又は保守 ・オペレーター	・リスクアセスメントの 5% を外部の専門家に委託 ・専門の監査チームが 5 年毎に視察 ・他社、業界団体の専門家と意見交換
ドイツ F 社	化学会社	確認できず	HAZOP HAZID What-if LOPA	・定期的	責任者:プラントマネージャー	・リスクアセスメントの検証には専用の管理者または安全専門家の設置が義務
オランダ G 社	石油会社	確認できず	Bow-tie 分析※2	・4～5 年毎にレビュー	・該当施設以外の HSE(健康・安全・環境)担当者も参加	・リスクアセスメント後に 5～10 名の監査団で監査 ・事故が起こった際、実施した分析結果を振り返る

HAZOP : Hazard and Operability Study, FMEA : Failure Mode and Effects Analysis, FTA : Fault Tree Analysis, QRA : Quantitative Risk Analysis(Assessment), ETA : Event Tree Analysis, LOPA : Layer of Protection Analysis, HAZID : Hazard Identification Study, P&ID : Piping and instrumentation diagram, PHA : Process Hazards Analysis, MOC : Management of Change

※1 解析手法には、定常、非定常の両方を含む。

※2 Bow-tie 分析：蝶ネクタイ型の図を用いて、左側に原因、結び目に危険事象、右側に結果を示す。原因—危険事象の間に危険事象の発生を防ぐ防壁(Barriers)、危険事象—結果の間に結果を緩和する防壁を挿入し、視覚的に原因、結果、防壁を捉える分析手法である。

欧米では、リスクアセスメントを実施する際、リーダーがプロセス全体を把握している、リスクアセスメント手法への理解が深い、さらにリスクアセスメントの経験が豊富であることが重要視され、参加メンバーは知識、経験、技術力の高さが重要視されている。また欧米では、リスクアセスメント参加メンバーはその準備として現場確認をすることをルール化している企業もあり、それを重要と認識している。これらの事は、日本でリスクアセスメントを実施する際にも参考になると思われる。

2. アメリカ合衆国 A 社.

1) リスクアセスメントの実施対象・方法

化学会社の A 社では、PHA の実施方法を社内規格により定めており、Higher Hazard Process と Lower Hazard Process で異なる方法をとることとしている。考慮する Condition には、火災、爆発、放射（熱的、電磁的、核）、毒性排出、機械的リスク、電氣的リスク、環境リスク、PSM (Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals) Critical Equipment 等がある。

PHA の実施プロセスは以下の通りである。

PHA Process

- ・ 1. PHA の実施準備
- ・ 2. Hazard と、潜在的危険事象の特定
- ・ 3. 潜在的危険事象の進展解析
- ・ 4. プロセスの安全評価
 - a) ハザード評価
 - b) インターロック評価
 - c) 施設の設置状態の解析
 - d) 人的要因解析
 - e) 本質安全プロセス解析
- ・ 5. 特定された危険事象のリスクを低減するための提言の作成と管理
- ・ 6. 社内規格に定められた内容に沿って文書化
- ・ 経営層の責任
- ・ 承認された提言に対する実行状況の追跡、実施結果の効果測定

PHA チームメンバーは、チームミーティングやフィールドツアーに出席し、実施結果についての意見を一致させ、提言を作成し、PHA 結果及び PHA 外の気づき事項を文書化する。

PHA を実施する際に事前に収集する情報は以下のとおりである。

Process Technology Information

- ・ 前回の PHA 実施結果と提言に対する対応終了日
- ・ プロセス事故情報
- ・ 物性情報

- ・プロセスの設計情報
- ・装置の設計情報
- ・プロセスに関する技術文書
- ・変更管理の記録
- ・運転手順書

全てのチームメンバーはフィールドツアーに参加する必要があり、プロセスの状態や配置、運転手順や装置、P&ID と現物に違いが無いかなどを確認する。

Process Hazard Identification においては、重大な結果（重症、重大な施設の損傷、生産停止、環境汚染）につながるハザードのみを考慮して実施し、その他の Hazard については PHA 外でレポートする。Process Hazard Identification は、オペレーターの操作による安定化や安全弁等の safeguard は無いものとし、最悪の場合にどれほどの影響があるのかプロセス固有の危険を評価する。

