19IFIP-B087592-06

플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발 최종보고서 (2세부)

2019

국토교통과학기술진흥원

국토교통부

보안 과제( ), 일반 과제(O) / 공개(O), 비공개( )발간등록번호( )

R&D / 19IFIP-B087592-06

플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발 최종보고서 (2세부)

2019. 9. 30.

협동연구기관 / 서울대학교
공동연구기관 / ㈜열린기술

국 토 교 통 부
(전문기관) 국토교통과학기술진흥원

제 출 문

국토교통과학기술진흥원 귀하

‘플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발’(연구개발 기간 : 2014 . 11 .30 ~ 2019 . 09 .30) 과제의 최종보고서 15부를 제출합니다.

2019 . 10 . 21 .

협동연구기관명 : 서울대학교 산학협력단 윤의준 (인)
참여기관명 : ㈜열린기술 박준호 (인)

협동연구기관책임자: 임영섭
참여기관책임자: 이주혁

국토교통부소관 연구개발사업 운영규정 제29조에 따라 최종보고서 열람에 동의합니다.

보고서 요약서

<table>
<tr><td>과제 고유 번호</td><td>19IFIP-B087592-06</td><td>해당 단계
연구 기간</td><td>2019.01.01.~
2019.09.30</td><td>단계구분</td><td>3단계/3단계</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구사업명</td><td>중사업명</td><td colspan="4"></td></tr>
<tr><td>세부사업명</td><td colspan="4">플랜트 연구사업</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구과제명</td><td>대과제명</td><td colspan="4">햅틱기반 플랜트 안전훈련 시스템 기술개발</td></tr>
<tr><td>세부과제명</td><td colspan="4">플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구책임자</td><td rowspan="2">임영섭</td><td>해당단계
참여연구원 수</td><td>총: 7 명
내부: 7 명
외부: 0 명</td><td>해당단계
연구비</td><td>정부:68,500천원
민간:23,000천원
정부외: 천원
상대국: 천원
계:91,500천원</td></tr>
<tr><td>총 연구기간
참여연구원 수</td><td>총: 28 명
내부: 28 명
외부: 0 명</td><td>총 연구비</td><td>정부:1,400,000천원
민간: 513,770천원
정부외: 천원
상대국: 천원
계1,913,770천원</td></tr>
<tr><td>연구기관명 및 소속 부서명</td><td colspan="2">서울대학교 산학협력단</td><td colspan="2">참여기업명
㈜열린기술</td><td></td></tr>
<tr><td>국제공동연구</td><td colspan="2">상대국명:해당없음</td><td colspan="2">상대국 연구기관명:해당없음</td><td></td></tr>
<tr><td>위탁연구</td><td colspan="2">연구기관명:해당없음</td><td colspan="2">연구책임자:해당없음</td><td></td></tr>
</table>

※ 국내·외의 기술개발 현황은 연구개발계획서에 기재한 내용으로 갈음

연구개발성과의 보안등급 및 사유	해당없음

9대 성과 등록·기탁번호

구분	논문	특허	보고서 원문	연구시설·장비	기술요약 정보	소프트웨어	화합물	생명자원		신품종	
								생명 정보	생물 자원	정보	실물
등록·기탁 번호											

국가과학기술종합정보시스템에 등록한 연구시설·장비 현황

구입기관	연구시설·장비명	규격 (모델명)	수량	구입연월일	구입가격 (천원)	구입처 (전화)	비고 (설치장소)	NTIS 등록번호

요약문

<table>
<tr><td>연구의
목적 및 내용</td><td>○플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발
- 선진 공정 시뮬레이션 및 사고 시뮬레이션 기술을 활용하여 실제 플랜트 대비 90% 이상의 정확도를 가지는 공정 및 사고 시뮬레이션 모델 개발
- 공정 및 사고 시뮬레이션 간 연속적 연계(정보전달 소요시간 3초 이내)가 가능한 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발</td></tr>
<tr><td>연구개발성과</td><td>○플랜트 사고 상황 공정 시뮬레이션 기술 개발
- 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 개발(H&MB, 장치 사이징, 제어기 설정값)
- 동적 공정 시뮬레이션 모델 개발(제어기 파라미터, 이상 및 사고 시나리오 입력)
- 통합 플랜트 공정 시뮬레이션 모델 개발(석유화학플랜트 대상 모델)
○플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 기술 개발
- 사고 시뮬레이션 방법론 분석(선진 시뮬레이터 성능 및 입출력구조 분석)
- 도시가스 정압설비 사고 시뮬레이션 모델 개발(정압설비 Geometry 및 시나리오)
- 석유화학플랜트 사고 시뮬레이션 모델 개발(플랜트 Geometry 및 시나리오)
○통합 플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발
- 안전 훈련 다중 협업 플랫폼 구축 지원(기반 자료 분석)
- 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발(공정/사고 시뮬레이션 연동알고리즘)
- 통합 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 시스템개발(석유화학플랜트 대상 프로토타입)
<table>
<tr><th rowspan="2">구분</th><th rowspan="2">논문</th><th rowspan="2">특허</th><th rowspan="2">보고서 원문</th><th rowspan="2">연구 시설・장비</th><th rowspan="2">기술요약 정보</th><th rowspan="2">소프트 웨어</th><th rowspan="2">화합물</th><th colspan="2">생명자원</th><th colspan="2">신품종</th></tr>
<tr><th>생명 정보</th><th>생물 자원</th><th>정보</th><th>실물</th></tr>
<tr><td>예상성과 (N/Y)</td><td>Y</td><td>Y</td><td>Y</td><td>N</td><td>N</td><td>Y</td><td>N</td><td>N</td><td>N</td><td>N</td><td>N</td></tr>
</table>
</td></tr>
<tr><td>연구개발성과의
활용계획
(기대효과)</td><td>플랜트 운영 및 유지보수 기술의 국제 경쟁력 확보를 바탕으로 플랜트 기술 수출 증대 및 요소기술 수입절감 효과를 가져 올 수 있고, 가상 현실 및 햅틱 기술의 자립화 및 산업화를 통하여서도 플랜트 IT 산업의 활성화, 수출증대 및 수입절감 효과를 가져올 수 있음. 플랜트 유지보수의 효율화를 통한 비용절감 효과도 가져 올 수 있음. 이를 기반으로 새로운 지식기반 플랜트 서비스를 창출할 수 있음.</td></tr>
</table>

국문핵심어 (5개 이내)	시뮬레이션	안전	사고	공정	인터랙티브
영문핵심어 (5개 이내)	Simulation	Safety	Accident	Process	Interactive

※ 국문으로 작성(영문 핵심어 제외)

〈 목 차 〉

1. 연구개발과제의 개요 ····· 1
2. 연구수행내용 및 성과 ····· 9
3. 목표 달성도 및 관련 분야 기여도 ····· 30
4. 연구개발성과의 활용 계획 등 ····· 48
붙임. 최종평가 성과집 ····· 51

1. 연구개발과제의 개요

가. 연구개발과제의 목적

구분	내용
최종 목표	○플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 모델 개발 ○플랜트 사고상황 공정 시뮬레이션 모델 개발 ○플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈 개발
세부 목표	○선진 공정 시뮬레이션 및 사고 시뮬레이션 기술을 활용하여 실제 플랜트 대비 정확도 90% 이상의 공정 및 사고 시뮬레이션 모델 개발 ○공정 및 사고 시뮬레이션 간 연속적 연계(정보전달 소요시간 3초 이내)가 가능한 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발

2세부과제는 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술을 연구하여 플랜트 정상상태 공정 시뮬레이션, 플랜트 동적 공정 시뮬레이션, 누출/화재/폭발 사고 시뮬레이션, 통합 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발을 통하여 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템을 개발하는 것을 목표로 한다.

2세부과제의 최종 연구 성과물은 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템으로, 대상 공정의 시뮬레이션 모델을 바탕으로 사고 시뮬레이션과 공정 시뮬레이션의 연계를 통해 최종적으로 공정 시뮬레이션을 통해 사고가 발생하기 전까지의 상황을 모사하고 사고가 발생한 순간의 공정 조건을 분석, 사고 시뮬레이션을 수행하여 사용자인 운전원들에게 단순한 시뮬레이션 모델 이상의 현실에 가까운 시각적 정보를 다양한 방법으로 제공하는 시스템으로, 사고 상황에 대한 시각화 등을 통하여 운전원들의 교육에 효과적인 시스템임.

플랜트 사고상황 공정 시뮬레이션은 공정 모델링용 물성치 예측 패키지 형성, 공정내 주요 화학 반응 모델링, 공정 설비 사양 검증 및 보정, 운전 모드별 정상 상태 공정 시뮬레이션 기술을 연구하며 공정 운전 정보 분석 및 해석, 공정내 반응, 분리, 회전, 배관 설비 상세 동적 모델링 등 공정 단위 모델 연계 및 통합 모델 개발 기술을 연구하며 사고 시나리오의 정량적 분석 및 구체화, 사고 시나리오 동적 모델링 및 시뮬레이션, 사고 시나리오 시뮬레이션 결과 해석 기술을 종합적으로 연구한다.



그림 1. 2세부과제 최종 목표

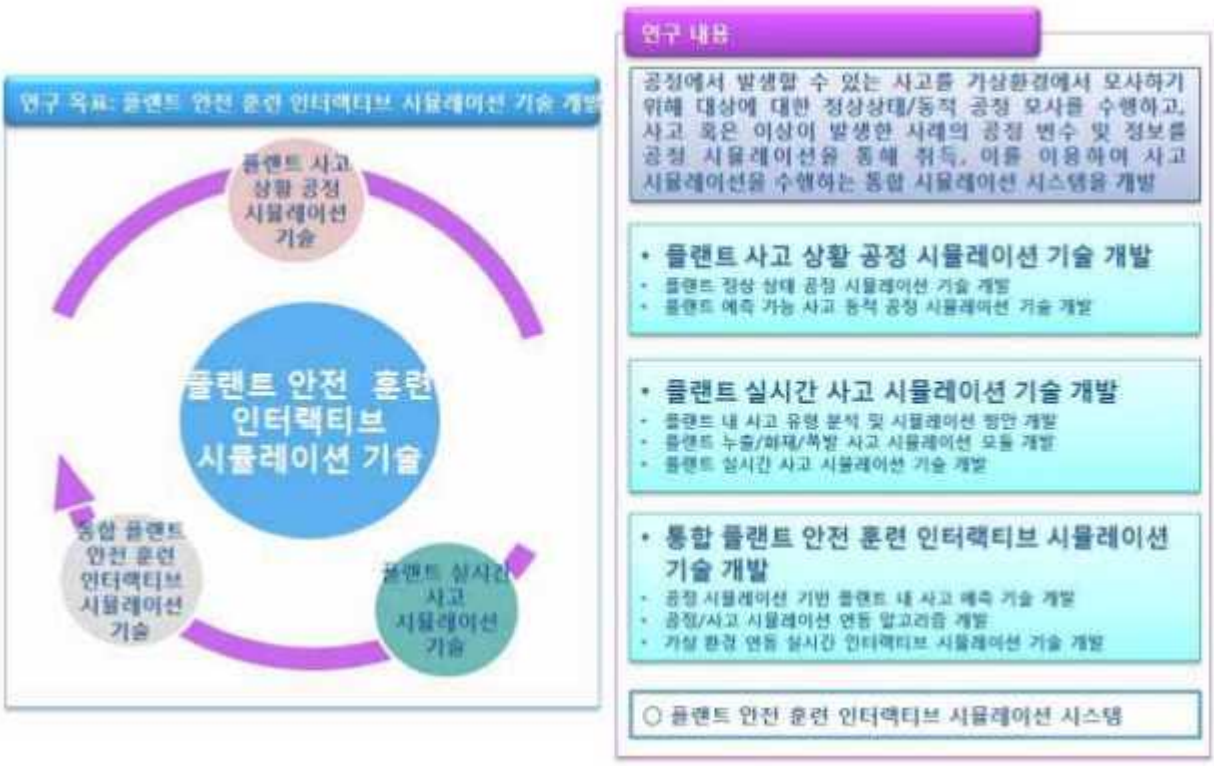


그림 2. 2세부과제 연구목표 및 내용



그림 3. 2세부과제 As-Is vs To-Be

표 1. 2세부과제 연구 목표, 내용 및 성과물

연구 목표	연구 내용 및 성과물
플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발	연구 내용 ▪ 플랜트 사고 상황 공정 시뮬레이션 기술 개발 - 플랜트 정상 상태 공정 시뮬레이션 기술 개발 - 플랜트 예측 가능 사고 동적 공정 시뮬레이션 기술 개발 ▪ 플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 기술 개발 - 플랜트 내 사고 유형 분석 및 시뮬레이션 기술 개발 - 플랜트 누출/화재/폭발 사고 시뮬레이션 모델 개발 - 플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 기술 개발 ▪ 통합 플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발 - 공정 시뮬레이션 기반 플랜트 내 사고 시뮬레이션 연계 - 공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발 - 가상 환경 연동 실시간 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발 ※ 핵심기술요소(CTE) 및 단계별 기술성숙도(TRL) 목표

세부목표	햅틱기반 플랜트 안전 훈련 체감화 기술 개발		유형	소프트웨어		
프레임워크		선행 단계	**시제품 제작 및 시연**		현장적용	제품화/ 실용화
마일스톤		현재 TRL	마일스톤 목표 TRL			
			1차 년도	2차 년도	3차 년도	4차 년도	5차 년도 (종료)
마일스톤 일정		'14.07	'15.09	'16.09	'17.09	'18.09	'19.09
CTE No.	**기술명**						
CTE 1	플랜트 사고 상황 공정 시뮬레이션 기술	TRL 2	TRL 3	TRL 4	TRL 4	TRL 5	TRL 6
CTE 2	플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 기술	TRL 2	TRL 2	TRL 4	TRL 4	TRL 5	TRL 5
CTE 3	통합 플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술	TRL 2	TRL 3	TRL 4	TRL 4	TRL 5	TRL 5

성과물

- 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템
  - 플랜트 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델
  - 플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 모델
  - 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈

나. 연구 개발의 필요성 및 범위

대형 플랜트의 상당수를 차지하는 석유화학 및 가스 플랜트의 공정은 공정 특성상 가연성 물질과 고온, 고압 조건으로 인해 사고 발생 가능성이 높으며 사고 발생시 초기 단계에서 제대로 대처하지 못하면 심각한 재난으로 연결될 수 있는 가능성이 존재하며 석유화학 및 에너지 플랜트뿐만 아니라 위험 물질을 대량 저장하거나 취급하는 사업장에서는 독성 물질이 유출되어 인근 환경을 오염시키거나 주민에게 피해를 줄 수 있고 폭발 또는 화재 사고가 발생하여 사업장내의 인적, 물적 손실은 물론, 주변 지역의 인명 피해를 유발할 수도 있기 때문에 이러한 위험 요소를 절감할 수 있는 효과적이면서도 적극적인 대책이 시급함.

플랜트 사고의 원인의 다수를 차지하는 것은 인적 오류 (human error)로 통칭할 수 있는 조업자의 부주의 혹은 규정 위반과 같은 부분 이며 최근 플랜트 업계의 고질적 문제로 드러나고 있는 퇴직 인력의 운전 경험 전승 부족 문제나 우수 인력 채용의 난해함으로 인해 이러한 위험성은 시간이 지날수록 확대되고 있는 상황

기존 공정 시뮬레이션 소프트웨어를 활용한 플랜트 안전훈련시스템은 이러한 화학 플랜트내의 리스크 감소, 특히 운전시의 위험 요소 통제와 안전 운전 절차 교육 등에 많은 역할을 해 왔음. 화학공정 시뮬레이션은 공정에 대한 수치 계산을 바탕으로 공정을 분석하는 기술이며 일정한 상태를 모사하는 정상 상태 시뮬레이션과 시간에 따라 변화하는 상태를 모사하는 동적 시뮬레이션으로 구분할 수 있으며 동적 시뮬레이션 모델이 완성되면 이를 활용해 공정을 가상적으로 운전해볼 수 있는 운전원 안전 훈련 시스템(Operator Training System)을 개발하여 운전원을 대상으로 공정 운전 절차와 최적 운전 등의 개념에 대해 학습할 수 있는 환경을 제공할 수 있음.

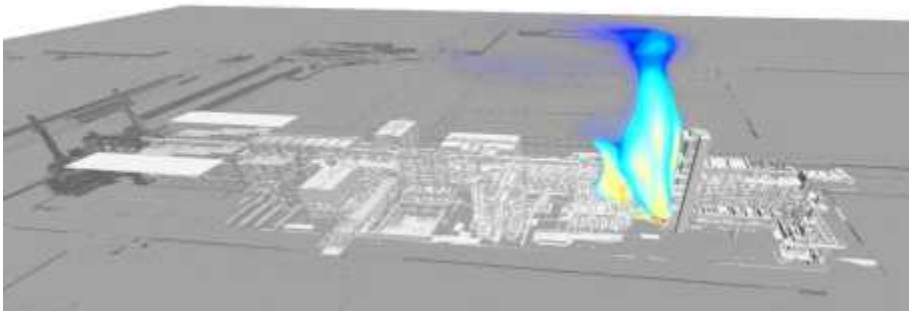
OTS 기술은 다양한 공정을 대상으로 실증화되어 산업계에 실효적인 안전성 향상과 운전 효율성 증대에 큰 도움을 주고 있음. 특히, 해외 관련 분야의 기업들은 실제 공정을 운영하는 기업과의 협업을 통해 시뮬레이션의 정확성 향상은 물론이고 시뮬레이션을 현장에 도입할 수 있는 다양한 방법을 연구하고 있음. 해외 OTS 개발 업체는 미국, 유럽, 일본에 집중되어 있으며 그 중에서도 Honeywell, Aspentech, Invensys, Emerson Process System, Yokogawa 등의 회사가 기술적으로 높은 수준에 도달해 있음. 이 때문에 현재 국내산업계에서 이용되고 있는 OTS 기술은 대부분 자체적인 개발이 아닌 해외 업체의 검증된 기술을 도입하는 것이 일반적임

그러나 기존의 OTS 시스템은 단순히 “조업자가 공정을 어떻게 운전해야 하는지”에 초점을 맞추어구성되었기 때문에 공정을 잘못 운전했을 때 어떤 사고가 발생할 수 있는지, 어떻게 잘못된 운전을 대처해야 하는지 등에 대한 수요를 충족시키지 못하고 있기 때문에 조업자와 공정 시뮬레이션 모델간의 인터랙티브 시스템 구축을 통해 조업자의 교육 효과 향상을 필요로 함.

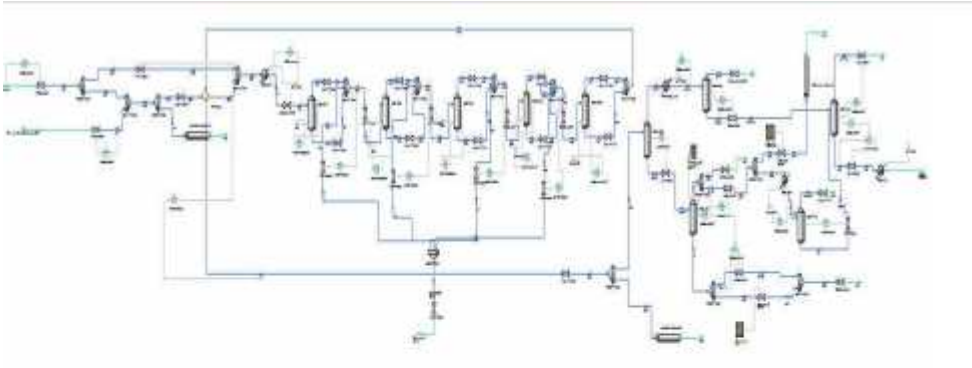
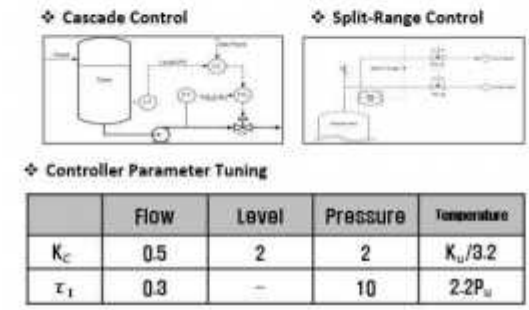
한 화학 공정에서의 사고는 필연적으로 누출, 화재, 폭발과 관련되며 이는 광범위한 인명 피해로 연결될 수 있다는 점에서 그 사고 형태가 어떻게 나타나는지에 대해서 정성적, 정량적으로 분석하는 것은 필히 수행되어야 함. 따라서 작업자를 대상으로 한 OTS 개발에는 사고 상황에 대한 대처 개념이 포함되어야 하는 만큼, 사고 상황의 도시를 위한 정량적 위험 분석 및 평가는 반드시 수반되어야 함. 정량적 위험분석은 위험 물질 누출, 화재, 폭발에 대한 피해 범위, 파괴력 등을 분석하는 과정이며 이미 국내 및 해외에서 이를 전문으로 분석하는 소프트웨어가 개발된 바 있음

그러나 대부분의 위험성 평가 소프트웨어가 Stand Alone 형태로 개발되어 전문적인 지식을 보유하지 않고는 이를 직접 이용하거나 분석하기가 힘들어 실제적인 활용에 한계가 있으며, 사고가 공정에 미치는 영향 등에 대한 평가도 제한적이기 때문에 플랜트의 동적 시뮬레이션 소프트웨어와 연계된 사고 시뮬레이션을 구현할 시 햅틱 환경의 OTS 개발에 크게 기여할 수 있음.