リスクアセスメント手法はプロセスのセグメントや運転方法によって、重み分けをし、使い分ける。基本的な手法としては What-if と Checklist を実施し、より深く実施すべき場合には HAZOP や FMEA を実施する。各手法の使い方は CCPS (Center for Chemical Process Safety) の出しているガイドライン¹と同様である。

PHA においては、ヒューマンファクターも検証する。通常時と緊急時における人と設備、システム、情報との関係性について物理的な側面（現場デザインやレイアウトと人間の大きさや力との関係に問題はないか）と認知的な側面（情報を同時に収集し考え実行できるか）について検証する。

PHA チームが提言を作成する際には、リソースが不必要に消費されることの無いように各想定事象に対するリスクを検討する。重大ハザードに対するリスクには、専門家のサポートの上で FTA や QRA(Quantitative Risk Analysis) をすることを勧めることもある。リスクマトリクスによるリスクスコアによって、どの提言が適切であるかを決定する。提言についてはどのリスクに対して追加の Safeguard が必要であることを示すことが重要であり、具体的で詳細な解決方法に限定する必要はない。

PHA の提言は、その対応の決定のために経営層によるレビューが必要である。各々の対応についての責任者、対応終了予定日を明確にし、対応までの一時的な策の必要性も検討する。

PHA 結果の見直しについては、Baseline PHA と、Cyclic PHA の使い分けにより実施している。Cyclic PHA は既に実施された Baseline PHA の再評価の際に実施し、再評価後にその評価結果をアップデートする。前回の Baseline PHA の結果が、現在の基準に適合しない場合や、プロセスに大きな変更があった場合、何らかの向上の余地がある場合には、改めて Baseline PHA を実施する。

スタートアップ、シャットダウン、エマージェンシーシャットダウン等の状態は特別に非定常とは考えておらず、定常と同等に扱っている。バッチ反応についても、各ステップについて通常の手順として同一に扱っている。運転手順の無いものは“Non-Routine Operation (非定常)” であると考えますが、その場合には変更管理 (MOC) として取り扱うこととなる。

あらゆる変更は MOC の対象として扱う。MOC はプラントを新規に設置した際の設計基準に戻り実施する。設備の変更を実施した後のスタートアップ前レビュー [PSSR (Pre Startup Safety

¹ CCPS のガイドラインとして、“Guidelines for Hazard Evaluation Procedure Third Edition” がある。

Review)] については、チェックリストにより 280 以上の項目を確認する。

A 社の MOC は、オペレーター等の担当する従業員の変更も含め実施している (OSHA (U.S. Department of Labor, Occupational Safety and Health Administration) の PSM における MOC には担当者の変更は含まれていない)。従業員の変更に対して重要なのは、そのポジションに対して必要なスキル、知識、能力を把握していることである。

PHA の実施結果は、文書化され記録される。記録は、PHA のフォローアップ、緊急時対応計画、従業員の教育訓練の際に使われる。また、PHA の結果は全従業員へ展開することを社内規格に定めている。その内容には運転条件や、重要情報などが含まれる。対面で実施することもあれば、コンピュータでプレゼンテーションを見ることとするなど、重要度により展開方法は異なる。

PHA の実施には時間がかかるが、A 社では優先事項として考えているため、時間、労力が無いといった問題にはならない。マネジメントによる優先付が重要である。

2) リスクアセスメントの実施に関する組織、責任者

PHA には、運転担当、設備担当、保安担当が参加をし、健全な技術基盤があること、教育、認定されたチーム、適切な時間があることが必要である。プロセス技術の知識がある者、設置されている設備の機能について知識がある者、現場での運転経験がある者、PHA 手法の知識のある者が集まるようにし、通常チームメンバーは 5~6 人で構成される。PHA リーダーは、5 日間の PHA の講習を受講し、社内認定を受けた者が担当する。一度リーダーとなった後でも 5 年毎の再教育が実施される。

PHA 実施チームが実施した結果は、オペレーターを含め多くの人にレビューされ、レビューの結果集められた情報はチームに返される。

3) リスクアセスメントの実施に係る危険源特定の網羅性を高めるための考慮事項

リスクアセスメントの質の向上については、リーダーの質が重要であり、育成とフォローで質を高く維持できるように努めている。また、様々な団体のガイドラインを活用し、グッドエンジニアリングプラクティスを取り入れている。さらに PHA の定期的な見直しにより、見落としを減らしよりよいものとしていくことができると考える。

化学物質の反応性について、米国でも化学物質の反応性に関する事故が多発しており問題意識を持っている。A 社では、化学物質の反応性に関連する分析技術や制御技術について社内トレーニングコースを設置しており、複数サイトで構成する化学物質の反応性についての専門家チームを組織している。化学物質の反応性について評価するためのツールとして以下のものがある。

Tools to Assess or Define Reactivity

- Screening Tool for Reactive Chemicals - U.S. National Oceanic and Atmospheric
- Harsnet - Hazard Assessment of Highly Reactive Systems
- AIChE Center for Chemical Process Safety 2003 Essential Practices for Managing Chemical Reactivity Hazards
- National Institute of Standards and Technology (NIST) - Chemistry WebBook

- Bretherick's Handbook of Reactive Chemicals Hazards (electronic searchable database from chemweb.com after free registration)
- AIChE CCPS Safety Alerts
- US DOL OSHA Chemical Reactivity Resources website

化学物質の反応性に関するガイドラインや参考書として以下のものがある。

Guidelines and References

- Bretherick's Handbook of Reactive Chemical Hazards
- Sax's Dangerous Properties of Industrial Materials, ISBN 0471354066
- CCPS Guidelines for Safe Storage and Handling of Reactive Materials
- CCPS Guideline for Chemical Reactivity Evaluation and Application to Process Design
- CCPS Guidelines for Process Safety in Batch Reaction Systems
- NFPA 49 - Hazardous Chemicals Data
- NFPA 491 - Guide to Hazardous Chemical Reactions
- American Society for Testing and Materials (ASTM) - Standard Guide for Preparation of Binary Chemical Compatibility Chart (Document Number: ASTM E2012-00)
- American Society for Testing and Materials (ASTM) - Standard Practice for Calculation of Hazard Potential Figures-of-Merit for Thermally Unstable Materials (Document Number: ASTM E1231-01)
- Chemical Reaction Hazards - Institution of Chemical Engineers (IChemE)
- Handbook of Reactive Chemicals Hazards (CRC Press)
- Safety for Reactive Chemicals and Pyrotechnics (Yoshida, Wada and Foster), ISBN 0444886567

3. アメリカ合衆国 B 社

1) リスクアセスメントの実施対象・方法

化学会社の B 社では、PHA の手法として、主には HAZOP を実施しており、小規模の場合には Checklist を用いることもある。PHA の結果を深めるために、さらに FTA、ETA を実施する。HAZOP の実施方法について、社内ガイドラインがあるが、実際にどのように実施したのか、その方法も含めて文書化する。B 社では、設備によってハザードは異なるためハザードのリスト化は行っていない。PSI (Process Safety Information) に何らかの変更がある場合には変更管理 (MOC) を実施することとしている。

各サイトには、PHA、MOC の実施担当者を設定している。また、PHA 実施後の情報共有を行う責任者も定めている。

4. アメリカ合衆国 C 社

1) リスクアセスメントの実施対象・方法

産業ガスを取り扱う C 社では、PHA は、OSHA の PSM をベースに新しいプロセスのスタートアップ前、その後の 5 年毎、及びプロセスに変更がある場合に実施している。

使用する PHA の手法は、HAZOP、What-if、Checklist であり、プロセスが複雑である場合には HAZOP を実施し、潜在的なハザードや運転上の問題を特定するが、シリンダーストレージのようなシンプルなプロセスについては、What-if により実施する。シリンダーの取扱、保管方法、ヒューマンファクター、外部ファクターに焦点をあてる。

非定常 (Non-routine) についても、PHA 実施の際に手順ミス等から考慮している。また、新しいプロセスや改造を行ったプロセスのスタートアップ前には、PSSR (Pre Startup Safety Review) を実施する。JSA (Job Safety Analysis) も、適切なスタートアップやシャットダウンの手順を定めるのに役立つ。“Non-routine” とは、手順書でカバーできないものであると考えている。