○플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 모델 개발

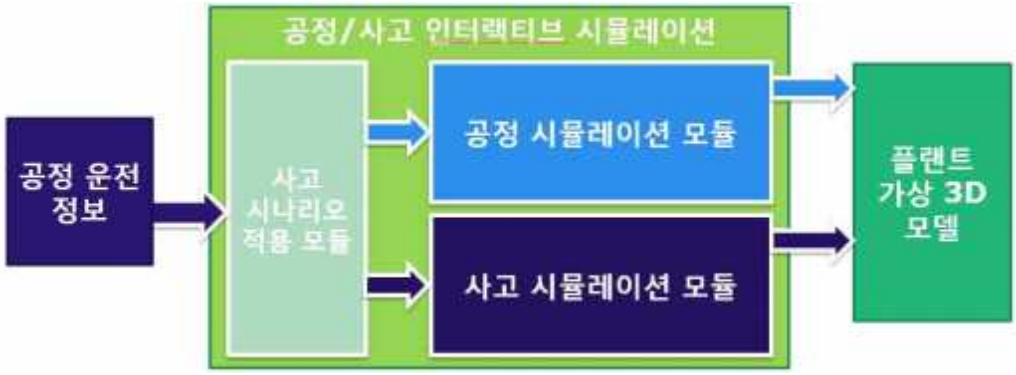
관련 그림 / 사진	 그림 4. 플랜트 사고 시뮬레이션 모델
정의(설명)	- 플랜트에서 발생할 수 있는 누출/화재/폭발 사고를 정량적으로 모사하는 실시간 시뮬레이션 모듈
설정사유	- 안전훈련시스템을 사용하는 운전원에게 실제상황에 근접한 사고 정보를 제공하여 사고에 대한 인식을 제고하기 위해 사고 시뮬레이션이 필수적 - 이에 대한 정보를 훈련 시스템에 전달하기 위하여 플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 모듈을 개발
목 적	플랜트 내 누출/화재/폭발 사고에 대한 정확한 모사 결과를 제공하여 햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템의 신뢰도를 높이고 사용자에게 현실적인 사고 인식을 가능케 함 - 플랜트 내 누출/화재/폭발 사고에 있어서 사고의 피해 범위나 확산 속도 등을 모사하여 향후 사고 대처 방안이나 대피 방안 개발 시에도 활용
성능목표	(기존기술 수준) - DNV GL 등 선진 사고 시뮬레이션 기술 대비 사고 시뮬레이션 정확도 70% (개발기술 수준) - DNV GL 등 선진 사고 시뮬레이션 기술 대비 사고 시뮬레이션 정확도 90% - 플랜트 사고 시나리오 별 사고 시뮬레이션 개수 10개 (1세부과제 결과물인 사고 시나리오에 기반하여 각각의 시나리오는 점화원, 누출량 및 누출/화재/폭발 등의 사고 유형을 차별화) (개발기술 수준 설정근거) - 해외 선진 사고 시뮬레이션 소프트웨어에 근접하는 현실적인 사고 정보를 사용자에게 전달할 수 있도록 위와 같이 설정 - 아울러 1세부와의 연계를 통한 사고 시나리오별 시뮬레이션을 소화할 수 있도록 시뮬레이션 개수 설정

○플랜트 사고상황 공정 시뮬레이션 모델 개발

<table>
<tr><td>관련 그림 / 사진</td><td>



<table>
<tr><th></th><th>Flow</th><th>Level</th><th>Pressure</th><th>Temperature</th></tr>
<tr><td>K_C</td><td>0.5</td><td>2</td><td>2</td><td>K_u/3.2</td></tr>
<tr><td>τ_I</td><td>0.3</td><td>-</td><td>10</td><td>2.2P_u</td></tr>
</table>
그림 5. 플랜트 공저 시뮬레이션 모델
</td></tr>
<tr><td>정의(설명)</td><td>- 플랜트 내 사고 발생 시나리오에서 사고가 발생하기 직전까지의 공정 내 상황을 모사하는 모델로, 실제 대상 공정의 설계 및 운전 정보를 바탕으로 하여 공정 내부를 정확하고 상세하게 모사</td></tr>
<tr><td>설정사유</td><td>- 대상 플랜트의 사고 시나리오 중 사고 직전까지 공정의 운전 상황을 모사, 관찰할 수 있는 모델 확보 필요
- 정확한 공정모사를 통해 훈련원에게 정확한 정보를 전달하고 훈련 시스템의 신뢰도를 향상 가능</td></tr>
<tr><td>목 적</td><td>- 공정 내의 상황을 상세하고 정확하게 모사한 결과를 제공함으로써 전체 햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템의 신뢰도를 향상시키고 사고 시뮬레이션 모듈에 공정 모사 결과를 제공하여 사고 시뮬레이션의 정확성을 향상시킴
- 정확한 동적 공정 모델을 개발하여 운전 절차의 안전성 사전 검증, 운전 절차 학습 등 운전자의 공정 이해도 증진을 위한 학습자료로 활용</td></tr>
<tr><td>성능목표</td><td>(기존기술 수준)
- 미국 AspenTech사 등 선진 공정 시뮬레이션 기업 기술 대비 공정 시뮬레이션 정확도 70%
(개발기술 수준)
- 미국 AspenTech사 등 선진 공정 시뮬레이션 기업 기술 대비 공정 시뮬레이션 정확도 90%
- 플랜트 사고 시나리오 별 공정 시뮬레이션 10개
(개발기술 수준 설정근거)
- 선진 기업 수준에 근접하는 공정 시뮬레이션 정확도를 확보하여 안전훈련 시스템을 통해 훈련원이 공정을 정확하게 관찰할 수 있도록 위와 같이 설정
- 아울러 1세부와의 연계를 통한 사고 시나리오별 시뮬레이션을 소화할 수 있도록 시뮬레이션 개수 설정</td></tr>
</table>

○플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈 개발

관련 그림 / 사진	 그림 6. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈
정의(설명)	- 사전 정의된 사고 시나리오에 기반하여 공정 시뮬레이션을 수행하고 사고 상황에서의 공정 데이터를 활용하여 사고 시뮬레이션을 수행하는 모듈로서 공정 시뮬레이션과 사고 시뮬레이션의 통합 기능을 담당하는 모듈
설정사유	- 공정 시뮬레이션 모듈과 사고 시뮬레이션 모듈의 원활한 연계 및 안전 훈련 다중 협업 플랫폼 구축을 지원
목 적	- 사고 시나리오에 대한 정상적 운전 상황에서 출발하여 사고에 이르기 까지의 과정과 사고의 규모, 형태, 양상을 보여줌으로써 사용자가 사고의 원인과 결과를 이해할 수 있도록 함 - 공정 시뮬레이션과 사고 시뮬레이션의 통합을 수행함으로써 복잡한 사고 시뮬레이션 절차를 단순화하여 사고 시뮬레이션 결과의 사용자 접근성을 높임
성능목표	(기존기술 수준) - 공정 및 사고 시뮬레이션의 불연속적 연계: 기존에 사고 시뮬레이션을 수행하기 위해 공정 시뮬레이션의 결과를 활용하는 작업은 사용자가 직접 공정 시뮬레이션을 해석하고 사고 시뮬레이션의 입력값으로 활용하여야 했기 때문에 사고 시뮬레이션 결과를 얻기까지 많은 시간이 소요 (개발기술 수준) - 공정 및 사고 시뮬레이션의 연속적 연계: 통합 시뮬레이션 모듈을 통해 사고 상황 직전까지의 공정 시뮬레이션에 이어 바로 사고 시뮬레이션 결과가 나타날 수 있도록 연계함 (개발기술 수준 설정근거) - 기존 연계의 불연속적인 한계를 통합 시뮬레이션 모듈을 이용하여 연속적인 연계를 이룸으로써 훈련원이 가상환경 내에서 즉각적으로 사고 시뮬레이션 결과를 관찰할 수 있도록 목표함

2. 연구수행내용 및 성과

가. 연구 개발의 추진 전략 및 방법

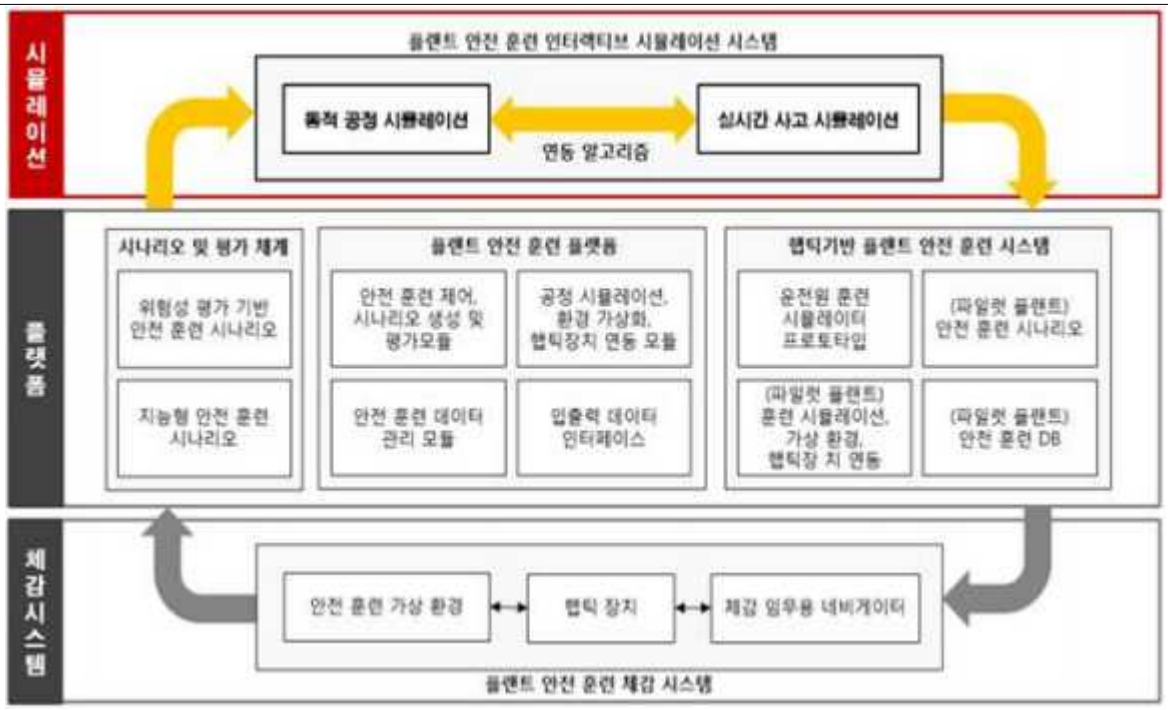


그림 7. 햅틱기반 플랜트 안전훈련 시스템 추진 전략

1단계(2014년) : 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 선행기술 조사 및 방법론 탐구

○ 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발

- 서울대학교(대학)는 플랜트 실시간 사고 시뮬레이션 모델 개발 등 요소기술 개발 담당
- 열린기술(산업체)에서는 플랜트 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델 개발 등 요소기술 개발 담당
- 열린기술(산업체)에서는 서울대학교의 사고 및 공정 시뮬레이션 시나리오, 모델, 결과, 훈련

  가이드라인 등의 결과물을 프로토타입 내에 실시간 연동될 수 있도록 구현

2단계(2015년~2016년) : 정압소 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발

○사고 시나리오 개발

- 페어링너트 이완으로 2차압력 상승 → 메인밸브 제어기 제어범위 초과 → SSV 차단 유/무

→ 안전밸브(Relief.V)로 압력 유/무 → 압력 누적 후 정압소 내 한계 설계 압력 초과 후 레코스타 주변의 파이프라인 파열로 인한 누출(사고) 시나리오

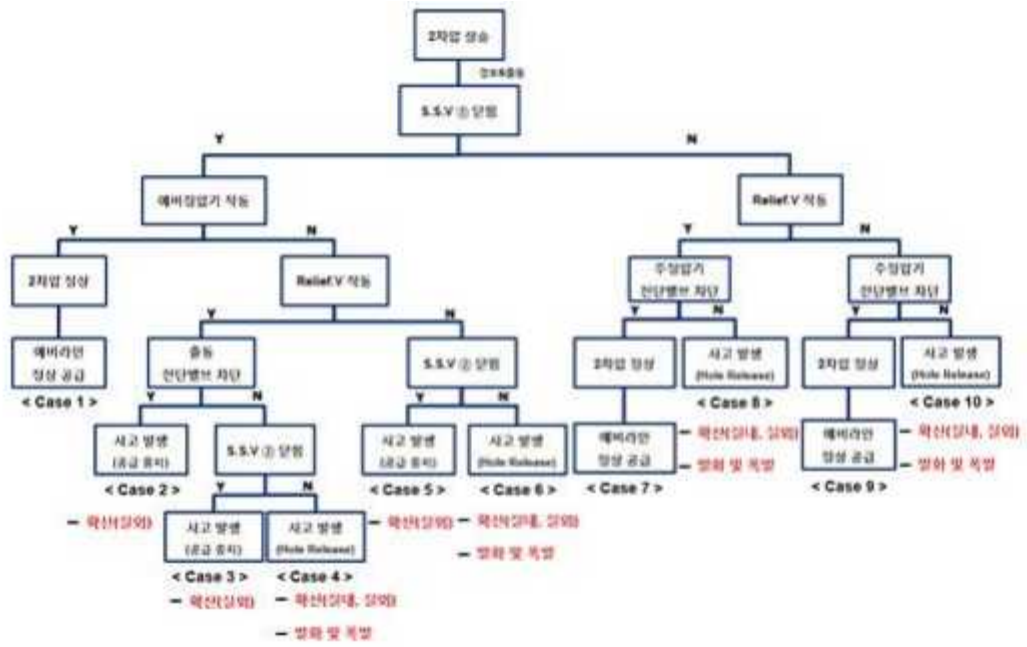


그림 8. 정압소 사고 및 공정이상 시나리오

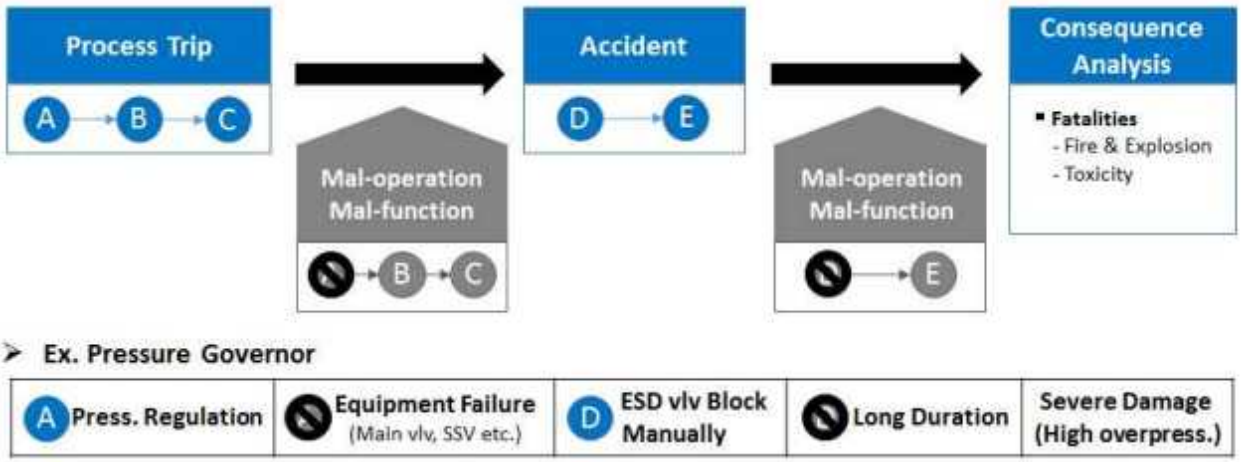


그림 9. 훈련 시나리오 흐름도

○공정 시뮬레이션 개발

-가스 누출 시나리오를 공정 시뮬레이션 모델에 구현(UDF-User Defined Function 이용)

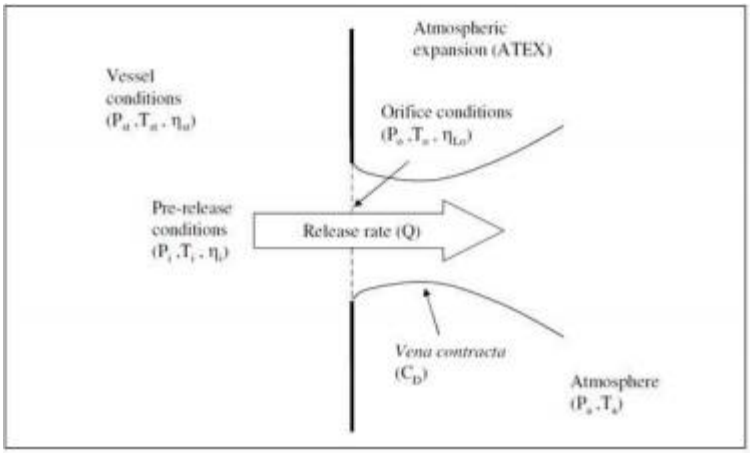


그림 10. Orifice model

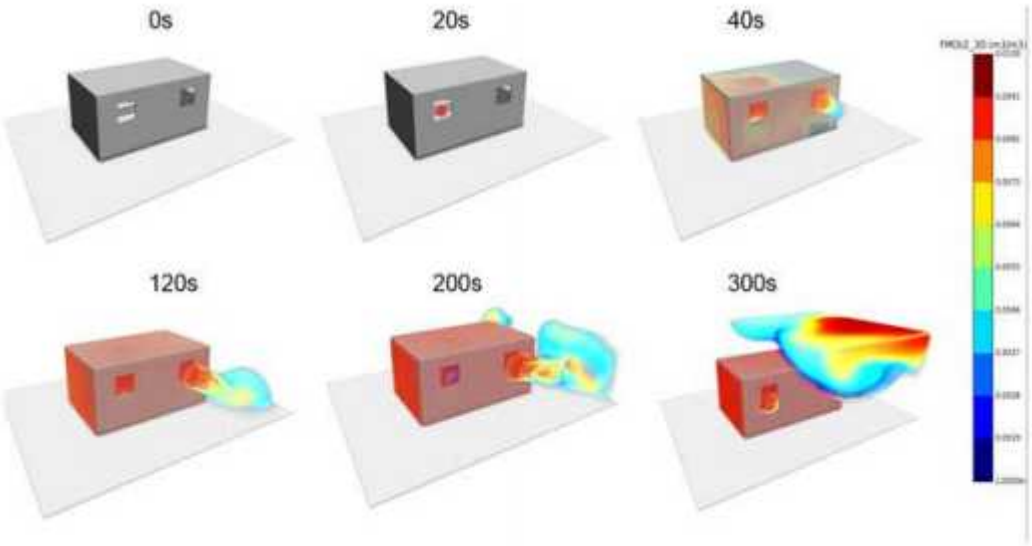


그림 11. 정압소 확산 시뮬레이션-3D

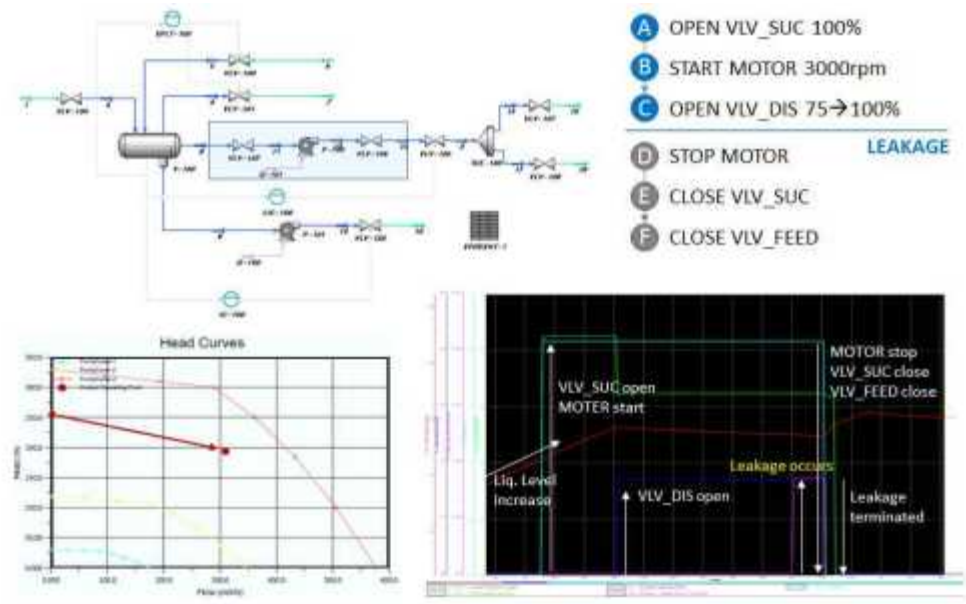


그림 13. 훈련원 대응 매뉴얼 제작 예시

그림 12. 훈련원 대응 매뉴얼 제작 예시

○공정/사고 시뮬레이션 연계를 위한 인터페이스 디자인
-공정/사고 시뮬레이션 입출력 구조 분석 및 훈련환경 설계
○타 세부의 결과와 연동 성공
- 공정시뮬레이션 결과 값과 가상현실내에 구현된 압력게이지의 실시간 연동