変更管理 (MOC) の対象は、施設、関係書類、運転手順、人の変更を対象としている。

2) リスクアセスメントの実施に関する組織、責任者

HAZOP を実施する場合のチーム編成は、以下のとおりである。

- ・ HAZOP 手法に精通した担当者
- ・ ディスカッションや提言を記録する担当者
- ・ 対象のプロセスの運転経験がある担当者
- ・ 対象のプロセスに精通している担当者
- ・ エンジニア、メンテナンス担当、安全担当

HAZOP リーダーは、1 週間のチームリーダートレーニングコースを受講する (外部講座)。

3) リスクアセスメントの実施に係る危険源特定の網羅性を高めるための考慮事項

リスクアセスメントの網羅性については、Checklist の活用、チームが机上でディスカッションするだけでなく現場を歩いてまわること、PSSR の実施が有効であると考えている。また、HAZOP に時間がかかる事は認識しているが、それを理由に他手法をとる事は考えていない。ハザード抽出には HAZOP が有効と考えている。

5. イギリス D 社

1) リスクアセスメントの実施対象・方法

石油化学会社の D 社は、人の安全・セキュリティ・環境・プロセス安全のリスクアセスメントを実施しており、手法としては、QRA (Quantitative Risk Assessment)、HAZOP、LOPA、コスト評価を使用している。

主要なリスクアセスメントとなっているのが COMAH 規則 (Control of major accident hazards regulations) で求められる 5 年ごとのレビューで、HAZOP と LOPA を併用し、2~3 年おきにプロセスをリバイスしている。変更時には、そのリスクをレビューするため変更管理のプロセスを実施する。内部でのリスクアセスメントのレビューを毎年実施している。この中で、HAZOP 及び LOPA のバリアをチェックして何か新たな情報がないかや、バリアを更新する必要があるかを確認する。

スタートアップ及びシャットダウン時については、オペレーターのホールドポイントを含め非常に細かいプロセスの操作慣行が定められている。自然災害については、落雷や洪水防御策などが定量的リスクアセスメントの一環でリスクマトリクスの中で考慮されている。異常反応については、複数の事故管理チームが様々なシナリオを考え、これらのシナリオに対する異常反応計画を策定している。新たな機器の導入においては保全チェックおよび変更管理プログラムを使用する。同プログラムには、組織変更等の要素も含んだ健康・安全のチェックリストが含まれているが、チェックリストは、リスクが関わる変更について思考を促すような語句 (ガイドワード) が使われているため、プログラムを使用することにより、リスクアセスメントの他の作業につながる場合が考えられる。その場合、その結果を話し合い必要に応じてアクションがとられる。

2) リスクアセスメントの実施に関する組織、責任者

a) 社内での専門組織・チームの有無

リスクアセスメントは、環境エンジニアやプロセス安全などの専門家等から成るチームが行う。チーム構成はアセスメントの内容にもよるが、例えば環境に対する大規模事故 (MATTEs : Major Accident to the Environment) のリスクアセスメントの場合は以下の人員で構成される。

- 資産 (設備) 監督
- 資産 (設備) 化学エンジニア
- 資産 (設備) 機械エンジニア
- プロセス安全の専門家
- プロセス安全エンジニア
- 電気関係の説明をできる者
- 環境安全エンジニア
- HSSE マネージャー (総監督)

b) リスクアセスメント評価の検証及び評価後の組織対応、展開等

リスクアセスメントのプロセスの結果、リスクのランキングが作成される。これはあるリスクが実際に発生する確率と発生した場合の重度を示すリスクマトリクスと関係してくる。

通常の保全モニタリングでは、社内の多くの領域から選ばれたメンバーで構成されたピアグループが組織される。

3) リスクアセスメントの実施に係る危険源特定の網羅性を高めるための考慮事項

潜在的な危険源を効果的に評価するため、効果的かつ効率的な最新のアプローチを使うよう常時模索し、様々なモデリングを見てリスクアセスメントを改善に努めている。

安全性改善のため、「どのコントロールバリアが最もよく機能しているか?」「警報は問題なく作動しているか?」といった項目を年 1 回見ている。また、HSE (Health and Safety Executive) のプロセス安全プログラム指標 (Process Safety Programme Indicator) のシステム²を使って、自社のプロセス安全のシステムをチェックしている。