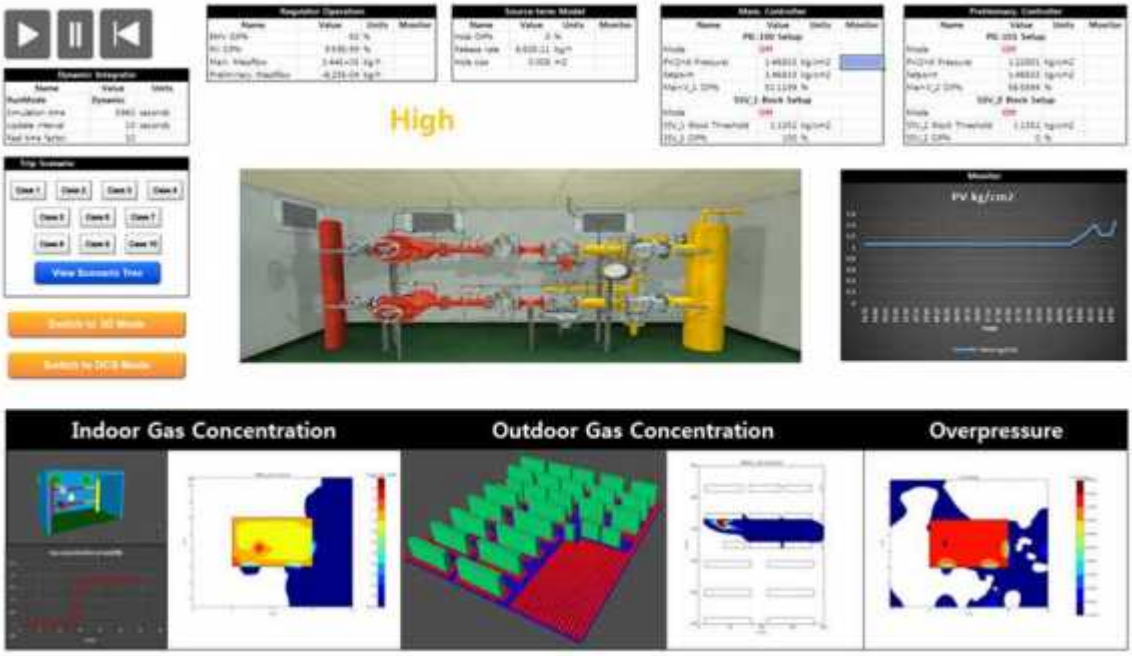


그림 13. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입

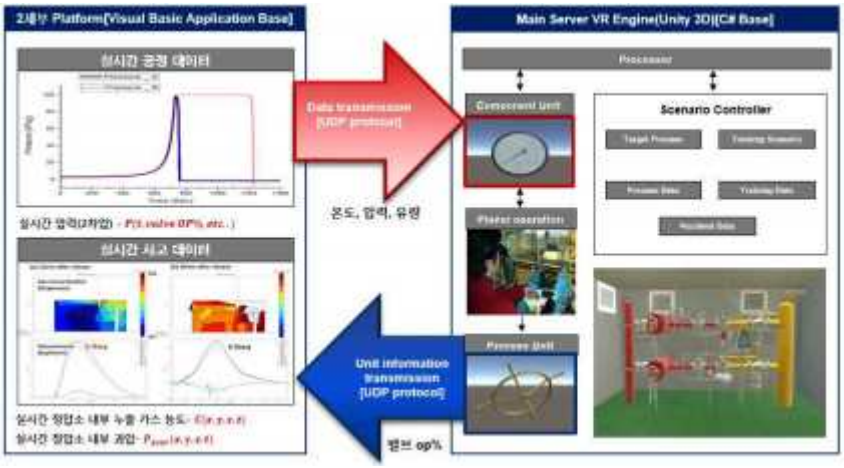


그림 14. 타 세부와의 연동 개념도

3단계(2017년~2019년) : 석유화학플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발

○RDS 공정 사고 사례 조사 및 시나리오 분석
-주로 고온 고압의수소라인에서 flange에서의 누출로 인한 화재가 빈번
○RDS 공정 내 -안전장치 (Pump APS, 안전밸브)의 작동 유/무 에 따른 사고 시나리오 개발
- 안전 밸브 라인에서 flange를 통한 수소 누출, 확산, 화재, 폭발시나리오
- Standby compressor 작동 실패로 인한 인접 line 누출, 화재 및 폭발 시나리오

○RDS 공정 정상상태 시뮬레이션 모델 개발
- 현대 오일뱅크에서 제공한 PFD 및 heat & material balance
○RDS 공정 동적 공정 시뮬레이션 모델 개발
-P&ID를 분석을 통한 제어변수의 input(압력, 유량, 온도 등)과 output(Actuator valve OP%) 연결 시스템 구축(Controller)
-Rule of thumb을 통한 parameter tuning 및 step testing
- 압력 상승으로 인한 제어 알고리즘 작동 유/무에 따른 사고시나리오까지의 연결(상단의 석유화학플랜트 사고 시나리오 참조)

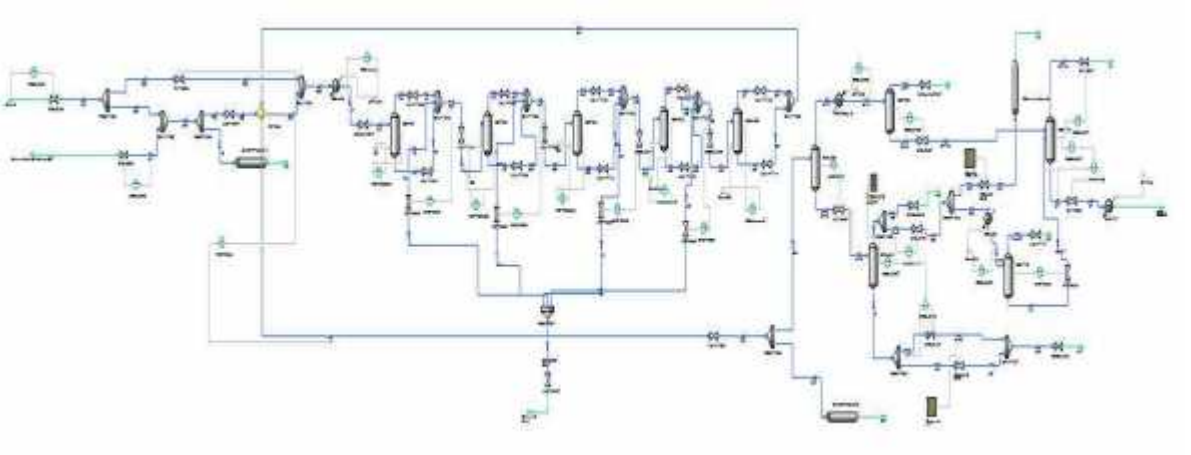


그림 15. RDS 공정 시뮬레이션 모델 흐름도(PFD)

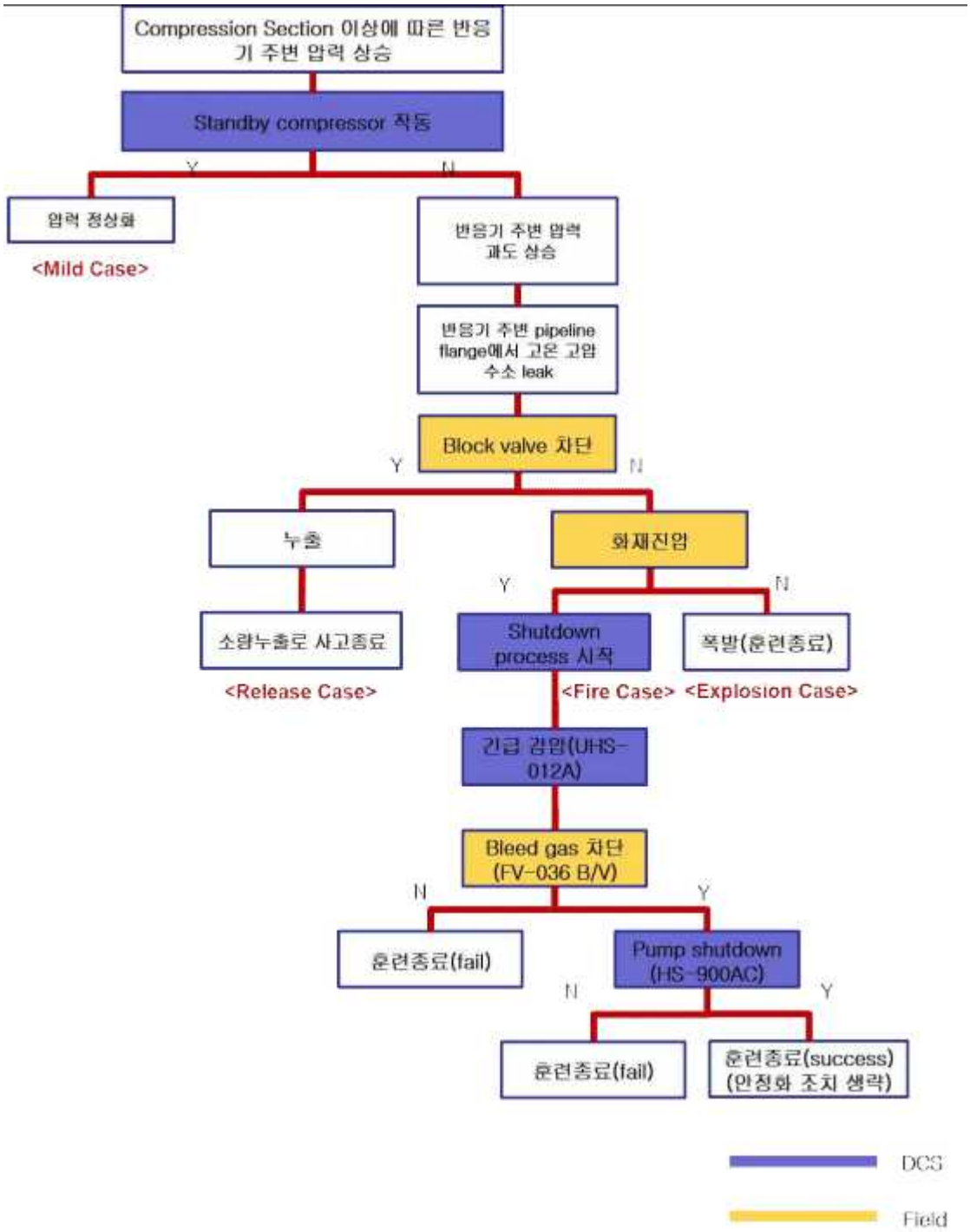


그림 16. 반응기 누출 시나리오

○ 공정/사고 시뮬레이션 인터랙티브 시뮬레이션 엔진 개발(PAISE, Process Accident Interactive Simulation Engine)

- Windows Application 기반의 공정/사고 시뮬레이션 연계를 위한 인터페이스 디자인
- 3D CFD 사고 시뮬레이션 결과 Database 구축

○ 타 세부의 결과와 연동

- 공정시뮬레이션과 가상현실 내에 구현된 게이지, Valve와의 실시간 연동 (UDP 통신)

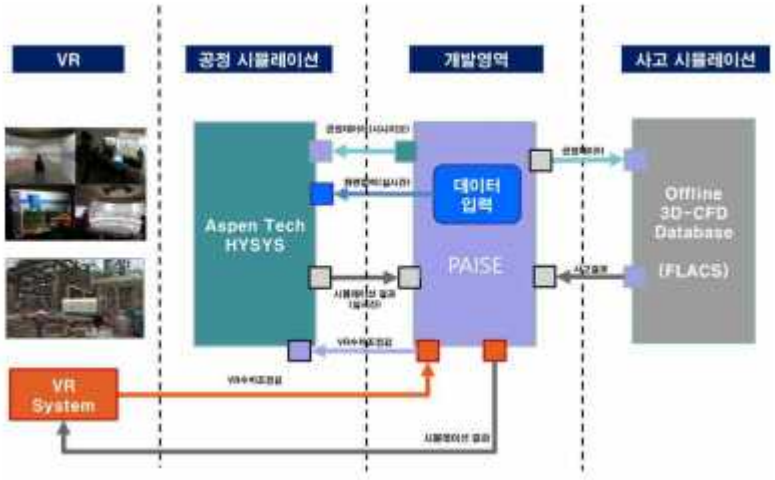


그림 17. 실시간 연동 architecture

○ 정상상태 공정 시뮬레이션 정확도 검증

- 핵심 공정장치에서해당 공정의 heat & material balance 자료로부터 얻어진 온도, 압력과 공정 시뮬레이션 모델의 온도, 압력값을 비교하여 구축된 모델의 검증 결과 90% 이상의 정확도를 가짐을 확인(heat & material balance 자료의 정확한 값은 보안상의 이유로 공개 불가)

장치 이름	데이터 압력 (bar)	모델 압력 (bar)	**일치율 (%)**	데이터 온도 (℃)	모델 온도 (℃)	**일치율 (%)**
MR01(반응기1)	18X.X	181.1	**9X.X**	35X.X	351.2	**9X.X**
MR02(반응기2)	18X.X	179.2	**9X.X**	35X.X	355.5	**9X.X**
MR02(반응기3)	17X.X	177.3	**9X.X**	36X.X	363.2	**9X.X**
MR02(반응기4)	17X.X	174.4	**9X.X**	36X.X	366.4	**9X.X**
MR02(반응기5)	16X.X	166.6	**9X.X**	36X.X	371.1	**9X.X**
HS01(Feed furnace)	19X.X	191.4	**9X.X**	32X.X	329.3	**9X.X**
MS03(HHPS)	16X.X	169.4	**9X.X**	36X.X	361.9	**9X.X**
MS04(HLPS)	16X.X	166.3	**9X.X**	36X.X	359.8	**9X.X**

○ 동적 공정 시뮬레이션 정확도 검증

- MS01(반응기1) 전단에서의 shutdown TPF 차트 자료와 동적 공정 시뮬레이션 모델의 온도, 압력값을 비규하여 구축된 모델의 검증결과 90% 이상의 정확도를 가짐을 확인(Shutdown TPF 차트의 정확한 값은 보안상의 이유로 공개 불가)

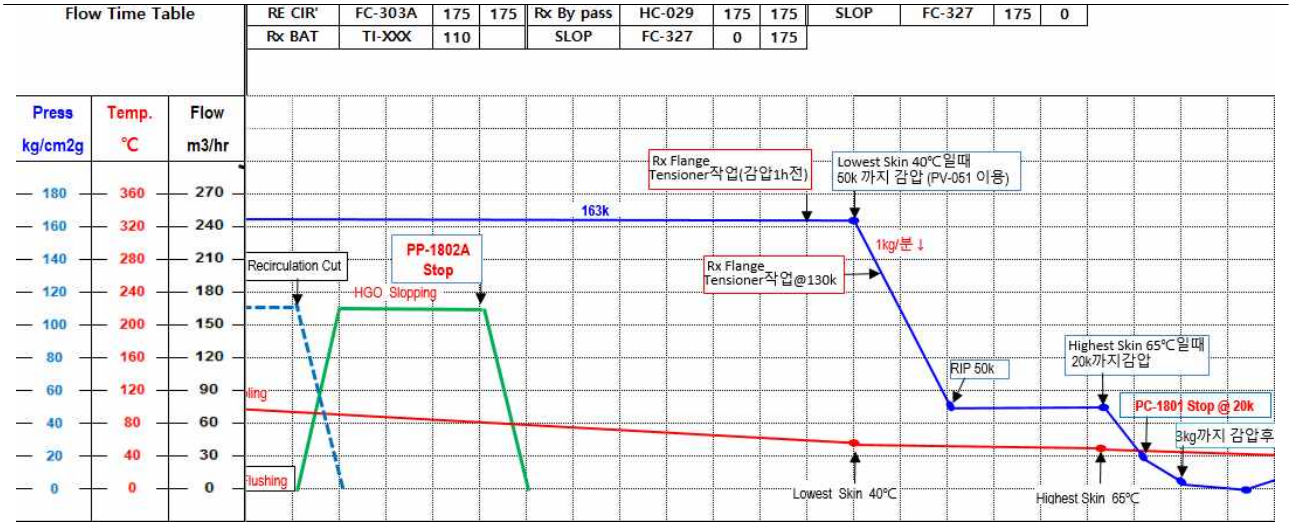


그림 18. Shutdown TPF 차트

누적시간(hr)	데이터 압력 (bar)	모델 압력 (bar)	**일치율 (%)**	데이터 온도 (℃)	모델 온도 (℃)	**일치율 (%)**
6	16X.X	161.2	**9X.X**	36X.X	366.2	**9X.X**
12	16X.X	162.3	**9X.X**	22X.X	224.3	**9X.X**
18	166.X	162.4	**9X.X**	11X.X	110.2	**9X.X**
24	166.X	163.4	**9X.X**	9X.X	94.2	**9X.X**
30	16X.X	163.1	**9X.X**	7X.X	77.4	**9X.X**
36	12X.X	122.8	**9X.X**	6X.X	64.3	**9X.X**
42	5X.X	54.9	**9X.X**	4X.X	42.2	**9X.X**
48	4X.X	44.1	**9X.X**	3X.X	31.1	**9X.X**
54	1X.X	12.3	**9X.X**	1X.X	10.3	**9X.X**

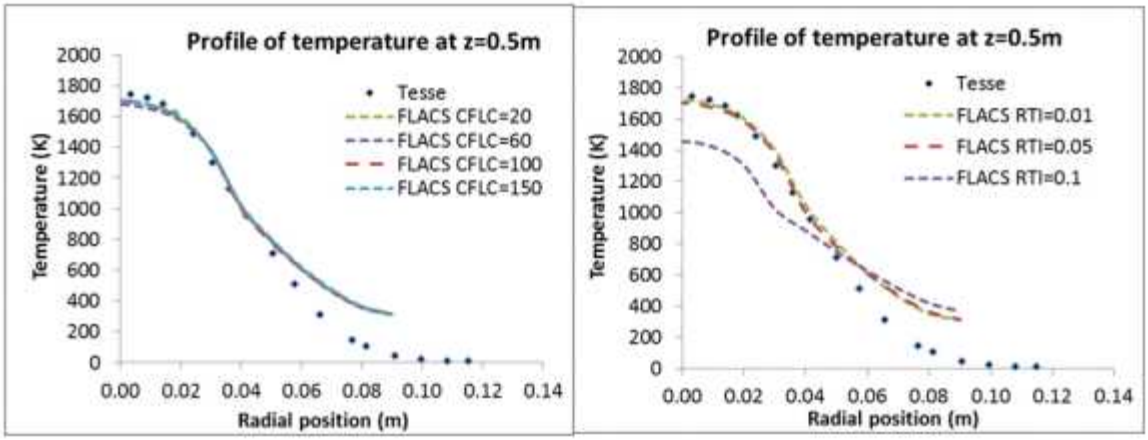
○ 사고 시뮬레이션 정확도 검증

- 사고 모사에 사용된 FLACS 모델과 실제 실험값 비교를 통하여 정확도 검증 결고 90% 이상의 정확도를 가짐을 확인

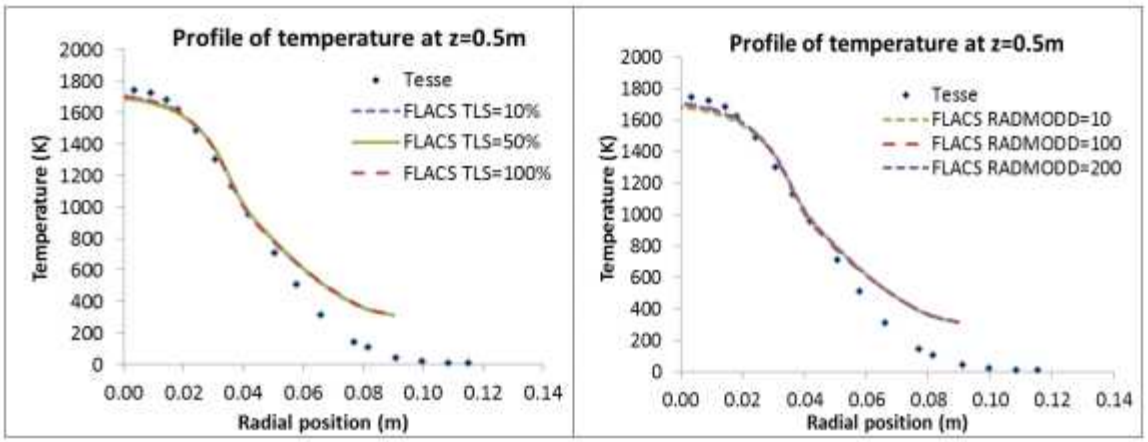
<테스트베드 구축 및 사업화 전략>

○ 테스트 베드 구축 및 시범서비스를 통한 기술홍보 및 실용화 추진 등

- 타세부에서 구축한 Test-bed 안에 소프트웨어적 주요소인 공정 시뮬레이션 모델이 포함된 인터랙티브 시뮬레이션 모듈을 삽입하여 햅틱 기반의 안전훈련시스템을 설계
- 현재 교육 시스템은 교관(Trainer)과 훈련원(Trainee)가 함께 가상현실 안에서 훈련하는 구조로 제작