² <http://www.hse.gov.uk/comah/guidance/process-safety-performance-indicators.pdf>

6. ドイツ E 社

1) リスクアセスメントの実施対象・方法

化学会社の E 社では、全ての新規投資プロジェクト及び既存のプラントについてリスクアセスメントを実施している。

非定常時の考慮は、同社のリスクアセスメントのプロセスに不可欠で、定常時と違い、非常に重要な位置付けにある。

a) 実施手順

第 1 に、概念的にハザードを特定する。例えば、プラントの特定部分に圧力がかかると毒性ガスが発生する場合、それにどう対応するか、二次格納容器が必要かなど、この段階では、「安全コンセプト」と呼ぶ短い報告に全てを書き出す。

第 2 に、業界標準の P&ID を評価する。ここからは膨大な量のプラントの詳細情報を得ることができる。この評価時に特定のリスク (例えば、P&ID の特定部分に過剰な圧力がかかるなど) を特定した場合、この情報をリスクマトリクスに入れ込む。このリスクマトリクスでは、例えば、確率は 10 年に 1 度、重大度は死亡事故につながる可能性がある、というようにリスクの発生確率とその重大度が示される。リスクマトリクスは、リスク分類を決定する。同社は、これを A~F の 6 段階に分類する。このリスク分類に従って、最低限の保護レベルが割り当てられる。これは、機械的保護の場合もあれば、圧力センサーなどの計器等の場合もある。

同社は、安全度水準 (SIL : Safety Integrity Level) における SIL 2 と 3 を利用しており、SIL 4 は同社の判断で利用していない。SIL 1 は、定常時のオペレーション分散制御システムで対応すべきとしている。SIL 2 と 3 については、別の制御システムを採用している。同社は安全計装システム (SIS : Safety Instrumented System) も利用しているが、同システムではレベル 2 と 3 のみを利用している。

このように同社は、リスクマトリクスを利用して、保護措置のレベルを決定している。ただ、リスク分類のレベルが A の場合には状況が異なる。レベル A は、確率が年に数回、重大度で死亡事故につながる可能性があるリスクレベルなため、このプロセスを変更しリスクレベルを下げた上で対処している。

同社のプラントは通常 P&ID が 50 枚ほどであることが多い。これらのプラントは、工費が 1 億ユーロレベルの典型的な化学プラントの規模であるが、リスク発生を防止するために通常 30~40 程度の保護機能が施される。

b) 実施時期

新規プラントの設置時には、詳細なリスクアセスメントを実施する。まず工程系統図を見て概念的に評価する。続いて P&ID が完成した時点でこれを評価する。危険度が高いプラントについては、プラントの部分別にリスクの高い部分と中度の部分、低い部分に分けてリスク分類レベルを割り当

てる。その後、リスクの高いプラント部分について評価を実施する。このプロセスは、HAZOP の詳細なリスク評価となる。

これとは別に、既存プラントの定期的な見直しも実施している。5 年ごとに安全コンセプトの検査を実施し、更に 10 年ごとに完全な P&ID の見直しを実施する。白紙の状態に戻ってリスクアセスメントを実施し直し、その際に既存の記録文書は一切参照しない。これにより過去の経験から生じる先入観に捉われずに済む。

リスクアセスメントは常に不完全なもので、100% 正確なアセスメントは不可能である。実施担当者の経験による部分も大きい。同社は、完全に新規のリスクアセスメントを実施し、その上で過去のものと比較する手法を取っている。この過程では、前回のリスクアセスメントで見過ごしていた点が見つかったり、新たに実施したリスクアセスメントで見過ごした点が明らかになったりする。2 つの報告書を比較することで、安全管理におけるギャップを埋めることができる。この方法は手間がかかるが、この見直しのプロセスが同社の安全の見直しプロセスとなる。