(a) Temperature with changed CFLC (b) Temperature with changed RTI



c) Temperature with changed TLS d) Temperature with changed RADMODD

그림 19. FLACS 화재모델 정확도 검증

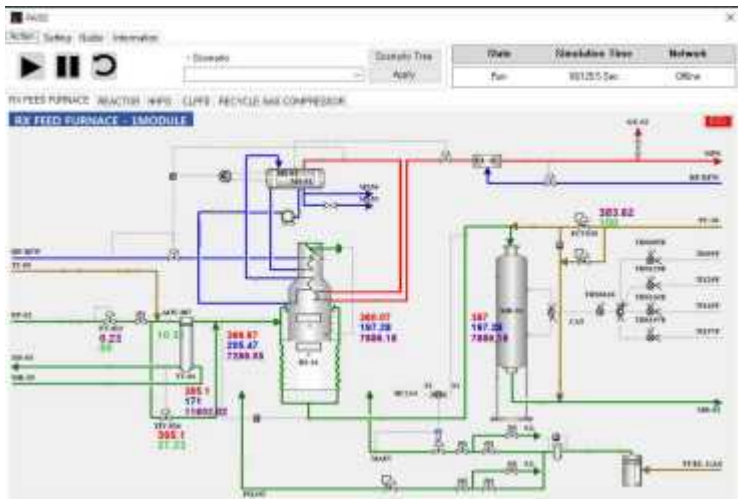


그림 20. User interface

- 가상환경 내에서 교관은 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입을 보면서 시나리오 실행 및

훈련원 행동강령 제시, 훈련원은 교관의 지시에 따라서 사고시 대처 수행

- Background에서 실시한 시뮬레이션을 바탕으로 공정과 사고 정보를 동시에 제공함으로써 보다 효과적인 훈련 효과를 얻을 수 있을 것으로 기대



그림 21. 햅틱 기반 플랜트 안전훈련 시스템

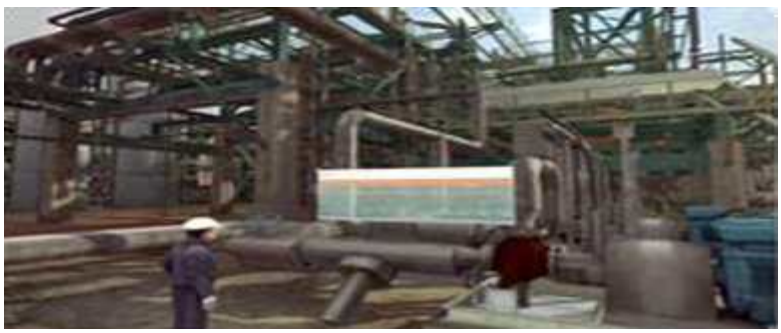


그림 22. 햅틱 기반 플랜트 안전훈련 시스템 개발 예상도

- 개발한 원천기술(밸브, 증류탑등에서의 공정 시뮬레이션 기술 및 누출, 화재 및 폭발등의 사고 시뮬레이션 기술 및 이를 연동하는 알고리즘)은 이론식 및 코드(code)기반으로 제작되었기 때문에 어떠한 입력값(플랜트의 구조 및 온도, 풍속환경 등)이 주어지면 출력값(화재 및 폭발 시뮬레이션 결과, 공정 운전변수값 등)을 제시할 수 있기 때문에 국내 다른 공정에도 공정 및 사고 시뮬레이션 연동 기술을 적용할 수 있을 것으로 기대됨

-국내외의 정유회사 및 석유화학회사(S-oil, GS 칼텍스, LG 화학 , Exon mobil등)를 대상으로세미나 및 특별 포럼을 개최하여 해당 기술에 대한 수요처를 찾아 구체적인 상용화 계획 논의 예정

(인터랙티브 시뮬레이션 시스템 정합도 정의)

- 정량적 평가항목인 정확도(correctness)와 성능(efficiency)으로 구분하여 시스템 실용화를 위한 정합도 평가 기준 마련

  : 공정/사고 시뮬레이션 결과가 실제 물리 현상을 모사하고 있는지를 공정시뮬레이션의 경우 CFD verification을 바탕으로, 사고 시뮬레이션의 경우 비슷한 상황의 누출 실험치 기준으로 정확도를 평가하고, 각 시뮬레이션 결과의 처리 및 전달 속도(시뮬레이션 연동기술)를 바탕으로 성능을 평가

- 인터랙티브 시뮬레이션 시스템의 사고 시나리오 적용 범위 평가 기준

  : 6차년에는 석유화학플랜트에 대하여 누적 10개의 이상/사고 시나리오를 개발 예정

  : 여기서 각 시나리오의 시뮬레이션이 정확히 되었는지를 P/F(Pass/Fail)로 표현하고, P=1, F=0점을 부여

  : 개발한 9개의 시나리오에 대하여 총점을 계산하여 시스템의 시나리오 적용 범위 평가

나. 연구 개발 추진 체계

연구개발과제		총 참 여 연 구 원
과제명	플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	협동연구책임자 임영섭 외 총 11명

기 관 별 참 여 현 황		
구 분	연구기관수	참여연구원수
대 기 업		
중견기업		
중소기업	1	8
대 학	1	4
국공립(연)		
출 연 (연)		
기 타		

서울대학교
플랜트 사고 시뮬레이션 모델 개발
임영섭 외 3명
담당기술개발내용
-통합공정 내 사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발

㈜열린기술
플랜트 공정 시뮬레이션 모델 개발 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 모듈 개발
이주혁 외 7명
담당기술개발내용
-통합공정 동적 공정 시뮬레이션 모델 개발 -통합공정 인터랙티브 시뮬레이션 모듈 개발

다. 연구 개발 추진 일정

1차년도															
일련번호	연구내용	추진 일정												연구개발비 (단위: 천원)	책임자 (소속기관)
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
1	사고 시뮬레이션 관련 기술현황 팡가													20,000	임영섭 (서울대학교)
2	정압설비 및 석유화학플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정													20,000	임영섭 (서울대학교)
3	정압설비 공정 모사 기반 자료 파악													20,000	이채희 (아이시스텍)
4	도시가스 정압설비 공정 설계 데이터 및 운전 데이터 확보													20,000	이채희 (아이시스텍)
5	공정시뮬레이션 상용소프트에어 분석													20,000	이주혁 (열린기술)
6	사고시뮬레이션 상용소프트웨어 분석													35,000	이주혁 (열린기술)

2차년도															
일련번호	연구내용	추진 일정												연구개발비(단위: 천원)	책임자(소속기관)
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
1	도시가스 정압설비에서 발생 가능한 사고 유형 분석													20,000	임영섭(서울대학교)
2	정압소 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시													20,000	임영섭(서울대학교)
3	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발													26,000	임영섭(서울대학교)
4	정압소 정상상태 공정 모델링 및 시뮬레이션													30,000	이채희(아이시스텍)
5	정압소 내 공정 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시													30,000	이채희(아이시스텍)
6	정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증 및 분석													50,000	이채희(아이시스텍)
7	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발													50,000	이주혁(열린기술)
8	사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가													42,000	이주혁(열린기술)

3차년도															
일련번호	연구내용	추진 일정												연구개발비(단위:천원)	책임자(소속기관)
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
1	정압소 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가개발													10,000	임영섭(서울대학교)
2	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출													26,000	임영섭(서울대학교)
3	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 추가 제시													30,000	임영섭(서울대학교)
4	정압소 공정 운전정보 분석													10,000	이채희(아이시스텍)
5	사고 시나리오별 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출													50,000	이채희(아이시스텍)
6	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 추가 제시													50,000	이채희(아이시스텍)
7	정압소 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발													50,000	이주혁(열린기술)
8	시나리오별 공정/사고 시뮬레이션 연계 속도 및 성능 평가													42,000	이주혁(열린기술)

4차년도															
일련번호	연구내용	추진 일정												연구개발비(단위: 천원)	책임자(소속기관)
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
1	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석													50,000	임영섭 (서울대학교)
2	석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발													50,000	임영섭 (서울대학교)
3	석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시													71,000	임영섭 (서울대학교)
4	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석													27,000	이주혁 (열린기술)
5	석유화학플랜트 정상상태 공정 모델 개발 및 결과 도출													50,000	이주혁 (열린기술)
6	공정시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시													50,000	이주혁 (열린기술)
7	통합 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발													30,000	이주혁 (열린기술)
8	통합 플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 속도 및 성능 평가													23,000	이주혁 (열린기술)

5차년도															
일련번호	연구내용	추진 일정												연구개발비(단위: 천원)	책임자(소속기관)
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
1	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발													10,000	임영섭 (서울대학교)
2	사고 시나리오 별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출													10,000	임영섭 (서울대학교)
3	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 제시													40,000	임영섭 (서울대학교)
4	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석													70,000	이주혁 (열린기술)
5	석유화학플랜트 내 사고 시나리오 별 동적 공정 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출													70,000	이주혁 (열린기술)
6	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시													40,000	이주혁 (열린기술)
7	통합 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발													282,000	이주혁 (열린기술)

6차년도															
일련번호	연구내용	추진 일정												연구개발비(단위: 천원)	책임자(소속기관)
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
1	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가개발													10,000	임영섭 (서울대학교)
2	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출													10,000	임영섭 (서울대학교)
3	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 추가제시													18,500	임영섭 (서울대학교)
4	석유화학플랜트 내 각 사고 시나리오별 동적 공정 모델링													10,000	이주혁 (열린기술)
5	공정시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시													10,000	이주혁 (열린기술)
6	공정시뮬레이션 결과 검증 및 보완													10,000	이주혁 (열린기술)
7	시스템 연계속도 및 성능평가													20,770	이주혁 (열린기술)

라. 연구 개발 성과

(1) 국내·외 논문 게재

게재 연도	논문명	저자명	학술지명	Vol. (No.)	국내외 구분	SCI구분	등록·기탁 번호
2016	IGCC process intensification for simultaneous power generation and CO2 capture	Usama Ahmed	Chemical engineering and processing	101	국외	SCI	0255-2701
2016	CFD simulation of microchannel reactor block for Fischer-Tropsch synthesis: Effect of coolant type and wall boiling condition on reactor temperature	Krishnadash S. Kshetrim ayum	Industrial & Engineering Chemistry Research	55	국외	SCI	0888-5885
2015	Techno-Economic Analysis of Mechanical Vapor Recompression for Process Integration of Post-combustion CO2 Capture with Downstream Compression	Yeong Su Jeong	Chemical Engineering Research and Design	104	국외	SCI	0263-8762
2015	Process Design for the Offshore Production of Liquefied Natural Gas with Nonflammable Refrigerants	Chul-Jin Lee; Kiwook Song	Industrial & Engineering Chemistry Research	54	국외	SCI	0888-5885

2015	Design and Optimization of Cascade Organic Rankine Cycle for Recovering Cryogenic Energy from Liquefied Natural Gas Using Binary Working Fluid	Kyeongsu Kim	Energy	88	국외	SCI	0360-5442
2015	Risk-Based Process Safety Management through Process Design Modification for Gas Treatment Unit of Gas Oil Separation Plant	Yongseok Lee; Sungmo Lee	Industrial & Engineering Chemistry Research	54	국외	SCI	0888-5885
2015	Parametric optimization for power de-rate reduction in the integrated coal-fired power plant with CCS	Jinjoo An	Industrial & Engineering Chemistry Research	54	국외	SCI	0888-5885
2016	Design of Microchannel Fischer-Tropsch Reactor Using Cell-Coupling Method: Effect of Flow Configurations and Distribution	Seongho Park	Chemical Engineering Science	143	국외	SCI	0009-2509
2016	Design and economic analysis of natural gas hydrate regasification process combined with LNG receiving terminal	Seolin Shin	Chemical Engineering Research and Design	112	국외	SCI	0263-8762

2017	Integration of IGCC and methane reforming process for power generration with CO2 capture	Usama Ahmed	Chemical Engineering and Processing: Process Intensification	111	국외	SCI	0255-2701
2017	Interactive plant simulation modeling for developing an operator training system in a natural gas pressure-regulating station	Ko, C.;Lee, H.;Jeon, K.;Shin, S.;Han, C.;	Petroleum Science	14(3)	국외	SCI	1672-5107

(2) 국내 및 국제 학술회의 발표

회의 명칭	발표자	발표 일시	장소	국명

(3) 특허 성과

특허명	국명	출원			등록		
		출원 연도	출원인	등록・기탁 번호	등록 연도	등록인	등록・기탁 번호
동적 공정 시뮬레이터와 사고 시뮬레이터의 연동이 가능한 통합 엔진을 구비한 오퍼레이터 트레이닝 시스템	대한민국	2017	이채희	10-2017-0001945			
열교환 면적이 증대된 대기 공기 기화기	대한민국	2017	이채희	10-2017-0002228			
플랜트 안전훈련을 위한 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	대한민국	2018	이주혁	10-2018-0108142			
동적 공정 시뮬레이션 결과를 활용한 플랜트 안전훈련 시스템	대한민국	2018	이주혁	10-2018-0109336			
RPA를 활용한 플랜트 사고 시뮬레이션 데이터베이스 구축 시스템	대한민국	2018	이주혁	10-2018-0121753			
화재 모델의 복사열을 이용한 플랜트 작업자의 위험도 평가 시스템	대한민국	2018	이주혁	10-2018-0124450			
사고 시뮬레이션을 실시간으로 제공하는 플랜트 안전훈련 시스템	대한민국	2018	이주혁	10-2018-0125882			
규칙기반 전문가 시스템을 활용한 훈련 결과 평가 모델을 포함하는 플랜트 안전훈련 시스템	대한민국	2019	이주혁	10-2019-0108564			

(4) 소프트웨어

연도	소프트웨어명	저작자명	소프트웨어 구분	등록・기탁 번호
2018	PAISE-VR Connector	㈜열린기술		C-2018-030242
2018	API for Process Simulator	㈜열린기술		C-2018-030243
2018	PAISE	㈜열린기술		C-2018-030244

마. 연구 결과

○ 기술적 측면

사고 시나리오와 연계된 공정 시뮬레이션의 개발로 사고가 일어나는 중의 공정 모사 가능. 햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발로 국내 플랜트 운영 및 유지보수 기술의 우위 확보, 플랜트 공정 및 사고 시뮬레이션 고도화 기술 우위 확보, 인터랙티브 가상현실 및 햅틱기반 기술 자립화, 플랜트 산업의 국제 경쟁력 확보

○ 경제적·산업적 측면

훈련원 훈련 시간 및 비용 감소, 훈련 능률 향상

안전사고 대응 시간 감소 및 피해 감소

누출사고에 대한 쉽고 빠른 대처로 안전사고 전후 제반 비용 감소

안전성 확보에 따른 국내 화학산업에 대한 투자 증진과 산업 규모 확대

플랜트 운영 및 유지보수 기술의 국제 경쟁력 확보를 바탕으로 플랜트 기술 수출 증대 및 요소기술 수입 절감 효과를 가져 올 수 있고, 가상 현실 및 햅틱 기술의 자립화 및 산업화를 통하여서도 플랜트 IT 산업의 활성화, 수출증대 및 수입절감 효과를 가져올 수 있음

플랜트 유지보수의 효율화를 통한 비용 절감 효과 가능, 이를 기반으로 새로운 지식기반 플랜트 서비스를 창출 가능

3. 목표 달성도 및 관련 분야 기여도

3-1. 목표

가. 최종 성과 목표 및 평가 방법

○ 실제 플랜트에서 가장 빈번하게 발생하는 사고는 고온 및 고압의 반응기 주변에서 일어나는 수소 누출 사고인데, 이는 다양한 원인으로 발생할 수 있음. 현대오일뱅크에서 제공한 operator check list 및 ESD(Emergency Shutdown) Procedure 자료를 기반으로 개연성 있는 원인, 사고 경과 및 사후 대처 등 사고의 처음과 끝까지 실제 상황을 잘 반영한 공정 이상 및 사고 시나리오를 제작하여 교육 효과를 높이는 것이 최우선의 목표임.

○ 개연성과 정확도를 갖춘 공정 이상 및 사고 시나리오를 모두 포함한 Operator Training System(OTS) 내부의 데이터전달 체계를 소프트웨어로 구축하여 훈련원인 Field Operator(FOP) 및 훈련 교관에게 필요한 정보를 제공함으로써 훈련의 정확도 및 사실성 향상에 기여해야 함

○ 사고 시뮬레이션 모델과 공정 시뮬레이션 모델을 3초 이내로 연계하여 공정 이상과 사고 상황을 하나의 플랫폼에서 볼 수 있는 시스템 구축을 목표로 함.

○ 개연성과 정확도를 갖춘 공정 이상 및 사고 시나리오를 모두 포함한 Operator Training System(OTS) 내부의 데이터전달 체계를 소프트웨어로 구축하여 훈련원인 Field Operator(FOP) 및 훈련 교관에게 필요한 정보를 제공함으로써 훈련의 정확도 및 사실성 향상에 기여해야 함.

나. 단계 성과 목표 및 평가 방법

구분 (연도/단계)	세부 과제명	세부 연구 목표	평가 방법
1차 연도 (2014/1단계)	사고 시뮬레이션 방법론 분석	- 사고시뮬레이션 관련 기술현황 파악 - 정압설비 및 석유화학플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	정압설비 관련 데이터 확보	- 정압설비 공정 모사 기반 자료 파악 - 도시가스 정압설비 공정 설계 데이터 및 운전 데이터 확보	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	공정/사고 시뮬레이션 모듈 관련 기반 연구	- 공정시뮬레이션 상용소프트웨어 분석 - 사고시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	- 보고서 작성 완료 검증
2차 연도 (2015/2단계)	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	- 도시가스 정압설비에서 발생 가능한 사고 유형 분석 - 정압소 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시 - 정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	정압소 정상상태 공정 시뮬레이션 모델	- 정압소 정상상태 공정 모델링 및 시뮬레이션 - 정압소 내 공정 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시 - 정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증 및 분석	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘	- 공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발 - 사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	- 프로토타입 동영상 시연
3차 연도 (2016/2단계)	정압소 내 시나리오 별 사고 시뮬레이션 모델	- 정압소 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가개발 - 사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증

		도출 - 사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 추가 제시	
	정압소 시나리오 별 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델	- 정압소 공정 운전정보 분석 - 정압소 내 각 사고 시나리오별 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출 - 공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가 제시	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	도시가스 정압설비 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입	- 정압소 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발 - 시나리오별 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	- 프로토타입 동영상 시연
4차 연도 (2017/3단계)	석유화학플랜트 사고 시뮬레이션 기본 모델	- 석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석 - 석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발 - 석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	석유화학플랜트 정상상태 공정 시뮬레이션 모델	- 석유화학플랜트 공정 운전정보 분석 - 석유화학플랜트 정상상태 공정 모델 개발 및 결과 도출 - 공정시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈	- 석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발 - 석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	- 프로토타입 동영상 시연
5차 연도 (2018/3단계)	통합 플랜트 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	- 석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가개발 - 사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출 - 사고 시뮬레이션 결과를	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증

		반영한 훈련가이드라인	
	통합 플랜트 시나리오별 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델	- 석유화학플랜트 공정 운전정보 분석 - 석유화학플랜트 내 각 사고 시나리오별 동적 공정 모델링 - 공정시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	통합플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	- 통합 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발	- 프로토타입 동영상 시연
6차 연도 (2019/3단계)	통합 플랜트 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	- 사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출 - 사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 추가 제시 - 통합 플랜트 사고 시나리오별 시뮬레이션 영상 확보	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	통합공정 시나리오별 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델	- 석유화학플랜트 내 각 사고 시나리오별 동적 공정 모델링 - 공정시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	- 보고서 작성 완료 검증, 검문가 검증을 통한 보고서 완성도 검증
	통합플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	- 통합 플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 속도 및 성능 평가	- 프로토타입 동영상 시연

다. 연차별 성과 목표

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		1차년도 성과점검기준						해당 기관	예산 (백만)	정량목표
					질적성과지표		목표치	측정방법	검증방법	가중치			
2세부	A	사고 시뮬레이션 방법론 분석	A-1	사고 시뮬레이션 관련 기술현황 파악	①	-	-	사고 시뮬레이션 방법론 조사	보고서	3	서울대학교	40	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				정압설비 및 석유화학플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정	②	-	-	사고 모사용 소프트웨어 조사	보고서	4			
	B	정압설비 관련 데이터 확보	B-2	정압설비 공정 모사 기반 자료 파악	①	-	-	공정 시뮬레이션 방법론 조사	보고서	3	아이시스텍	40	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				도시가스 정압설비 공정 설계 데이터 및 운전 데이터 확보	②	-	-	도시가스 정압시설 운전정보 분석	보고서	4			
	C	공정/사고 시뮬레이션 모듈 관련 기반 연구	C-3	공정시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	①	-	-	공정 모사용 소프트웨어 조사	보고서	3	(주)열린기술	55	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				사고시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	②	-	-	사고 모사용 소프트웨어 조사	보고서	3			
계										20		135	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건

구분	핵심연구성과(level1)		단위 성과(level2)		2차년도 성과점검기준						해당 기관	예산(백만)	정량목표
					질적성과지표		목표치	측정방법	검증방법	가중치			
2세부	A	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-1	도시가스 정압설비에서 발생 가능한 사고 유형 분석	①	시나리오 개수	1	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시나리오 수 및 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	3	서울대학교	66	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 2 건 시제품 : 건 SW : 건
				정압소 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	시뮬레이션모델개수	1	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3			
				정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	③	훈련가이드라인개수	1	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	4			
	B	정압소 정상상태 공정 시뮬레이션 모델	B-2	정압소 정상상태 공정 모델링 및 시뮬레이션	①	시뮬레이션모델개수	1	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3	아이시스텍	110	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				정압소 내 공정 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	훈련가이드라인개수	1	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	3			
				정압소 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발	③	시나리오 개수	1	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	보고서	4			
	C	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘	C-3	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발	①	알고리즘 코드	1	공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서	3	(주)열린기술	92	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	②	연계지연속도	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연	3			
계										20		268	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 2 건 시제품 : 건 SW : 건

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		3차년도 성과점검기준						해당 기관	예산 (백만)	정량목표
					질적성과지표		목표치	측정방법	검증방법	가중치			
2세부	A	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-1	도시가스 정압설비에서 발생 가능한 사고 유형 분석	①	시나리오 개수	9	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시나리오 수 및 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	3	서울대학교	34.5	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 2 건 시제품 : 건 SW : 건
				정압소 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	시뮬레이션모델개수	9	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3			
				정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	③	훈련가이드라인개수	9	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	4			
	B	정압소 정상상태 공정 시뮬레이션 모델	B-2	정압소 정상상태 공정 모델링 및 시뮬레이션	①	시뮬레이션모델개수	9	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3	아이시스텍	110	특허 : 출원 2 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				정압소 내 공정 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	훈련가이드라인개수	9	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	3			
				정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증 및 분석	③	정확도	95%	선진 CFD 와의 비교 검증	보고서	4			
	C	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘	C-3	정압소 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	①	프로토타입 개수	1	공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서	3	(주)열린기술	90	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	②	연계지연속도	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연	3			
계										20		23.4	특허 : 출원 2 건 등록 건 논문 : 2 건 시제품 : 건 SW : 건

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		4차년도 성과점검기준						해당 기관	예산 (백만)	정량목표
					질적성과지표		목표치	측정방법	검증방법	가중치			
2세부	A	석유화학 플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-1	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석 (사고시나리오 생성)	①	시나리오 개수	6	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시나리오 수 및 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	3	서울대학교	155	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 4 건 시제품 : 건 SW : 건
				석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	②	시뮬레이션모델개수	1	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3			
				석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	③	훈련가이드라인개수	1	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	4			
	B	석유화학 플랜트 내 공정 시뮬레이션 기본 모델	B-2	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	①	확보율	100 %	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3	서울대학교, (주)열린기술	127	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				석유화학플랜트 정상상태 및 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	6	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	보고서	3			
				공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	③	훈련 가이드라인 개수	1	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	4			
	C	석유화학 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈	C-3	석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	①	프로토타입 개수	1	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서	3	(주)열린기술	196	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	②	연계지연속도	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연	3			
계										20		47.8	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 4 건 시제품 : 건 SW : 건

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		5차년도 성과점검기준						해당 기관	예산 (백만)	정량목표
					질적성과지표		목표치	측정방법	검증방법	가중치			
2세부	A	석유화학 플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-1	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석 (사고시나리오 생성)	①	시나리오 개수	4	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시나리오 수 및 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	3	서울대학교	276	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 3 건 시제품 : 건 SW : 건
				석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	②	시뮬레이션모델개수	6	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3			
				석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	③	훈련가이드라인개수	6	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	4			
	B	석유화학 플랜트 내 공정 시뮬레이션 기본 모델	B-2	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	①	확보율	100 %	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3	서울대학교, (주)열린기술		특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				석유화학플랜트 정상상태 및 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	4	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	보고서	3			
				공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	③	훈련 가이드라인 개수	6	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	4			
	C	석유화학 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈	C-3	통합화학플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발	①	프로토타입 개수	1	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서	3	(주)열린기술	430.77	특허 : 출원 5 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	②	연계지연속도	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연	3			
계										20		706.77	특허 : 출원 5 건 등록 건 논문 : 3 건 시제품 : 건 SW : 건

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		6차년도 성과점검기준						해당 기관	예산 (백만)	정량목표
					질적성과지표		목표치	측정방법	검증방법	가중치			
2세부	A	석유화학 플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-1	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석 (사고시나리오 생성)	①	시나리오 개수	1	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시나리오 수 및 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	3	서울대학교	38.5	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	②	시뮬레이션모델개수	1	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3			
				석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	③	훈련가이드라인개수	1	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	4			
	B	석유화학 플랜트 내 공정 시뮬레이션 기본 모델	B-2	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	①	확보율	100 %	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	3	서울대학교, (주)열린기술		특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				석유화학플랜트 정상상태 및 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	1	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	보고서	3			
				공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	③	훈련 가이드라인 개수	1	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가	4			
	C	석유화학 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈	C-3	통합화학플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발	①	프로토타입 개수	1	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서	3	(주)열린기술	53	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건
				사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	②	연계지연속도	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연	3			
계										20		91.5	특허 : 출원 건 등록 건 논문 : 건 시제품 : 건 SW : 건

3-2. 목표 달성여부

가. 질적 성과 목표 및 달성도

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		1차년도 성과점검기준					해당 기관	예산 (백만)
						질적성과지표	목표치	달성치	측정방법		
2세부	A	사고 시뮬레이션 방법론 분석	A-1	사고 시뮬레이션 관련 기술현황 파악	①	-	-	-	사고 시뮬레이션 방법론 조사 (보고서)	서울대학교	40
			A-2	정압설비 및 석유화학플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정	②	-	-	-	사고 모사용 소프트웨어 조사 (보고서)		
	B	정압설비 관련 데이터 확보	B-1	정압설비 공정 모사 기반 자료 파악	①	-	-	-	공정 시뮬레이션 방법론 조사 (보고서)	아이시스텍	40
			B-2	도시가스 정압설비 공정 설계 데이터 및 운전 데이터 확보	②	-	-	-	도시가스 정압시설 운전정보 분석 (보고서)		
	C	공정/사고 시뮬레이션 모듈 관련 기반 연구	C-1	공정시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	①	-	-	-	공정 모사용 소프트웨어 조사 (보고서)	㈜열린기술	55
			C-2	사고시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	②	-	-	-	사고 모사용 소프트웨어 조사 (보고서)		
계											135

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		2차년도 성과점검기준					해당 기관	예산 (백만)
					질적성과지표		목표치	달성치	측정방법		
2세부	A	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-3	도시가스 정압설비에서 발생 가능한 사고 유형 분석	①	시나리오 개수	1개	1개	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시나리오 수 및 적절성 평가 (현장 운전원 검증 및 평가)	서울대학교	66
			A-4	정압소 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (보고서)		
			A-5	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	③	훈련가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교 (시뮬레이션 결과 반영도 평가)		
	B	정압소 정상상태 공정 시뮬레이션 모델	B-3	정압소 정상상태 공정 모델링 및 시뮬레이션	①	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (보고서)	아이시스텍	110
			B-4	정압소 내 공정 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	훈련가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교 (시뮬레이션 결과 반영도 평가)		
			B-5	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가 제시	③	훈련가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교 (시뮬레이션 결과 반영도 평가)		
	C	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘	C-3	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발	①	알고리즘 코드	1개	1개	공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현 (보고서)	(주)열린기술	92
			C-4	사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정 (동영상 시연)		
계											268

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		3차년도 성과점검기준					해당 기관	예산 (백만)
					질적성과지표		목표치	달성치	측정방법		
2세부	A	정압소 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	A-6	시나리오 개수	①	시나리오 개수	9개	9개	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시노리오 수 및 적절성 평가 (현장 운전원 검증 및 평가)	서울대학교	34.5
			A-7	시뮬레이션 모델 개수	②	시뮬레이션 모델 개수	9개	9개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (보고서)		
			A-8	훈련 가이드라인 개수	③	훈련 가이드라인 개수	9개	9개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교 (시뮬레이션 결과 반영도 평가)		
	B	정압소 시나리오별 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델	B-6	정압소 공정 운전 정보 분석	①	확보율	100%	100%	운전데이터 적절성 평가 (현장 운전원 검증 및 평가)	아이시스텍	110
			B-7	정압소 내 각 사고 시나리오별 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	9개	9개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (보고서)		
			B-8	정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증 및 분석	③	정확도	95%	95%	선진 CFD와의 비교 검증 (보고서)		
	C	도시가스 정압설비 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입	C-5	정압소 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	①	프로토타입 개수	1개	1개	기존 훈련 프로그램 비교 (보고서)	(주)열린기술	90
			C-6	시나리오 별 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정 (동영상 시연)		
계											23.4

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		4차년도 성과점검기준					해당 기관	예산 (백만)
					질적성과지표		목표치	달성치	측정방법		
2세부	A	석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-9	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석(사고시나리오 생성)	①	시나리오 개수	6개	6개	석유화학플랜트 사고 이력 데이터 확보 및 분석 (현장 운전원 검증 및 평가)	서울대학교	155
			A-10	석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	②	시뮬레이션 모델 개수	3개	3개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (보고서)		
			A-11	석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	③	훈련 가이드라인 개수	3개	3개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전메뉴얼 비교 (시뮬레이션 결과 반영도 평가)		
	A	석유화학플랜트 내 공정 시뮬레이션 기본 모델	A-12	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	①	확보율	100%	100%	석유화학플랜트 공정 운전 데이터 확보 및 분석 (시뮬레이션 결과 반영도 평가)	서울대학교, (주)열린기술	127
	C		C-7	석유화학플랜트 정상상태 및 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (보고서)		
			C-8	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	③	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전메뉴얼 비교 (시뮬레이션 결과 반영도 평가)		
		석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈	C-9	석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	①	프로토타입 개수	1개	1개	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현 (보고서)	(주)열린기술	196
			C-10	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가		연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정 (동영상 시연)		
계											47.8

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		5차년도 성과점검기준					해당 기관	예산 (백만)
					질적성과지표		목표치	달성치	측정방법		
2세부	A	통합플랜트 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	A-13	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발	①	시나리오 개수	4개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (전문가 검증)	서울대학교	276
			A-14	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델개발 및 결과도출	②	시뮬레이션 모델 개수	6개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (보고서)		
			A-15	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가제시	③	훈련 가이드라인 개수	6개	7개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전메뉴얼과의 비교 (보고서)		
		통합플랜트 시나리오별 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델	A-16	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	④	확보율	100%	100%	석유화학플랜트 운전 데이터 확보 및 분석 (전문가 검증)		
	C		C-11	석유화학플랜트 내 사고 시나리오별 동적 공정 모델링	①	시뮬레이션 모델 개수	7개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가 (보고서)	(주)열린기술	430.77
			C-12	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	②	훈련 가이드라인 개수	7개	7개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전메뉴얼과의 비교 (보고서)		
		통합플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	C-13	통합화학플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발	③	프로그램 개수	1개	1개	통합플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현 (보고서)		
			C-14	통합플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	④	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정 (동영상 시연)		
계											706.77

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		6차년도 성과점검기준					해당 기관	예산 (백만)
					질적성과지표		목표치	달성치	측정방법		
2세부	A	통합플랜트 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	A-17	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발	①	시나리오 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	서울대학교	39.5
			A-18	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델개발 및 결과도출	②	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가		
			A-19	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 추가제시	③	훈련가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전메뉴얼과의 비교		
		통합플랜트 시나리오별 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델	A-20	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	④	확보율	100%	100%	석유화학플랜트 운전 데이터 확보 및 분석		
	C		C-15	석유화학플랜트 내 사고 시나리오별 동적 공정 모델링	①	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	(주)열린기술	53
		통합플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	C-16	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	②	훈련가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전메뉴얼과의 비교		
			C-17	석유화학플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발	③	프로그램 개수	1개	1개	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현		
계											91.5

나. 정량적 연구성과 목표 및 달성도

구분			목표	달성도(%)	비고
국외 논문 게재	SCI		7	157%(11)	초과달성
	비SCI		5	0	
	계		12	157%(11)	
국내 논문 게재	SCI				
	비SCI				
	계				
특허 출원	국내		7	100%(7)	
	국외				
	계		7	100%(7)	
특허 등록	국내		7	0	
	국외				
	계		7	0	
인력 양성	석사				
	박사				
	계				
기술 이전	계약 건수				
	계약액				
	징수액				
국제 표준화	기고서 제출				
	기고서 채택				
	표준안 채택				
국내 표준화	기고서 제출				
	기고서 채택				
	표준안 채택				
등록·기탁 대상 성과물	보고서 원문				
	연구시설·장비				
	기술요약정보				
	생명자원	생명정보			
		생물자원			
		신품종			
	소프트웨어		3	100%	
	화학물				
기타	시제품				
	성과 홍보				
	일자리 창출				

3-3. 목표 미달성 시 원인(사유) 및 차후대책(후속연구의 필요성 등)

가. 목표 미달성 원인(사유)

○ 국외 논문 게재
비SCI 논문의 경우 SCI 논문으로 대체 가능할 것으로 예상, 가능한 SCI 논문으로 개제할 계획으로 목표를 작성하였고, 이에 맞추어 SCI 논문으로 목표 달성을 진행함. 이에 따라 SCI는 초과 달성하였고, 전체 12건 중 11건을 기 달성하였음.

○ 국외 논문 게재 미달 1건의 경우 현재 제출 예정인 논문으로 달성 가능할 것으로 예상함.

○ 특허 등록(7건) 미달
특허의 경우 현재 출원은 7건을 완료하였으나, 과제 기간내에 전체 등록 완료는 어려울 것으로 예상. 전문가와 출원 7건 중 등록으로 계속 진행될 수 있는 건에 대해 지속적으로 협의 진행 중으로 과제 종료시까지 가능한 정량적 목표를 달성할 계획.

나. 후속연구의 필요성 등 차후 대책

○ 컴퓨팅 파워 및 시뮬레이션 기술의 발전으로 기존의 공정 분석 및 해석을 위해 사용하던 시뮬레이션의 다양한 응용으로의 발전이 제안되고 있으며, 플랜트 안전훈련 분야로도 확산되고 있음.

○ 공정 시뮬레이션의 경우 실용화 단계에 접어들었으나, 사고 시뮬레이션의 경우 산업계의 활발한 적용이 이루어지기 이전으로 이 두 매체의 연계형 플랫폼은 산업 현장에서 다양한 문제들에 대한 하나의 솔루션으로 역할을 할 수 있을 것으로 예상함.

○ 제작된 프로토타입의 현장 전시와 운영 피드백을 통해 단점을 보완하고, 실제 니즈(needs)를 반영한 수정 보완을 통해 실용성 겸비를 위한 후속 조치가 추진되어야 할 것임. 또한 실제 니즈(needs)를 반영한 실용성 겸비 후속 조치에는 SW 시험인증, 품질인증을 통하여 상용화할 제품의 신뢰성 확보가 포함되어야 함.

○ 현재 완료한 성과물의 경우 연동 시스템 구성에 있어 물리적인 한계를 극복하고자 Database를 기반으로한 방법론을 제안. DB-based 방법론의 한계점 개선을 위해 기계학습을 통한 예측모델 개발 등 후속 연구를 통해 보편적인 적용이 가능하고, 상용프로그램의 의존도를 낮춘 Stand-alone 프로그램으로 동작할 수 있는 시스템 개발을 위한 후속 연구가 지속적으로 추진되어야 함.

4. 연구개발성과의 활용 계획 등

가. 추가 연구의 필요성

○ 공정·사고 시뮬레이션 연동 프로토타입은 현재 라이센스의 제한 및 time-scale의 불일치로 인한 두 환경간의 직접적인 연동 프로그램 제작에는 한계가 존재하기 때문에 이를 개선한 연계형 시뮬레이션 플랫폼 제작을 위한 추가적인 연구 필요성이 존재함.

○ 다양한 공정·사고 시나리오 제작 및 자유도가 확장된 추가 훈련 시나리오를 개발한다면 현업의 수요에도 더욱 부합되고, 훈련 프로그램의 효용성도 증가할 것으로 기대함.

○ 사고 시뮬레이션 결과가 가상현실(VR) 및 공정 시뮬레이션 환경과 양방향으로 영향을 주고받는 인터랙티브 환경을 추가로 구축한다면, 훈련원으로 하여금 직접적인 피드백을 받을 수 있고 더욱 신뢰도 높은 시뮬레이션 결과를 제시할 수 있어 보다 실용적인 훈련 도구로 활용 가능할 것으로 예상함.

나. 타 연구에의 응용

○ 사고가 빈번하게 발생하며, 훈련원의 체계적인 사고 대처 훈련이 필요로 되는 대상 공정에 대해서 맞춤형 시나리오 구성이 가능하기 때문에 수요에 맞는 훈련 프로그램 제공이 가능함.

○ 공정·사고 인터랙티브 시뮬레이션 기법의 활성화를 통한 시뮬레이션 분야의 외연 확장 가능.

○ 플랜트 분야 뿐만 아니라 공정의 변화에 따라 유연한 대처가 필요한 분야에 대해서는 엄격한 모델링을 통해 신뢰도 높은 훈련 환경을 제공 가능함.

다. 기업화 추진 방안

○ 국내의 많은 산업 현장에는 조업자의 노령화와 세대 교체로 인해 신규 인력에 대한 훈련 프로그램의 수요가 급증하고 있음.

○ 공정의 고도화와 규모의 증가로 인하여 사고 발생시 대처 메뉴얼의 복잡도도 증가하고 있으며, 미숙한 대처로 인한 피해 규모의 확대로 훈련 프로그램의 필요성이 대두되고 있음.

○ 공정 시뮬레이션 뿐만 아니라 사고 발생의 정량적인 확인을 위한 사고 시뮬레이션과 이들 간의 연동을 통해 더욱 신뢰도 높은 시뮬레이션 훈련 환경 제공은 개선된 교육의 효과를 제공할 수 있어 기업들에게 장기적으로 큰 효용가치를 창출 할 수 있을 것으로 기대됨.

○ 다양한 수요에 맞추어 현장에 특화된 훈련 플랫폼 개발을 통해 훈련 효과 극대화 가능.

○ 플랜트 신설 및 증설시 훈련용 시뮬레이터 개발을 포함하여 진행 가능.

2세부과제 성과증빙자료

성과점검기준표
〔과제명 : 플랜트 안전훈련 플랫폼 구축 및 통합기술 개발 〕

평가위원 : _____ **〔서명〕**

구분	핵심연구성과	질적 성과 검증 기준 (총연구개발기간)								양적성과 현황		증빙자료 위치	해당 기관	가중치	점수 (100점 만점)
		단위성과			질적성과지표	목표수준		측정방법	검증방법	목표건수(계획) (연구개발계획서 상의 숫자와 통일)	달성건수(실적) (증빙자료와 일치토록 작성)				
						목표치	달성치								
협동	A 사고 시뮬레이션 방법론 분석	A-1	사고 시뮬레이션 관련 기술현황 파악	①	-	-	-	사고 시뮬레이션 방법론 조사	보고서			질적성과 : A-1, A-2	서울대학교	0.2	
		A-2	정압설비 및 석유화학플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정	②	-	-	-	사고 모사용 소프트웨어 조사	보고서					0.2	
	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-3	도시가스 정압설비에서 발생 가능한 사고 유형 분석	①	시나리오 개수	1개	1개	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시나리오 수 및 적절성 평가	전문가 검증	논문 : SCI 2건	논문 : SCI 2건	질적성과 : A-3, A-4, A-5 양적성과 : 1-1, 1-2	서울대학교	0.2	
		A-4	정압소 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	시뮬레이션 결과 반영도 평가					0.3	
		A-5	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	③	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					0.3	
	정압소 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	A-6	정압소 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발	①	시나리오 개수	9개	9개	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시노리오 수 및 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	논문 : SCI 3건	논문 : SCI 3건	질적성과 : A-6, A-7, A-8 양적성과 : 1-3, 1-4, 1-5	서울대학교	0.3	
		A-7	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	9개	9개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					0.3	
		A-8	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가 제시	③	훈련 가이드라인 개수	9개	9개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					0.3	
	석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-9	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석(사고시나리오 생성)	①	시나리오 개수	6개	6개	석유화학플랜트 사고 이력데이터 확보 및 분석	현장 운전원 검증 및 평가	논문 : SCI 3건	논문 : SCI 3건	질적성과 : A-9, A-10, A-11, A-12 양적성과 : 1-6, 1-7, 1-8	서울대학교	1	
		A-10	석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	②	시뮬레이션 모델 개수	3개	3개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					1	
		A-11	석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	③	훈련 가이드라인 개수	3개	3개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					1	

		석유화학플랜트 내 공정 시뮬레이션 기본 모델	A-12	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	①	확보율	100%	100%	석유화학플랜트 공정 운전 데이터 확보 및 분석	시뮬레이션 결과 반영도 평가				서울대학교	0.5	
		통합플랜트 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	A-13	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발	①	시나리오 개수	4개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	전문가 검증	논문 : SCI 3건	논문 : SCI 3건	질적성과 : A-13, A-14, A-15, A-16 양적성과 : 1-9, 1-10, 1-11	서울대학교	1	
			A-14	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델개발 및 결과도출	②	시뮬레이션 모델 개수	6개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					1	
			A-15	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가제시	③	훈련 가이드라인 개수	6개	7개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 과의 비교	보고서					1	
		통합플랜트 시나리오별 사고상황 공정 시뮬레이션 모델	A-16	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	①	확보율	100%	100%	석유화학플랜트 운전 데이터 확보 및 분석	전문가 검증				서울대학교	0.5	
공동	B	정압설비 관련 데이터 확보	B-1	정압설비 공정 모사 기반 자료 파악	①	–	–	–	공정 시뮬레이션 방법론 조사	보고서			질적성과 : B-1, B-2	아이시스텍	0.5	
			B-2	도시가스 정압설비 공정 설계 데이터 및 운전 데이터 확보	②	–	–	–	도시가스 정압시설 운전정보 분석	보고서					0.5	
		정압소 정상상태 공정 시뮬레이션 모델	B-3	정압소 정상상태 공정 모델링 및 시뮬레이션	①	시뮬레이션 모델 개수	1게	1게	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서			질적성과 : B-3, B-4, B-5	아이시스텍	0.2	
			B-4	정압소 내 공정 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					0.2	
			B-5	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가 제시	③	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					0.2	
		정압소 시나리오별 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델	B-6	정압소 공정 운전정보 분석	①	확보율	100%	100%	운전데이터 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	특허 : 출원 2건	특허 : 출원 2건	질적성과 : B-6, B-7, B-8 양적성과 : 3-1, 3-2	아이시스텍	0.2	
			B-7	정압소 내 각 사고 시나리오별 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	9개	9개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					0.2	
			B-8	정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증 및 분석	③	정확도	95%	95%	선진 CFD와의 비교 검증	보고서					0.2	
		공정/사고 시뮬레이션 모듈 관련 기반 연구	C-1	공정시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	①	–	–	–	공정 모사용 소프트웨어 조사	보고서			질적성과 : C-1, C-2	㈜열린기술	0.2	
			C-2	사고시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	②	–	–	–	사고 모사용 소프트웨어 조사	보고서					0.2	