更に、機器のアップグレード時などの既存施設の変更時にも、リスクアセスメントの更新を実施する。同社には、変更時用のリスクアセスメントプロセスがあり、P&ID やほかの機器の情報を確認する。ここで重要なのは、変更時の作業手順が明確に定義され、これにより、必要となる変更に関する知識と関連するハザード情報を得ることができることにある。同社には、変更時用のロータスソフトによる IT 作業手順があり、これを通じて変更時に必要な情報と知識が確実に提供される。事故の多くは変更時に発生することから、変更の記録と見直しは非常に重要なプロセスである。10 年ほど前にこうした傾向を認識したため、その後変更時のプロセスの管理を大幅に向上させた。

既存施設の見直しに関する要素としては、施設の老朽化問題もある。同社のプラントの一部には第 2 次世界大戦前からのものもあり、これについては、リスクアセスメントの一部として、常時試験所の測定結果に注目している。以前は、社員が反応について認識してはいたものの異常反応を検査する措置は施されていなかった。現在、同社には異常反応を常時検査するプロセスがあり、試験所でプラントの化学物質の化学・物理特性と反応を検査している。試験所ではこれを確認するための計測を実施し、例えば、気温が 50 度を越えた時に何が起こるか等の化学・物理特性に関する情報を把握している。同社は、異常条件下や複合反応などを含めた全ての運転条件を網羅する質の高い学術的データの収集を非常に重視しており、常時これを監視し、このデータをリスクアセスメントに活用している。

2) リスクアセスメントの実施に関する組織、責任者

a) 社内での専門組織・チームの有無

E 社には専門のプロセス安全部署があり、リスクアセスメントを率いる立場にある。同部署は、グループ全体の ESH (Environment, Safety and Health) 管理部門長に直属する。ESH 管理部長は、事業部長と同等の位置付けにある。その際、重要なのは、プロセス安全部署に所属する社内の安全専門家が、事業部長から直接指示を受ける直属関係にないということである。同社の安全専門家は、社内で独立した位置付けにある。もし安全担当が事業部に属していると、安全にかかる費用と経済性の間で妥協する可能性が生じてしまう。安全専門家の掲げる目標は安全に関わるもののみで、安全に関する予算提案も受け入れられやすい。もちろん、安全とその必要最低水準に関する意見対立

が社内上層部にまで到達する可能性はあるが、プロセス安全部署が独立した立場であることは、プロセス安全の観点からは望ましい体制である。

現場ではプロセス安全、労働安全、環境安全を担う担当者があり、これらの担当者は、一般的な ESH 案件を任務としている。例えば、プロセス安全のリスク水準が低いプラントでは、現場の担当者がリスクアセスメントを実施できるが、リスク水準が中程度あるいは高い場合は、70 名の安全専門家がリスクアセスメントを実施する。現場レベルの安全担当者は、世界に約 70 名配置されている。

個別のリスクアセスメントは、通常 4~5 名程度のチームで実施する。プロセス安全部署の安全専門家がチームを率い、ここに、プラントマネージャーかアシスタントマネージャー、機械工学科保守から 1 名、プラントのオペレーションの詳細を把握しているオペレーター 1 名が加わる。これが最小規模のチーム構成で、個々のプラントの必要に応じて、ほかのメンバーがチームに加わる。

同社では、最近までリスクアセスメントは社内のみで実施していたが、2 年ほど前から試験的に外部のコントラクターをチームに加えている。同社の場合、資産の 90 %は大規模プラントで、これらに限って一部外部の専門家を登用している。外部の専門家は全てスーパーバイザーか社内安全専門家から研修を受ける。スーパーバイザーは、抜き打ちでチェックも行う。現在では、リスクアセスメントの約 5% を外部委託している。

b) リスクアセスメント評価の検証

E 社の方針では、安全専門家の質を重視している。安全専門家は長年の製造経験があり、事業の技術面と管理・責任面の両方に精通している。10~20 年のオペレーション、保守、工学の経験を積み、過去 10 年は同社のリスクアセスメントプロセスについて習得し、実践的な専門知識を活かして専門家になるというのが、典型的なケースである。その際、自らがキャリア経験を積んだ分野に重点的に取り組む傾向が見られる。