공동	C	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘	C-3	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발	①	알고리즘 코드	1개	1개	공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서			질적성과 : C-3, C-4	㈜열린기술	0.2	
			C-4	사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	보고서, 동영상 시연					0.2	
		도시가스 정압설비 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입	C-5	정압소 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	①	프로토타입 개수	1개	1개	기존 훈련 프로그램 비교	보고서			질적성과 : C-5	㈜열린기술	0.2	
			C-6	시나리오 별 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연					0.2	
		석유화학플랜트 내 공정 시뮬레이션 기본 모델	C-7	석유화학플랜트 정상상태 및 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	①	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서			질적성과 : C-7, C-8, C-9, C-10	㈜열린기술	0.5	
			C-8	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	②	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					1	
		석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈	C-9	석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	①	프로토타입 개수	1개	1개	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서				㈜열린기술	1	
			C-10	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연					1	
		통합플랜트 시나리오 별 사고상황 공정 시뮬레이션 모델	C-11	석유화학플랜트 내 사고 시나리오별 동적공정 모델링	①	시뮬레이션 모델 개수	7개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서			질적성과 : C-11, C-12, C-13 양적성과 : 3-3, 3-4, 3-5, 3-6, 3-7, 5-1, 5-2, 5-3	㈜열린기술	1	
			C-12	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	②	훈련 가이드라인 개수	7개	7개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 과의 비교	보고서					1	
		통합플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	C-13	통합화학플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발	①	프로그램 개수	1개	1개	통합플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서	특허 : 출원 5건 S/W : 등록 3건	특허 : 출원 5건 S/W : 등록 3건		㈜열린기술	1	
			C-14	통합플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연					1	
계															20	0.0

시스템 입력값	0

성과점검기준표
(2세부 과제명 : 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발)

평가위원 : (서명)

구분	핵심연구성과		질적 성과 검증 기준 (1차년도)							양적성과 현황		증빙자료 위치	해당 기관	가중치	점수 (100점 만점)
			단위성과		질적성과지표		목표수준		측정방법	검증방법	목표건수(계획) (연구개발계획서 상의 숫자와 통일)	달성건수(실적) (증빙자료와 일치토록 작성)				
							목표치	달성치								
협동	A	사고 시뮬레이션 방법론 분석	A-1	사고 시뮬레이션 관련 기술현황 파악	①	-	-	-	사고 시뮬레이션 방법론 조사	보고서			질적성과 : A-1, A-2	서울대학교	3	
			A-2	정압설비 및 석유화학플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정	②	-	-	-	사고 모사용 소프트웨어 조사	보고서					4	
공동	B	정압설비 관련 데이터 확보	B-1	정압설비 공정 모사 기반 자료 파악	①	-	-	-	공정 시뮬레이션 방법론 조사	보고서			질적성과 : B-1, B-2	아이시스텍	3	
			B-2	도시가스 정압설비 공정 설계 데이터 및 운전 데이터 확보	②	-	-	-	도시가스 정압시설 운전정보 분석	보고서					4	
공동	C	공정/사고 시뮬레이션 모듈 관련 기반 연구	C-1	공정시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	①	-	-	-	공정 모사용 소프트웨어 조사	보고서			질적성과 : C-1, C-2	㈜열린기술	3	
			C-2	사고시뮬레이션 상용소프트웨어 분석	②	-	-	-	사고 모사용 소프트웨어 조사	보고서					3	
계															20	0.0

시스템 입력값	0

성과점검기준표
(2세부 과제명 : 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발)

평가위원 : _____ **(서명)**

구분	핵심연구성과		질적 성과 검증 기준 (2차년도)							양적성과 현황		증빙자료 위치	해당 기관	가중치	점수 (100점 만점)
			단위성과		질적성과지표		목표수준		측정방법	검증방법	목표건수(계획) (연구개발계획서 상의 숫자와 통일)	달성건수(실적) (증빙자료와 일치토록 작성)				
							목표치	달성치								
협동	A	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-3	도시가스 정압설비에서 발생 가능한 사고 유형 분석	①	시나리오 개수	1개	1개	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시나리오 수 및 적절성 평가	전문가 검증	논문 : SCI 2건	논문 : SCI 2건	질적성과 : A-3, A-4, A-5 양적성과 : 1-1, 1-2	서울대학교	2	
			A-4	정압소 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	시뮬레이션 결과 반영도 평가					2	
			A-5	정압소 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	③	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					3	
공동	B	정압소 정상상태 공정 시뮬레이션 모델	B-3	정압소 정상상태 공정 모델링 및 시뮬레이션	①	시뮬레이션 모델 개수	1게	1게	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서			질적성과 : B-3, B-4, B-5	아이시스텍	2	
			B-4	정압소 내 공정 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	②	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					2	
			B-5	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가 제시	③	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					3	
공동	C	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘	C-3	공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발	①	알고리즘 코드	1개	1개	공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서			질적성과 : C-3, C-4	㈜열린기술	3	
			C-4	사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	보고서, 동영상 시연					3	
계															20	0.0

시스템 입력값	0

성과점검기준표
(2세부 과제명 : 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발)

평가위원 : _____ **(서명)**

구분	핵심연구성과		질적 성과 검증 기준 (3차년도)							양적성과 현황		증빙자료 위치	해당 기관	가중치	점수 (100점 만점)
			단위성과		질적성과지표		목표수준		측정방법	검증방법	목표건수(계획) (연구개발계획서 상의 숫자와 통일)	달성건수(실적) (증빙자료와 일치토록 작성)				
							목표치	달성치								
협동	A	정압소 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	A-6	정압소 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발	①	시나리오 개수	9개	9개	운전 및 사고 이력데이터를 통한 시노리오 수 및 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	논문 : SCI 3건	논문 : SCI 3건	질적성과 : A-6, A-7, A-8 양적성과 : 1-3, 1-4, 1-5	서울대학교	2	
			A-7	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	9개	9개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					2	
			A-8	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가 제시	③	훈련 가이드라인 개수	9개	9개	훈련효과 측면에서의 기존 정압소 운전메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					3	
공동	B	정압소 시나리오별 사고 상황 공정 시뮬레이션 모델	B-6	정압소 공정 운전정보 분석	①	확보율	100%	100%	운전데이터 적절성 평가	현장 운전원 검증 및 평가	특허 : 출원 2건	특허 : 출원 2건	질적성과 : B-6, B-7, B-8 양적성과 : 3-1, 3-2	아이시스텍	2	
			B-7	정압소 내 각 사고 시나리오별 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	②	시뮬레이션 모델 개수	9개	9개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					2	
			B-8	정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증 및 분석	③	정확도	95%	95%	선진 CFD와의 비교 검증	보고서					3	
공동	C	도시가스 정압설비 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입	C-5	정압소 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	①	프로토타입 개수	1개	1개	기존 훈련 프로그램 비교	보고서			질적성과 : C-5	㈜열린기술	3	
			C-6	시나리오 별 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연					3	
계															20	0.0

시스템 입력값	0

성과점검기준표
(2세부 과제명 : 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발)

평가위원 : (서명)

구분	핵심연구성과		질적 성과 검증 기준 (4차년도)							양적성과 현황		증빙자료 위치	해당 기관	가중치	점수 (100점 만점)
			단위성과		질적성과지표		목표수준		측정방법	검증방법	목표건수(계획) (연구개발계획서 상의 숫자와 통일)	달성건수(실적) (증빙자료와 일치토록 작성)				
							목표치	달성치								
협동	A	석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델	A-9	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석(사고시나리오 생성)	①	시나리오 개수	6개	6개	석유화학플랜트 사고 이력데이터 확보 및 분석	현장 운전원 검증 및 평가	논문 : SCI 3건	논문 : SCI 3건	질적성과 : A-9, A-10, A-11, A-12 양적성과 : 1-6, 1-7, 1-8	서울대학교	2	
			A-10	석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발	②	시뮬레이션 모델 개수	3개	3개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					2	
			A-11	석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시	③	훈련 가이드라인 개수	3개	3개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					3	
		석유화학플랜트 내 공정 시뮬레이션 기본 모델	A-12	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	①	확보율	100%	100%	석유화학플랜트 공정 운전 데이터 확보 및 분석	시뮬레이션 결과 반영도 평가					2	
공동	C		C-7	석유화학플랜트 정상상태 및 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출	①	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서			질적성과 : C-7, C-8, C-9, C-10	㈜열린기술	2	
			C-8	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	②	훈련 가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 비교	시뮬레이션 결과 반영도 평가					3	
		석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 모듈	C-9	석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	①	프로토타입 개수	1개	1개	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서					3	
			C-10	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연					3	
계															20	0.0

시스템 입력값	0

성과점검기준표
(2세부 과제명 : 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발)

평가위원 : (서명)

구분	핵심연구성과		질적 성과 검증 기준 (5차년도)							양적성과 현황		증빙자료 위치	해당 기관	가중치	점수 (100점 만점)
			단위성과		질적성과지표		목표수준		측정방법	검증방법	목표건수(계획) (연구개발계획서 상의 숫자와 통일)	달성건수(실적) (증빙자료와 일치토록 작성)				
							목표치	달성치								
협동	A	통합플랜트 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	A-13	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발	①	시나리오 개수	4개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	전문가 검증	논문 : SCI 3건	논문 : SCI 3건	질적성과 : A-13, A-14, A-15, A-16 양적성과 : 1-9, 1-10, 1-11	서울대학교	2	
			A-14	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델개발 및 결과도출	②	시뮬레이션 모델 개수	6개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					2	
			A-15	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가제시	③	훈련 가이드라인 개수	6개	7개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 과의 비교	보고서					3	
		통합플랜트 시나리오별 사고상황 공정 시뮬레이션 모델	A-16	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	①	확보율	100%	100%	석유화학플랜트 운전 데이터 확보 및 분석	전문가 검증					2	
공동	C		C-11	석유화학플랜트 내 사고 시나리오별 동적공정 모델링	①	시뮬레이션 모델 개수	7개	7개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서	특허 : 출원 5건 S/W : 등록 3건	특허 : 출원 5건 S/W : 등록 3건	질적성과 : C-11, C-12, C-13 양적성과 : 3-3, 3-4, 3-5, 3-6, 3-7, 5-1, 5-2, 5-3	㈜열린기술	2	
			C-12	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	②	훈련 가이드라인 개수	7개	7개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 과의 비교	보고서					3	
		통합플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	C-13	통합화학플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발	①	프로그램 개수	1개	1개	통합플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서					3	
			C-14	통합플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능 평가	②	연계지연 속도	3초	3초	연계지연 시간 및 연계 정확도 측정	동영상 시연					3	
계															20	0.0

시스템 입력값	0

성과점검기준표
(2세부 과제명 : 플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술개발)

평가위원 : (서명)

구분	핵심연구성과		질적 성과 검증 기준 (6차년도)							양적성과 현황		증빙자료 위치	해당 기관	가중치	점수 (100점 만점)
			단위성과		질적성과지표		목표수준		측정방법	검증방법	목표건수(계획) (연구개발계획서 상의 숫자와 통일)	달성건수(실적) (증빙자료와 일치토록 작성)				
							목표치	달성치								
협동	A	통합플랜트 내 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델	A-13	석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발	①	시나리오 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	전문가 검증			질적성과 : A-13, A-14, A-15, A-16	서울대학교	3	
			A-14	사고 시나리오별 시뮬레이션 모델개발 및 결과도출	②	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서					2	
			A-15	사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 추가제시	③	훈련가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 과의 비교	보고서					2	
		통합플랜트 시나리오별 사고상황 공정 시뮬레이션 모델	A-16	석유화학플랜트 공정 운전정보 분석	④	확보율	100%	100%	석유화학플랜트 운전 데이터 확보 및 분석	전문가 검증					3	
공동	B	통합플랜트 시나리오별 사고상황 공정 시뮬레이션 모델	C-11	석유화학플랜트 내 사고 시나리오별 동적공정 모델링	①	시뮬레이션 모델 개수	1개	1개	시뮬레이션 모델의 시나리오 구현성 측정 및 평가	보고서			질적성과 : C-11, C-12, C-14	㈜열린기술	3	
			C-12	공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련가이드라인 제시	②	훈련가이드라인 개수	1개	1개	훈련효과 측면에서의 기존 석유화학플랜트 운전 메뉴얼 과의 비교	보고서					3	
		통합플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템	C-14	석유화학플랜트 안전훈련 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발	③	프로그램 개수	1개	1개	석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘 구현	보고서, 동영상 시연					4	
계															20	0.0

시스템 입력값	0

2세부 과제 질적지표 증빙목록

증빙형태	내 용	증빙번호
보고서	정압소 사고 시뮬레이션 방법론 분석	A-1 A-2
검토의견서	정압소 사고 시뮬레이션 전문가 검토의견	A-3 A-4 A-5
검토의견서	정압소 사고 시뮬레이션 전문가 검토의견	A-6
보고서	정압소 사고 시나리오 별 시뮬레이션 모델 개발	A-6 A-7 A-8
검토의견서	석유화학플랜트 사고 시뮬레이션 전문가 검토의견	A-9
보고서	석유화학플랜트 내 사고시뮬레이션 모델 개발	A-9 A-10 A-11 A-12
검토의견서	석유화학플랜트 사고 시뮬레이션 전문가 검토의견	A-13
보고서	석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 추가 개발	A-14 A-15
보고서	석유화학플랜트 내 공정 시뮬레이션 개발	A-16 C-11 C-12
보고서	공정 모사 기반자료 분석	B-1 B-2
보고서	정압소 공정 시뮬레이션 및 결과검증	B-3 B-4 B-5
검토의견서	정압소 공정 시뮬레이션 전문가 검토 의견	B-6
보고서	정압소 공정 운전정보 분석	B-6 B-7
보고서	정압소 사고상황 공정 시뮬레이션	B-8
보고서	공정 및 사고 시뮬레이터 분석	C-1 C-2
보고서	공정/사고 연동 알고리즘 개발	C-3 C-4
보고서	정압소 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발	C-5
검토의견서	인터랙티브 시뮬레이션 검토의견	C-7
보고서	석유화학플랜트 공정 및 인터랙티브 시뮬레이션	C-7

		C-8 C-9 C-10
보고서	석유화학플랜트 최종 공정/사고 시나리오 및 시뮬레이션	C-11 C-12 C-13 C-14

질적성과 증빙

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

석유화학플랜트 공정모델 및 인터랙티브 시뮬레이션 프로그램 개발 보고서

2019. 07.

열 린 기 술

목차

I. 서론 ····· 6
1. 연구 목표 ····· 6
2. 연구 내용 및 범위 ····· 7
II. 본 론 ····· 8
1. 석유화학플랜트 운전정보 분석 ····· 8
1.1. 대상공정(RDS) 개요 ····· 8
1.2. 공정장치 상세설명 ····· 11
1.2.1. Reactor section ····· 11
1.2.2. Recycle gas compression section 및 Make-up gas compression section 13
1.2.3. Low pressure separation section ····· 14
1.2.4. Fractionation section 및 Light end recovery section ····· 14
2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 ····· 15
2.1. Peng-Robinson Equation Of State ····· 15
2.2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 ····· 15
3. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 결과 및 분석 ····· 18
3.1. 동적 공정 시뮬레이션 모델 ····· 18
3.2 시나리오별 시뮬레이션 결과 ····· 20
3.2.1. 반응기 누출 시나리오 ····· 20
3.2.2 HLPS 누출 시나리오 ····· 22
3.2.3 반응기 전단 열교환기 누출 시나리오 ····· 24
3.2.4 Heater 누출 시나리오 ····· 28
3.3 시나리오별 시뮬레이션 결과 분석 ····· 29
3.3.1 반응기 후단 누출 시나리오 ····· 29
3.3.2 HLPS 누출 시나리오 ····· 30
3.3.3 반응기 전단 열교환기 누출 시나리오 ····· 32
3.3.4 Heater 누출 시나리오 ····· 34
4. 석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로그램 개발 ····· 36
4.1. 기존 훈련 프로그램 소개 ····· 36
4.1.1 EYESIM immersive Training System ····· 37
4.1.2. VR Safety Training ····· 39
4.1.3. Virthualis Project ····· 39
4.1.4. 개발 대상 프로그램 지향점 ····· 41
4.2. 공정/사고 시뮬레이션/VR Platform 연동 알고리즘 ····· 42
4.2.1. Aspen HYSYS/PAISE 연동 알고리즘 ····· 46
4.2.2. FLACS/PAISE 연동 알고리즘 ····· 46
5. PAISE Interface ····· 47
5.1. PAISE 구성요소 ····· 48
5.2. 타 세부와의 연동 ····· 55

III. 결 론 ····· 56
부록. ····· 57
A. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인 ····· 57
B. Heat & Material Balance ····· 60
C. 사고 시나리오별 Event Schedule & Result Profile ····· 62
D. 확장 시나리오의 Event Tree (Detail description) ····· 69

그림 목차

그림 1. HOU 공정 block diagram ····· 9
그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도 ····· 10
그림 3. 간략한 공정 흐름도(Simplified PFD) ····· 11
그림 4. Sectional Block Diagram ····· 11
그림 5. 촉매 반응의 구조 ····· 13
그림 6. 전형적인 탈황 반응식 ····· 14
그림 7. 반응기 Specification. ····· 14
그림 8 . RDS 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 흐름도 ····· 18
그림 9. RDS 동적 공정 시뮬레이션 모델 흐름도 ····· 20
그림 10. 확장된 누출 시나리오의 Event Tree ····· 26
그림 11. 반응기 전단 연교환기 누출 시나리오 공정 시뮬레이션 결과 ····· 34
그림 12. Heater 누출 시나리오 공정 시뮬레이션 결과 ····· 36
그림 13. EYESIM 시스템 구조 ····· 38
그림 14. DynSim 사용자 인터페이스 ····· 38
그림 15. EYESIM 훈련 시나리오 예시 ····· 38
그림 16. GEXCON FLACS OTS 개념 모식도 ····· 40
그림 17. FLACS VR Safety Training 환경 ····· 40
그림 18. Virthualis에서 산정하는 사고 시나리오 ····· 41
그림 19. Virthualis 개념 모식도 ····· 42
그림 20. 기존 훈련 프로그램 특징 ····· 42
그림 21. 공정/사고 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 44
그림 22. PAISE 실시간 연동 Architecture ····· 45
그림 23. PAISE Database Version Architecture ····· 45
그림 24. PAISE User Interface ····· 48
그림 25. PAISE Action Tab ····· 49
그림 26. PAISE Scenario Select ····· 49
그림 27. PAISE Setting Tab ····· 49
그림 28. PAISE VR Connect ····· 49
그림 29. PAISE Simulation Speed ····· 50
그림 30. PAISE Scenario Tree ····· 51
그림 31. PAISE Accident ····· 51
그림 32. PAISE Information Tab ····· 52
그림 33. PAISE State Section ····· 52
그림 34. PAISE DCS Section ····· 53
그림 35. PAISE Alarm ····· 53
그림 36. State Guide ····· 54
그림 37. Field Action ····· 54
그림 38. PAISE Valve Controller ····· 55

그림 39. PAISE Accident ····· 55
그림 40. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인 ····· 58
그림 41. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인 ····· 58
그림 42. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인 ····· 59
그림 43. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인 ····· 59
그림 44. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인 ····· 60
그림 45. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인 ····· 60
그림 46. 반응기 누출 시나리오 (Case 1) ····· 63
그림 47. HLPS 누출 시나리오 (Case 2) ····· 64
그림 48. Scenario #1 Flowrate profile ····· 67
그림 49. Scenario #1 Pressure profile ····· 68
그림 50. Scenario #3 Flowrate profile ····· 68
그림 51. Scenario #3 Pressure profile ····· 68
그림 52. Scenario #3 Leak flowrate profile ····· 69
그림 53. 확장 시나리오의 Event Tree (Detail description) ····· 70

표 목차

표 1. 제어기별 일반적인 tuning parameters ····· 19
표 2. Event scheduler for Case 3 ····· 28
표 3. Event scheduler for Case 4 ····· 29
표 4. Material Balance ····· 61
표 5. Heat Balance ····· 62
표 6. Event scheduler for Case 1 ····· 65
표 7. Event scheduler for Case 2 ····· 67

수식 목차

수식 1 Peng-Robinson E.O.S ····· 16

I. 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 6차년도 성과보고서로서, 연구단의 2세부 ‘플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발’ 중 공정시뮬레이션 및 인터랙티브 프로토타입 개발을 담당한 열린기술의 보고서이다. 5차년도까지 개발된 residue desulfurization(탈황; 이하 RDS) 공정 시나리오 모델을 확장하고 결과를 검증하는 작업을 마무리하고, 합의된 사고 시나리오에 맞는 공정 시뮬레이션 모델을 개발하였다. 이를 협동 연구기관인 서울대학교에서 개발한 사고 시뮬레이션 모델의 결과와 연계하여 1~3차년도까지 개발하였던 공정 및 사고 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발 지식을 종합하므로 석유화학플랜트 공정 시뮬레이션 모델 개발 및 서울대학교의 사고 시뮬레이션 모델과의 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발 성과물을 기술하는 것을 목표로 한다.

공정 시뮬레이션 결과는 5차년도 대상 공정인 석유화학플랜트의 시뮬레이션 파일을 포함하며 석유화학플랜트 내의 안전장치 및 이상 상황에 대한 모사 내용을 총괄적으로 서술한다. 이후 인터랙티브 시뮬레이션 모델의 프로토타입의 개발 과정과 활용 방법 및 특징을 기술한다.

2. 연구 내용 및 범위

1	**석유화학플랜트 공정 운전정보 분석**
	- 사고 시나리오 제작을 위하여 석유화학플랜트 데이터를 기반으로 대상 공정의 거동을 분석한다.
2	**사고 시나리오별 정상상태 및 동적 공정 시뮬레이션 모델 제작**
	- 관련 기관으로부터 제공받은 데이터를 기반으로 대상 공정에서의 정상상태 및 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델을 제작한다.
3	**사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 분석**
	- 각 시나리오별로 제작된 동적 공정 시뮬레이션 모델의 모사 결과를 분석한다.
4	**석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발**
	- 석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘을 구현한다.
5	**석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능평가**
	- 개발된 공정/사고 시뮬레이션 연동 프로토타입의 성능을 정량적으로 평가한다.

Ⅱ. 본 론

1. 석유화학플랜트 운전정보 분석

1.1. 대상공정(RDS) 개요

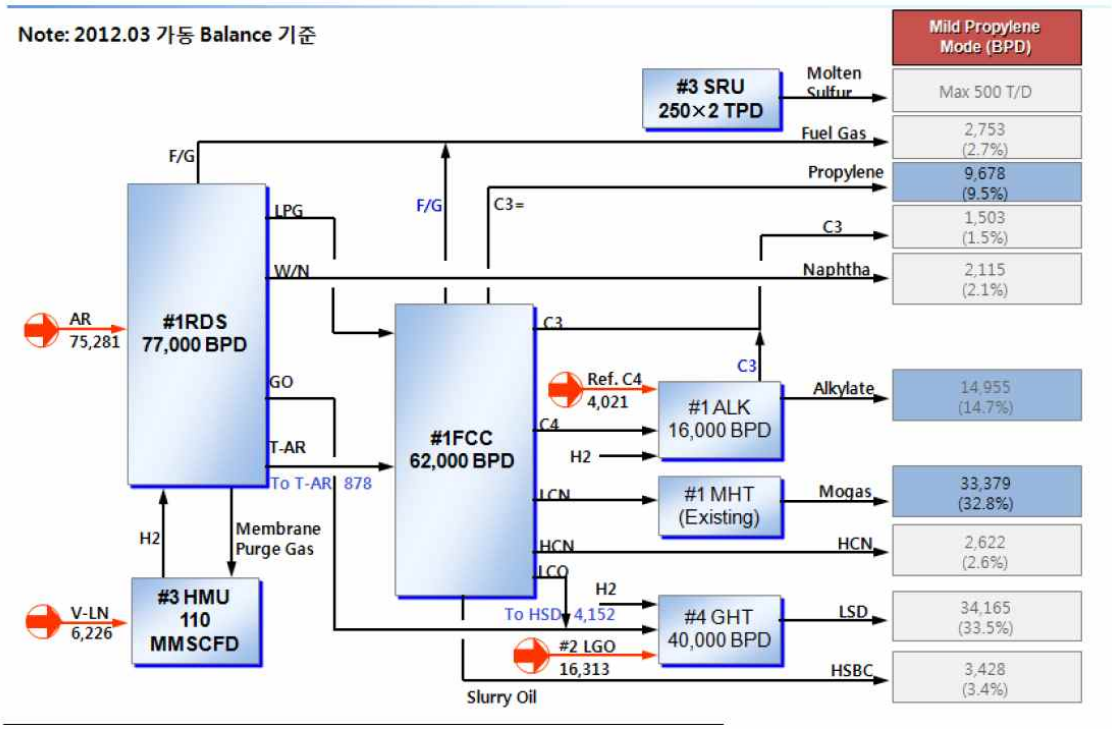


그림 1. HOU 공정 block diagram

HOU 공정은 Heavy Oil Upgrading 공정의 약자로써 황이 다량 함유되어있는 고유황 중질유를 경유 및 저유황 중질유로 전환시키고 이렇게 얻어진 저유황 중질유를 유동층 촉매반응으로 분해하여 프로필렌, 휘발유, 경유 및 중유 등을 얻는 일련의 공정들을 포괄하는 총칭이다. HOU 공정은 대상공정인 RDS(ARDS) 공정과 그 후단 공정인 FCC(RFCC) 공정으로 구성되어있다. 2012년 기준으로 현대오일뱅크 대산공장에서는 하루 약 66,000배럴의 중질유를 처리하여 하루 약 10,000배럴의 프로필렌, 35,500배럴의 휘발유, 18,000배럴의 경유와 3,300의 중유를 생산하고 있다.

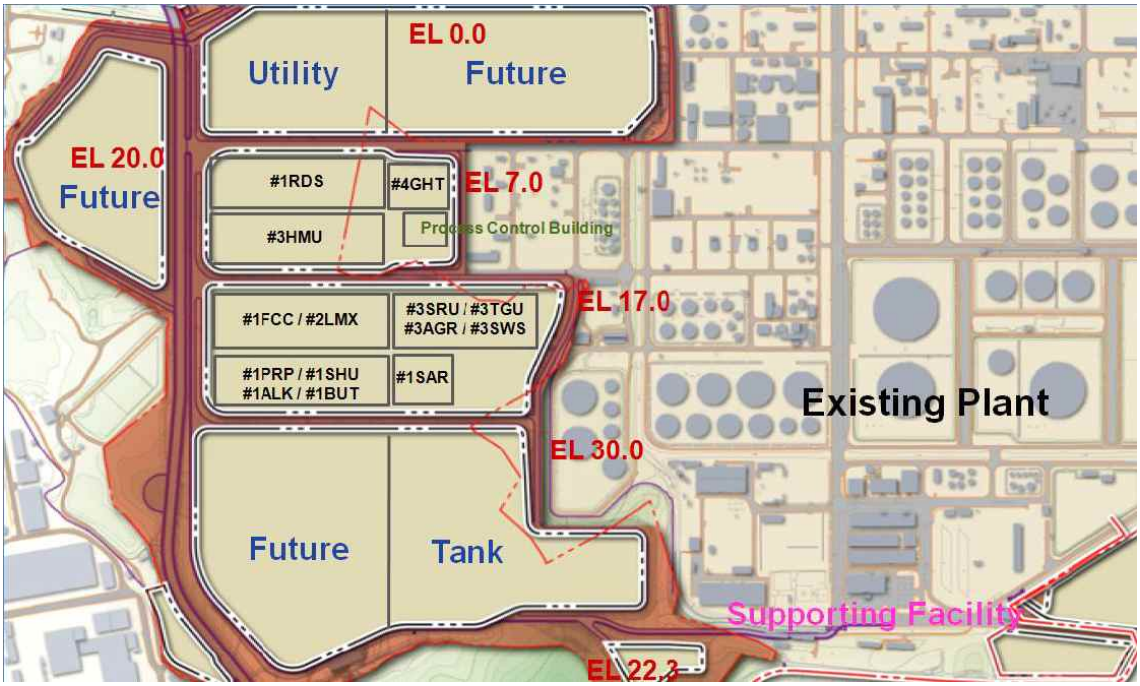


그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도

대상공정인 RDS는 Residue De-Sulfurization 공정의 약자로 전단의 CDU(Crude Distillation Unit:상압증류공정)에서 생상된 AR(Atmosp heric Residue:상압잔사유)에 포함된 불순물을 제거하여 후단의 저유황 중질유를 유동층 촉매 반응으로 분해하여 휘발유 및 경유를 생산하는 공정인 FCC(Fluidized Catalytic Cracking) 공정의 원료를 생산하는 공정이다. Licensor는 미국의 Chevron Lummus Global 사이며 반응기의 온도가 400℃ 이상, 압력이 200기압(수심 2,000m에 해당하는 초고압) 공정이다. 또한 촉매를 이용한 공정이기 때문에 촉매 수명(약 11개월)에 맞추어 촉매 교체 작업을 위해 매년 가동과 중지를 반복하여야 하며, 이에 따라 정상상태에서 벗어나야 하는 일이 빈번하여 사고의 위험이 비교적 높다. 뿐만 아니라 고온/고압의 운전조건에서 촉매 교체를 위한 적절한 상온/상압으로의 전환에는 시간적(약 35일) 경제적(촉매 교체 비용 : 약 180억) 비용이 수반된다. 이로 인해 현대오일뱅크에서는 HOU 공정의 두 구성요소인 RDS공정과 FCC공정의 촉매 교체 기간의 일치를 위하여 RDS공정의 반응기 부분을 two train system으로 설계하여 FCC공정의 2년 연속가동을 가능하도록 하

였다. 대상공정으로 한 현대오일뱅크의 RDS 공정은 원료중의 황 함량을 대폭 감소시켜 FCC공정의 효율을 높이기 위해 탈황률 88%(4.1wt%→0.5wt%)를 목표로 하고 있다.

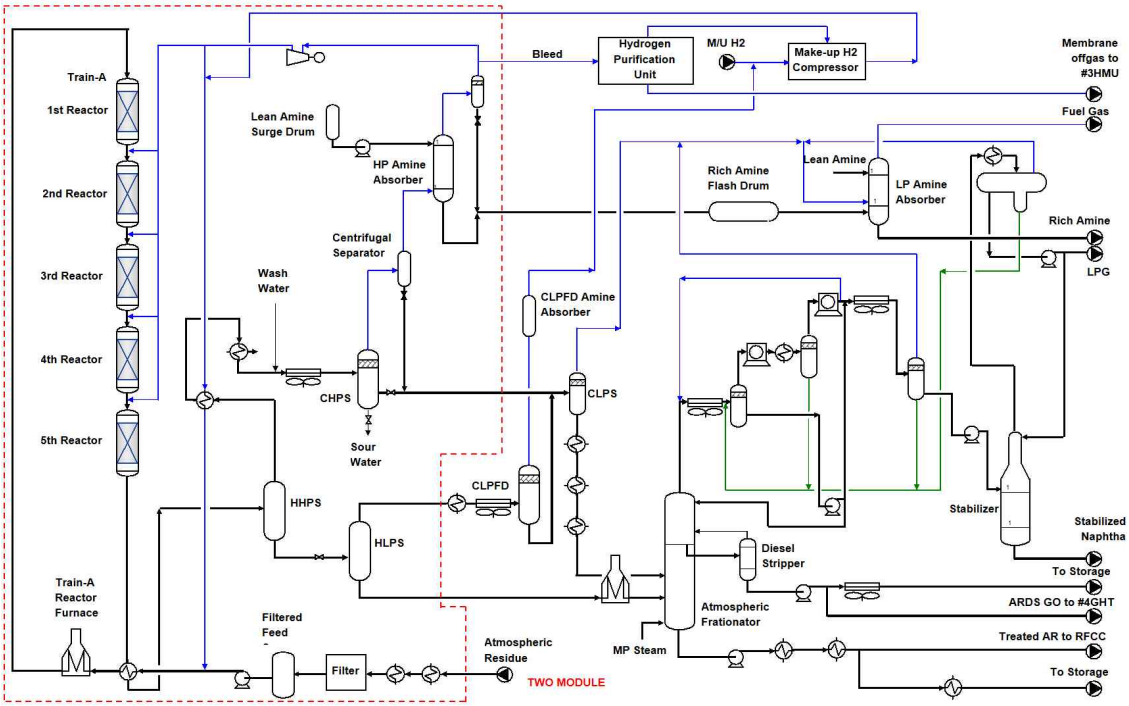


그림 3 간략한 공정 흐름도(Simplified PFD)

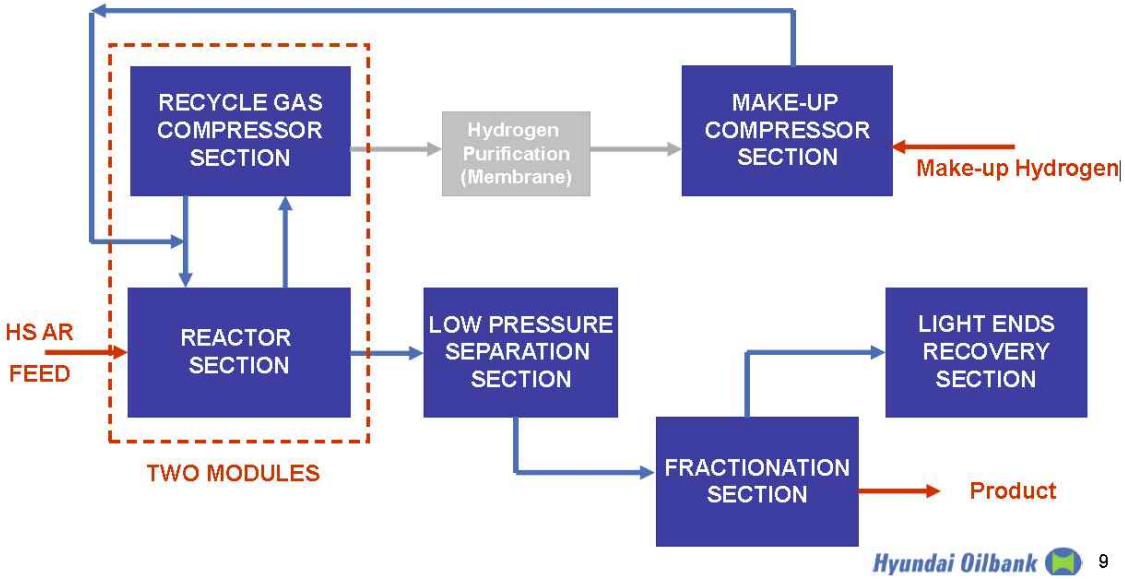


그림 4. Sectional Block Diagram

RDS 공정은 그림 4.에서와 같이 6가지 주요 section으로 구성되

어 있다. 앞에서 말한 two train system은 그림 4.에서 two modules 로 표현되어 있다. 전체 공정은 간단하게 각 구역 별로 반응에 필요한 gas를 공급 및 압축해주는 구역, 고 유황질의 feed와 gas의 촉매반응이 이루어지는 구역, High/Low pressure 조건에서의 반응 생성물을 분리하는 구역, 상압 증류탑을 이용하여 다양한 종류의 제품들을 최종 분리하는 구역과 상압탑의 상부의 가벼운 기체들을 회수하는 구역으로 구분할 수 있다.

1.2. 공정장치 상세설명

RDS 공정은 그림 3, 4와 같이 reactor section, recycle gas compressor section, low pressure separation section, make-up compressor section, fractionation section, light ends recovery section 6개의 section으로 구성되어 있다.

1.2.1. Reactor section

화학적 반응을 일으켜서 상압 잔사유 내의 불순물(황, 질소, 중금속 등)을 제거하는 반응이 일어나는 부분이다. 그림 3과 같이 한 반응기 모듈(붉은색 점선 내부)이 운전 중에 다른 반응기 모듈의 촉매 교체를 위하여 shut-down 및 start-up을 유기적으로 시행할 수 있는 구조인 two-train 형태로 설계되어 있다.

촉매(Catalyst)는 오일 분자 속에 포함된 불순물을 제거하는 수첨가반응을 촉진하는 매개체로서 다공성 알루미나 담체로 제조되어 있고, 담체에는 니켈, 코발트 및 몰리브데늄과 같은 반응 촉진 금속들이 주입되어 있다. 오일분자와 수소는 촉매의 다공(Pore)속으로 들어가 촉매표면의 반응점(Active Site)에서 수첨가반응이 일어나면서 황과 질소 등을 제거한다.

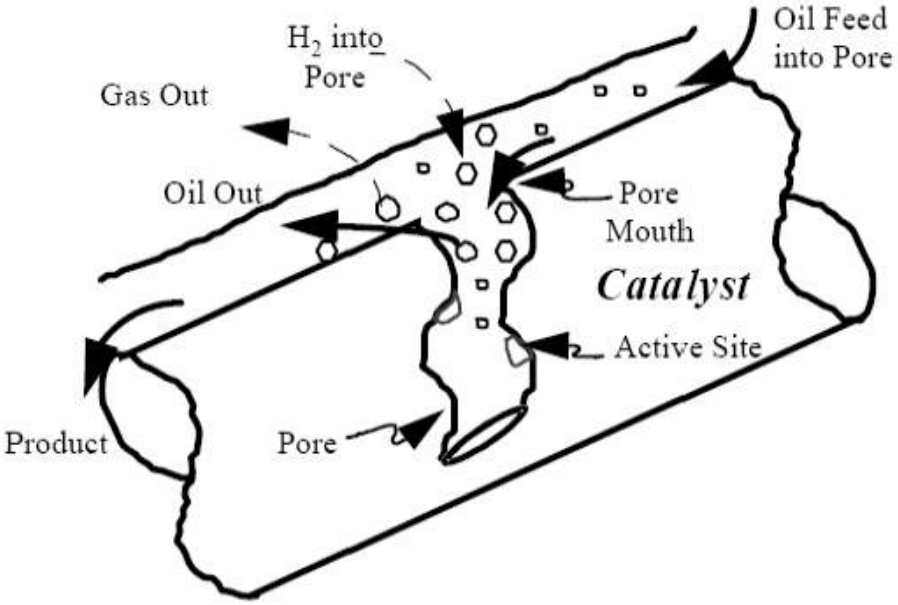


그림 5. 촉매 반응의 구조

고압의 가혹한 운전조건 및 원료자체의 특성으로 반응기에 충진된 촉매의 수명이 11개월에 불과하므로 촉매교체를 위해 매년 가동중지를 하여야 한다. 보통 촉매교체 및 재가동에 소요되는 시간은 30~40일 정도이다. 이런 촉매 교체 작업으로 인해 작업자의 분해, 조립 과정에서 다양한 사고 발생원인이 유발되고, 고온 고압의 가혹한 공정조건과 맞물려 많은 사고가 일어나는 부분 중 한 곳이 Reaction section이다. 따라서 본 연구에서는 해당 부분을 중점으로 한 사고 시나리오를 개발·확장 적용하였다.

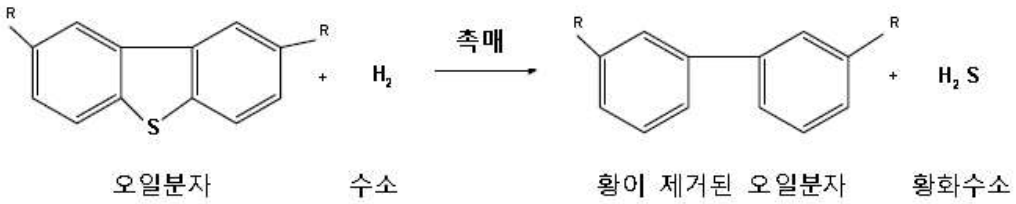


그림 6. 전형적인 탈황 반응식

Reaction section의 주 반응은 탈황, 탈금속, 탈질소, 탈 CCR, Hydrocracking 및 Aromatics 포화 반응이다. 그 중에 가장 주된 목적이라고 할 수 있는 탈황반응의 일반적인 구조식은 그림 6.과 같다.



공급업체	특허설계사	CLG
	제작사	JSW
제작비용	총 10기	1,800억원
제원	높이 (m)	13.5
	지름 (m)	4.85
	무게 (톤)	770
	재질	2 ¼Cr 1 Mo V
	두께 (mm)	316
설계 조건	압력 (kg/cm2g)	210
	온도 (℃)	454

그림 7. 반응기 Specification.

본 연구의 대상 공정인 현대오일뱅크의 반응기는 그림 7.과 같은 specification을 기반으로 제작되어 운전된다.

1.2.2. Recycle gas compression section 및 Make-up gas compression section

탈황 반응은 수소를 소비하는 반응이므로 반응기 내의 압력을 일정하게 유지하여 주기 위하여 수소를 계속 공급해 주어야 한다. 이

때 수소를 반응기 압력에 맞게 가압하여 공급해주게 된다. 반응기 inlet으로 과량의 수소가 주입되므로 반응 후 남은 수소와 소모된 수소만큼의 make-up 수소를 각각 가압하여 반응기의 압력을 일정하게 유지시키고 반응이 계속 일어날 수 있도록하기 위해 recycle gas와 make-up gas의 compression section이 존재한다.

1.2.3. Low pressure separation section

고압의 생산물을 고압조건에서 분리를 한 뒤 감압하면 액체와 기체로 이루어진 이상(two phase) 물질이 형성되는데 이들의 분리를 위한 장치들을 일컫는다. 이는 후단에 있는 fractionation section의 처리량 및 분리 비용을 줄여주는 역할을 하기도 한다.

1.2.4. Fractionation section 및 Light end recovery section

단순한 감압으로는 필요한 물질의 분리를 완벽하게 이루어내지 못하므로 증류탑(Distillation Column)을 이용하여 원하는 특성을 갖는 제품별 분리를 진행하는 부분이다. 분리된 생성물은 목적에 따라서 서로 다른 후단 공정으로 나누어 후처리가 진행된다.