c) リスクアセスメント評価後の組織対応、展開等

リスクアセスメントを実施した後は、その後数カ月（あるいは多大な投資を必要とする場合などは状況に応じて数年以内）に実施すべき実施項目をリスト化する。通常、全ての項目を実施するのに 3 年程度かかる。社内には監査システムがあり、ここで実施項目が実際に実施されたかどうか確認する。専門の監査チームが 5 年に 1 度拠点を視察し、通常数日かけて監査を行う。監査では、実施項目の実施状況を確認し、結果は色別で評価される。監査報告書は、経営陣レベルに報告されるため、拠点のマネージャーは、監査結果が「赤」の評価になることを恐れている。社内には社内法のようなものが存在し、これは政府の法律のように責任の所在や実施義務、実施頻度等を規定する。監査ではその拠点が法的要件を満たしているか、社内規則（法）に従っているかを検査する。この過程は、リスクアセスメントで導き出された実施項目の実施を確認する上で、非常に重要である。

3) リスクアセスメントの実施に係る危険源特定の網羅性を高めるための考慮事項

リスクアセスメントのプロセスを改善する主要方法としては、ほかの企業の専門家との意見交換が挙げられる。これは、業界団体、欧州レベルでは欧州プロセス安全センター（EPSC: European Process Safety Center）、米国では、化学プロセス安全センター（CCPS）と実施している。ドイツでは、化学

産業連盟 (VCI : Verband Chemischer Industrie) が非常に積極的で、米国では、米国化学工業協会 (ACC : American Chemistry Council) も非常に積極的である。化学の業界団体にはプロセス安全の作業グループが設置され、E社もこれに参加している。現在同社では、世界で統一したインシデント評価指標の作成を目指すチームに参加している。ここでは、企業間で漏出や小規模火災について異なる指標が用いられているため、標準化した評価指標 (KPI) の定義の作成を目指している。同プロジェクトは、国際化学工業協会協議会 (ICCA : International Council of Chemical Associations) で、OECD (Organisation for Economic Co-operation and Development) の協力の下に実施されている。こうしたチームにおいて専門家と意見交換することは、リスクアセスメント改善のための有用な情報源となる。こうした場を通じ、他社の好事例について学ぶことができる。

7. ドイツ F 社

1) リスクアセスメントの実施対象・方法

化学会社の F 社でのリスクアセスメント手法は、ハザードの潜在性とプラントの複雑性に応じて異なる。潜在性が高いものについては、HAZOP を採用、潜在性が中度のものについては、HAZID と “What if” 方式を併用し、低度のものについては、HAZID 方式とチェックリスト方式を採用している。リスクの分析 (措置によるリスクの低減) は、米国の LOPA のリスクマトリクスを使用している。

リスクアセスメントは、プロセス安全に関わる全てのリスク (毒性、その他の健康への影響、(陰圧)圧力、防爆、防火、土壌・水・大気の保護に関わる環境保護) を対象として実施している。非定常時のリスクアセスメントには、HAZID 及びチェックリスト方式を実施し、変更時については同社独自の変更管理要件が適用される。

リスクアセスメントの実施方法は、「Technical Standard Process Safety Concept」という技術基準によって規定されており、この技術基準は GPSC (Global Process Safety Competence Center) に属す。技術基準には、責任の所在、チームの結成、チームメンバーの役割、意見不一致の際のエスカレーション・プロセス、採用手法、リスクアセスメントの再検証の時期と間隔、プロセス安全コンセプト等が含まれる。

2) リスクアセスメントの実施に関する組織、責任者

リスクアセスメントの実施責任は、プラントマネージャーにある。同社には、グループ全体の戦略管理を担う Corporate Center から社内の安全専門家ネットワークを構築し、プラントマネージャーにリスクアセスメントの実施方法について助言することを委任された GPSC が設置されている。

前述の技術基準では、全てのリスクアセスメントの検証には、常に専用の管理者あるいは GPSC の安全専門家を配置することが義務付けられている。GPSC が全世界のリスクアセスメントの検証プロセスを計画する。

3) リスクアセスメントの実施に係る危険源特定の網羅性を高めるための考慮事項

同社は、前述の技術基準「Technical Standard Process Safety Concept」の適用を義務付けることや、

GPSC の安全専門家の知見の活用により、リスクアセスメント及び危険源特定の改善を図っている。その際、反応制御や設計、作業リスク等に関しては、リスクを許容できる水準にまで引き下げるのに必要な全ての危険源を考慮に入れているとしている。

8. オランダ G 社

1) リスクアセスメントの実施対象・方法

石油会社の G 社では、リスクアセスメントに際して、まず HEMP (Hazard and Effect Management Process) という手順で、各事象について「何がうまくいかなかったのか?」、次に「どういう影響や結果が予想されるのか?」、そして「そのために、どういう変化が起こりうるのか?」という3つの設問で問題を特定し、結果を想定する。そしてハザードごとに、「ボウ・タイ分析法」を実施し、これを集大成して施設ごと、事業所ごとのリスクの定量評価につなげている。

また、HEMP を通して得られた事項をリスク・アセスメント・マトリクスに記入し参照することで、リスクの大きさの程度を判断する。リスクアセスメントでの許容しうるリスクレベルとされているのは、「ALARP (As Low As Reasonably Practicable) レベル」³である。各事業所はリスクアセスメント報告とともに、社内でその証拠の提出をしなければならないが、会社としては管轄当局にもこれを提出する。なお社内での証拠チェックは、行政のそれよりも厳しい。

万一、実際にある施設で事故が起こった際にも、その施設で実施した「ボウ・タイ分析法」を振り返る。分析の中で検討していた回避策で、どれがうまく機能しなかったのかを見つけ、その原因を究明して再発防止に役立てる。また、起こった事故の分析に Tripod という手法も使っている。これは、様々な事象から事故の原因を探するための手法である⁴。

2) リスクアセスメントの実施に関する組織、責任者

G 社の安全管理システムの流れは、安全確保へのポリシーや戦略目標設定（重大事故防止方針「MAPP」に相当）に始まり、それらを達成するための一連の HSE 関連業務を計画し実行する。そしてそれが適切に実行され戦略目標が達成されているかをチェックする監査と、経営者によるレビュー（見直し）に至る。

これらのマネジメント全体に、組織のリスクを常に査定・特定し、絶えず対策を打ってリスクを最小化するリスク・ベースド・アプローチを要求している。

a) 社内での専門組織・チームの有無

グループ各社の各事業所に職場と施設における健康・安全・環境を確保する HSE 関連業務を実施する組織があり担当の責任者がいる。

³ ALARP 施設におけるリスク低減の経済的・時間的限界費用が効果を上回るころまで努力をするという、リスク管理の考え方。経営者の安全管理上の法的責任を判定する原則ともされている。

<http://www.hse.gov.uk/risk/theory/alarplance.htm>

⁴ Tripod <http://www.tripodincidentanalyse.com/overtripod/>

なお、各事業所でのリスクアセスメントの実施の際は、アセスメントを実施する施設とは別の事業所から選抜された HSE スタッフが、前述の HEMP に基づくリスクの抽出と個々のリスクレベルの評価にあたる。

b) リスクアセスメント評価の検証

リスクアセスメント評価の検証作業として、健康・安全・環境の目標や計画の達成度・進捗度が十分か、HSE 関連業務・安全・環境管理の効果が出ているか、インシデントとして現れていない隠れた情報がないか、従業員の健康状況がどうか、などを確かめる。問題の有無を関係先に報告し、それを基に各業務プロセスの修正・改善を検討する。こうして、リスクアセスメントの精度を高め、その他の HSE 関連業務のレベルアップを図る。

また 4～5 年に 1 度、新たな事故情報や技術の進歩に対応するため各事業所のリスクアセスメントを見直し改良する。

c) リスクアセスメント評価後の組織対応、展開等

リスクアセスメント評価後の公式な組織対応としては、安全監査が実施される。監査には、安全に関わる個別の事項についての内部監査のほか、グループ・事業部レベルのマネジメント監査もあり、それぞれに実施手順とルールが決まっている。大規模な危険物取扱施設の安全監査は、社内 OB や社外のコンサルタントによる 5～10 人の監査団が組織され、通常は 2 週間をかけて実施される。監査結果は監査団よりトップマネジメントに報告され、レビューされる。