2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델

2.1. Peng-Robinson Equation Of State

Peng-Robinson equation of state(이하 EOS)는 천연가스 및 오일 산업에서 기체-액체간 상평형을 계산하는데 가장 널리 쓰이는 방법이다. 1970년대에 10년간의 연구를 통해서 캐나다 에드먼턴 소재의 대학인 D.B. University of Alberta의 D. Peng 교수와 Robinson 캐나다 에너지 위원회(Canadian Energy Board)가 공동으로 개발하였다. 식은 다음과 같은 방정식에 따라 기·액 상평형 값을 계산한다.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{\alpha a}{v^2 + 2bv - b^2}$$

P : 압력
R : 기체상수
T : 온도
v : 부피
a, b : $van\,der\,waals\,constant$
α : 보정계수

수식 1 Peng-Robinson E.O.S

이를 기반으로 시뮬레이션 모델 내의 다양한 물성치들을 계산할 수 있고, 각 물질별 chemical property에 해당하는 값들은 본 연구에서 사용한 Aspen HYSYS의 내장된 값을 사용하였다.

2.2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델

실제 운전 중인 현대오일뱅크의 공정을 대상으로 모델링을 하는데 reaction section의 가혹한 운전조건으로 인하여 실 반응 공정 변수들의 대부분이 측정 불가능하여 이 부분은 자세한 모델링에서 제외하였고, 5개의 Series 형태의 반응기의 출력인 반응생성물의 정보로부터 모델링을 진행하여 실제 반응기의 조건과 동일한 고온/고압의 공정 조건에서 부합하도록 모델링하였다. 따라서 사고위험이 높은 반응기 주변에서의 사고 시나리오를 적용

가능하도록 5차년도의 공정모델을 수정하여 반영하였다.

이렇듯 사고가 일어날 수 있는 충분한 범위를 포함할 수 있도록 모델의 확장을 진행하였다. 따라서 최종 모델의 범위는 반응기 전단부터 상압 증류탑 후단까지의 범위를 포함하는 모델링을 진행하였고, 그 정상상태 흐름도는 그림 8.과 같다. 5차년도에 진행한 방법과 동일하게 모델링 범위의 최 후단인 fractionator의 product를 측정한 뒤 이를 반응기의 inlet으로 가정하고, 이를 본 연구의 scope의 가장 전단인 5개의 series 형태의 반응기의 feed로 주입한다. 그 이후 HLPS, CHPS, CLPS, CLPFD를 지나 최종적으로 Atmospheric Fractionator를 지나 product로 종료된다.

본 공정의 feed는 현대오일뱅크의 대상 공정의 다양한 지점에서의 공정 변수 센서(Composition, Temperature, Pressure, Flowrate)를 이용한 실제 존재하는 성분들과 함께 다양한 가상 oil component로 모델링하여 사용하였다. Normal boiling point(NBP)를 기준으로한 Oil hypothetical component들은 NBP를 기준으로 Naphtha, Gas Oil(GO), Atmospheric Residue(AR)로 크게 3가지 그룹으로 구분된다.

본 시뮬레이션 모델에서는 연구 목적에 벗어나지 않는 한도 내에서 간략화된 모델링을 진행하였다. 실제 공정에서는 에너지 절감을 통한 공정의 경제성 도모를 위해 다양한 공정 유체들 간에 열통합(Heat Integration)을 적용하였다. 하지만 특정 케이스에 따른 사고 시나리오와 훈련원의 대응을 훈련하기 위한 본 연구의 목적에 열통합과 같은 요소는 불필요한 복잡성을 증가시키는 요인이라 판단하여 제외하고 간단히 가상의 utility를 이용하여 열통합이 적용된 실제 공정을 간략화하여 모사하였다.

각 unit 및 stream의 사양(specification)은 현대오일뱅크에서 제공한 PFD 및 P&ID의 값을 기준으로 결정되었다.

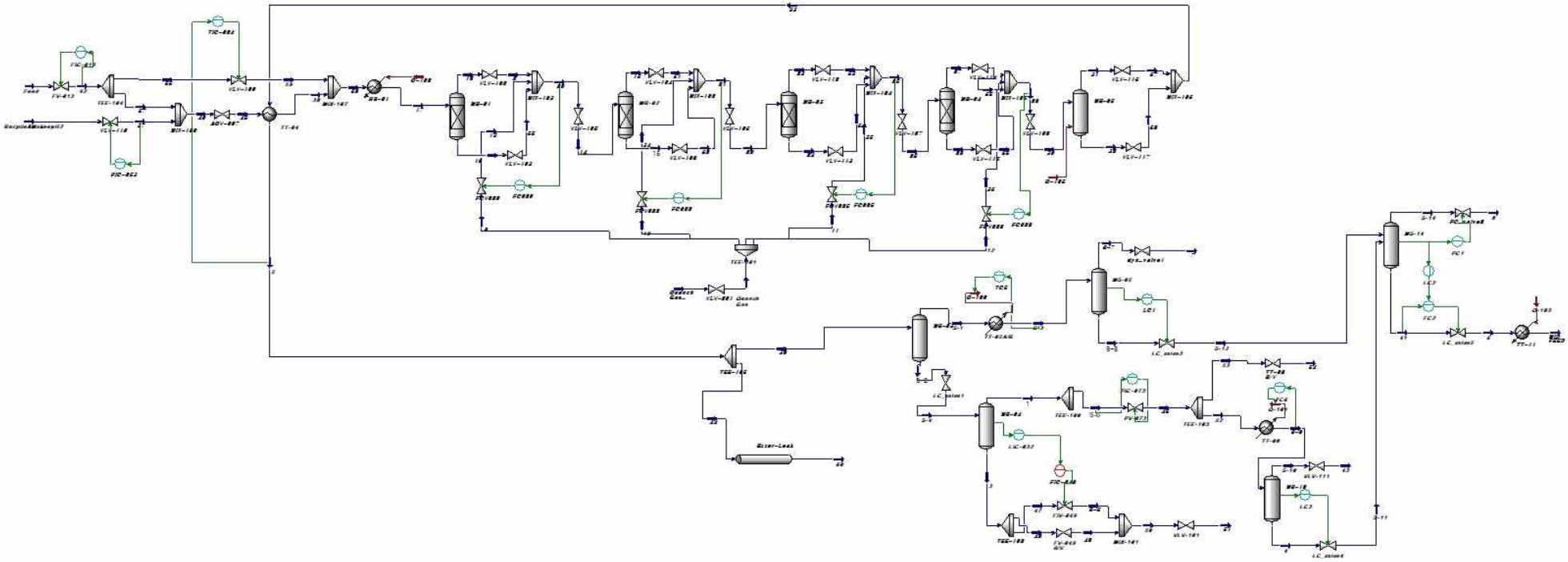


그림 8 . RDS 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 흐름도

3. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 결과 및 분석

3.1. 동적 공정 시뮬레이션 모델

사고 시나리오는 공정이 정상상태의 state에서 벗어나 의도하지 않은 state로의 시간에 따른 변화로 동적 공정 시뮬레이션을 필요로 한다. 이에 따라 정상상태 모델을 기반으로 동적 모사가 가능한 모델링을 진행하였다. 동적 시뮬레이션의 필수 요소인 각 기기의 sizing data와 제어 로직을 포함하였고, sizing data는 현대오일뱅크에서 제공한 RDS process의 PFD 및 P&ID의 정보를 사용하였다. 공정의 외란을 제거하고 안정적인 공정운전을 위한 제어 로직 및 제어기의 parameter들은 제어기의 종류에 따른 일반적인 값으로부터 필요시 보정(tuning)을 통하여 안정적인 동적 시뮬레이션 모델을 구축하였다. 제어기별 제어 parameter의 일반적인 값은 아래 표. 1과 같다. 공정 모델 전체에 걸쳐 총 20개의 제어기가 추가되었고, 온도, 압력, 유속, 기기 내 액체의 높이 변수들을 제어하기 위한 제어기들이며, 응용 제어 구조로는 cascade control이 적용되었다. 동적 공정모델에 추가된 TRF-1 unit은 이후에 설명할 사고 시나리오의 구현을 위해 특정 변수(valve opening)의 점진적인 변화(ramp variation)를 구현하기 위한 가상의 장치이다.

	Flow	Level	Pressure
K_C	0.5	2	2
τ_I	0.3	-	10
	Temperature		
	Liquid	Gas	
Time const.	0.5	0.1	
Type	First-order Lag	First-order Lag	

표 1. 제어기별 일반적인 tuning parameters

이렇게 제작한 동적 시뮬레이션 모델의 공정 흐름도는 그림. 9와 같다.

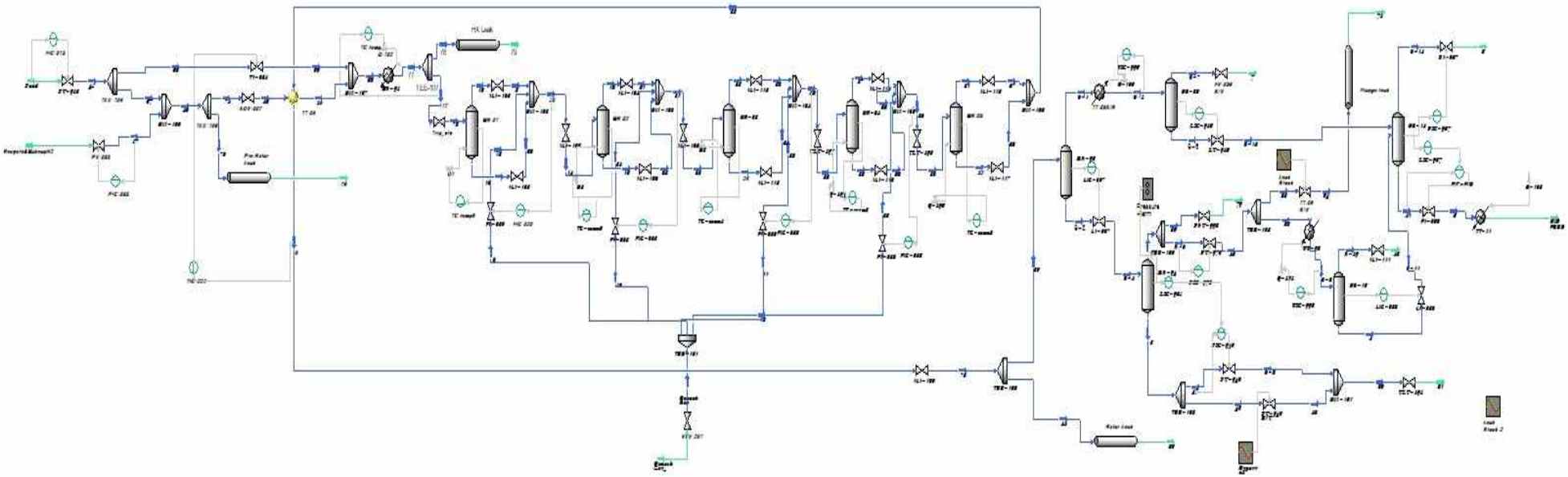


그림 9. RDS 동적 공정 시뮬레이션 모델 흐름도

Pre-Reactor Leak와 Heat Exchanger Leak 두 곳의 누출 시나리오를 구현하기 위하여 모델의 전반부에 두 개의 leak point를 설치하였고, 이는 Event Scheduler에 의해 작동된다. HLPS의 gas line에서 Flange Leak 시나리오를 위한 Flange-Leak component와 line을 그대로 유지하였다. 또한 반응기 후단에서의 누출 시나리오를 위한 Reactor-Leak도 사용할 수 있게 유지하였다. 동일한 RDS 공정에 대해서 추가 사고 시나리오를 추가할 경우 이와 같은 추가 component와 flow line을 생성하여 사용할 수 있다.

3.2 시나리오별 시뮬레이션 결과

사고 시나리오는 5차년도까지 개발한 반응기 후단 누출 시나리오, HLPS 누출 시나리오에서 확장하여 훈련원이 다양한 시나리오에 대한 대응 능력을 함양할 수 있도록 하였다. 추가한 시나리오로 반응기 전단과 Heater 후단에서의 누출 시나리오를 추가 개발하였고, 그에 대한 동적 공정 시뮬레이션 구성과 결과에 대해 기술한다.

3.2.1. 반응기 누출 시나리오

반응기는 고온(약 400℃), 고압(약 200bar) 조건에서 운전되므로RDS 공정에서 가장 사고가 일어날 가능성이 농후하다. 때문에 온도 압력을 알맞은 범위에서 제어하는 것은 상당히 중요한데, 이를위하여 여러 제어기(controller)와 안전장치들이 구비되어 있다. 대표적으로 feed의 유량을 제어하는 FIC-013이 있고, feed의 온도를 제어하는 TIC-024, 그리고 Makeup H2의 압력을 조절하는 PIC-053이 있으며 이외에도 각 반응기의 온도, 압력, 유량을 조절해주는 여러 가지 장치가 촘촘하게 얽혀있다. 이렇게 수많은 제어기와 안정장치가 있음에도 불구하고 일년에 크고작은 H2누출사고는 십수번 발생한다. 대표적으로 pipeline의 flange

(접합부분)에서 고온, 고압의 누출사고가 발생하는데 이러한 사고의 개연성있는 발생과정은 다음과 같다. 반응기 전단은 반응기 feed의 압력을 올려주기위한 compressor로 구성되어있다. 이 compressor에는 상당량의 이물질이 축적되는데 관리가 소홀할 경우 compressor의 토출압이 정상범위를 벗어나게된다.

이를 방치하기 위하여 main compressor 옆에는 standby compressor가 설치되어있는데 이또한 이물질 축적 혹은 power failure로 작동하지 않을 수 있다. 이러한 경우에 토출압은 비정상적으로 높아지고 토출 line에 직접 연결된 반응기의 압력 또한 비정상적으로 상승한다. 이렇게 상승된 압력으로 인하여 flange에서 누출이 발생한다면 운전원이 처음으로 취해야할 조치는 field와 DCS(Distributed Control System)으로 나눌 수 있다. DCS에서는 관련 controller들을 끄고(Auto->Manual of Off) field에서는 해당 block으로 유입되는 유량을 차단하기 위해 block valve를 차단하여야 한다. 이는 반응기 부분의 경우 TIC-024에 해당된다. 만약 이러한 조치가 제대로 행해졌을 경우에 소량누출로 사고가 종료되지만 그렇지 못하였다면 누출이 계속되고 H2가 flammable range에 도달하게 되면 화재가 발생한다. 일단 화재가 발생하면 해당 block 뿐만 아니라 근처에 있는 여러 block들의 shutdown 또한 진행하여야 한다. 첫 번째로 축적된 압력을 해소하기 위하여 makeup H2 line의 hand switch인 UHS-012A를 작동시켜야 하며 bleed gas를 차단하기 위하여 FV-036을 작동시켜야 한다. 이후에 feed pump line의 shutdown을 위하여 HS-900AC를 작동시키면 훈련은 종료된다. 만약 이러한 일련의 과정들을 제대로 수행하였다면 공정은 안정적인 shutdown과정을 거쳐서 startup을 위한 시간이 단축된다. 하지만 중간에 하나라도 잘못된 대처를 했다면 startup을 할 수 없는 상태가 된다.

3.2.2 HLPS 누출 시나리오

현대오일뱅크에서 제공한 오퍼레이션 가이드라인 자료를 기반으로 개발한 HLPS에서의 누출 사고 시나리오를 확장하여 최종적으로 구체화된 시나리오를 완성하였다. 반응기 후단에 위치하며 공정 전단에 해당되는 HLPS는 고온·고압의 운전 조건을 갖고 있고, 주된 유체인 H_2의 경우 해당 공정운전 조건에서 사고 발생 시 누출과 동시에 즉시 화재 및 폭발 사고와 연계되어 큰 사고로 이어질 확률이 높기 때문에 최종 시나리오의 대상으로 선정하였다.

4, 5차년도 시나리오를 확장 작업시 가스 안전공사에서 평가한 'RDS 공정의 위험성 평가' 자료를 기반으로 사고 빈도와 위험성을 고려하여 원인을 선정하였다. 또한 현대오일뱅크의 RDS process의 'ESD(Emergency Shutdown Procedure) Step Check List'를 참고하여 시나리오의 개연성이 높고, 운전원 훈련의 효과성을 최대화 할 수 있는 경우로 제작하였다. 현장 운전원을 대상으로 하는 훈련 프로그램에 맞게 현장 운전원의 훈련이 가능한 시나리오를 선정하고 현장 운전원의 훈련 참여가 가능한 시나리오로 제작하였다. 현대오일뱅크의 공정담당자와 현장 운전원의 검토를 거쳐 결정된 HLPS에서의 최종 사고 시나리오는 아래와 같다.

Hot Low Pressure Separator(HLPS)에는 separator의 level을 제어하기위한 LC(Level Controller)/FC(Flow Controller) 제어 루프가 구성되어있다. LC는 종속 제어 구조(cascade control logic)에서 primary loop으로 secondary loop인 FC에 설정치(set point)를 설정하고, FC의 제어 수행으로 실제 공정의 유량(HLPS의 bottom flow)이 조절되어 공정 변수인 Separator의 액위를 조절한다. 시간 지연과 사이클링을 방지하기 위해 이와 같은 종속 제어 구조로 구성되어 있다. 이 종속 제어 구조의 Level Transmitter의 이상이 발생하여 False low level이 발생하여 제어의 조작 변수인 Liquid line valve(FV-049)의 과잉 폐

쇄로 인해 HLPS의 Liquid flow rate이 감소하여 HLPS의 Level이 과도하게 상승하며, HLPS의 Pressure가 상승하게 된다. 이러한 이상이 발생한 경우 훈련원이 Bypass line을 가동하여 HLPS의 이상에 대응할 경우 공정을 안정화할 수 있고, 안전한 상황에서 이상 점검을 통해 공정을 정상화 할 수 있다.

하지만 Bypass line 가동을 하지 못할 경우 HLPS의 Level이 지속적으로 상승하게 되고, High Alarm (High High Alarm)이 작동하게 되고, HLPS 및 vapor line의 압력이 상승하게 된다. vapor line의 PIC(Pressure Controller)에 의해 압력 제어가 잘 될 시 HLPS의 level만 상승하고 압력은 소폭 상승 후 다시 정상 범위를 되찾게 되지만, PIC의 제어 범위를 벗어나거나 고장으로 인해 압력 제어가 잘 되지 않을 경우 압력 누적으로 인해 vapor line의 Alarm이 작동하고, PSV(Pressure Safety Valve)의 set pressure까지 압력이 상승할 시에 PSV에 의해 압력이 해소되어 큰 사고의 발생을 방지할 수 있다. 이 경우 PSV를 통해 누출된 가스는 Flare line을 통해 Flare stack으로 이송되어 비교적 안전하게 공정 이상에 대응할 수 있다.

한편 PSV가 적절하게 작동하지 않거나 PSV의 capacity 이상의 압력이 급 상승할 경우 PSV를 통해 압력을 해소하고 공정을 정상화 할 수 없고, 물리적으로 취약한 Flange 부분에서 leak가 발생할 수 있다. HLPS의 vapor line과 연결된 열 교환기(TT-08)와의 접합부 Flange에서 leak가 발생한 경우를 가정하고, 이러한 사고 상황에서 운전원의 대응 훈련 시나리오를 확장하였다. 열교환기(TT-08)의 Flange에서 leak가 발생한 경우 leak flange 전단의 핸드밸브(TT-08 B/V)를 차단하여 gas의 공급을 차단하므로써 추가적인 누출을 최소화해야 한다. 가연성 gas인 H2의 누출을 조기에 차단할 경우 소량의 누출 사고로 조치가 가능하다. 이 경우 사고로 인한 공정 중단 절차를 진행해야 하며, 현대오일뱅크의 'ESD(Emergency Shutdown Procedure) Step Check List'를 기반으로 핵심요소이며 본 공정 시뮬레이션 모델에서 수행할 수 있는 간략화된 shutdown procedure를 진

행한 뒤 시나리오를 종료할 수 있다. 한편, 신속한 전단의 핸드 밸브를 차단하여 가연성 gas의 누출을 차단하지 못할 경우 과량의 누출사고에 따른 화재가 발생할 수 있고, 가연성 gas인 H_2가 폭발 가능 농도로 누출된 지점에 점화원이 있을 경우 폭발사고까지 발생할 수 있다.

3.2.3 반응기 전단 열교환기 누출 시나리오

6차년도에 반응기와 직접적으로 연관된 사고 시나리오를 추가하기 위하여 동적 공정 시뮬레이션 모델에 반응기 부분을 추가로 모델링하였다. 그 결과 5개의 series 형태의 반응기와 그 전단의 열교환기, Heater 등의 unit이 추가되었다. 기존에 제작한 반응기 후단에서의 누출 시나리오보다 반응기 부분의 공정 운전 조건이 더욱 고온·고압의 조건을 형성하고 있어 사고의 위험과 그 피해도는 더 커진다. 따라서 이 위치 중 기계적인 강도와 조업자의 휴먼에러로 인하여 사고의 발생 확률이 높은 반응기 전단의 열교환기 Flange에서의 누출 시나리오를 추가하였다. 3.2.3과 3.2.4의 확장된 사고 시나리오의 Event는 각 시나리오에 따라 누출 위치에 차이가 있지만 공통적으로 그림 10.과 같이 진행된다.

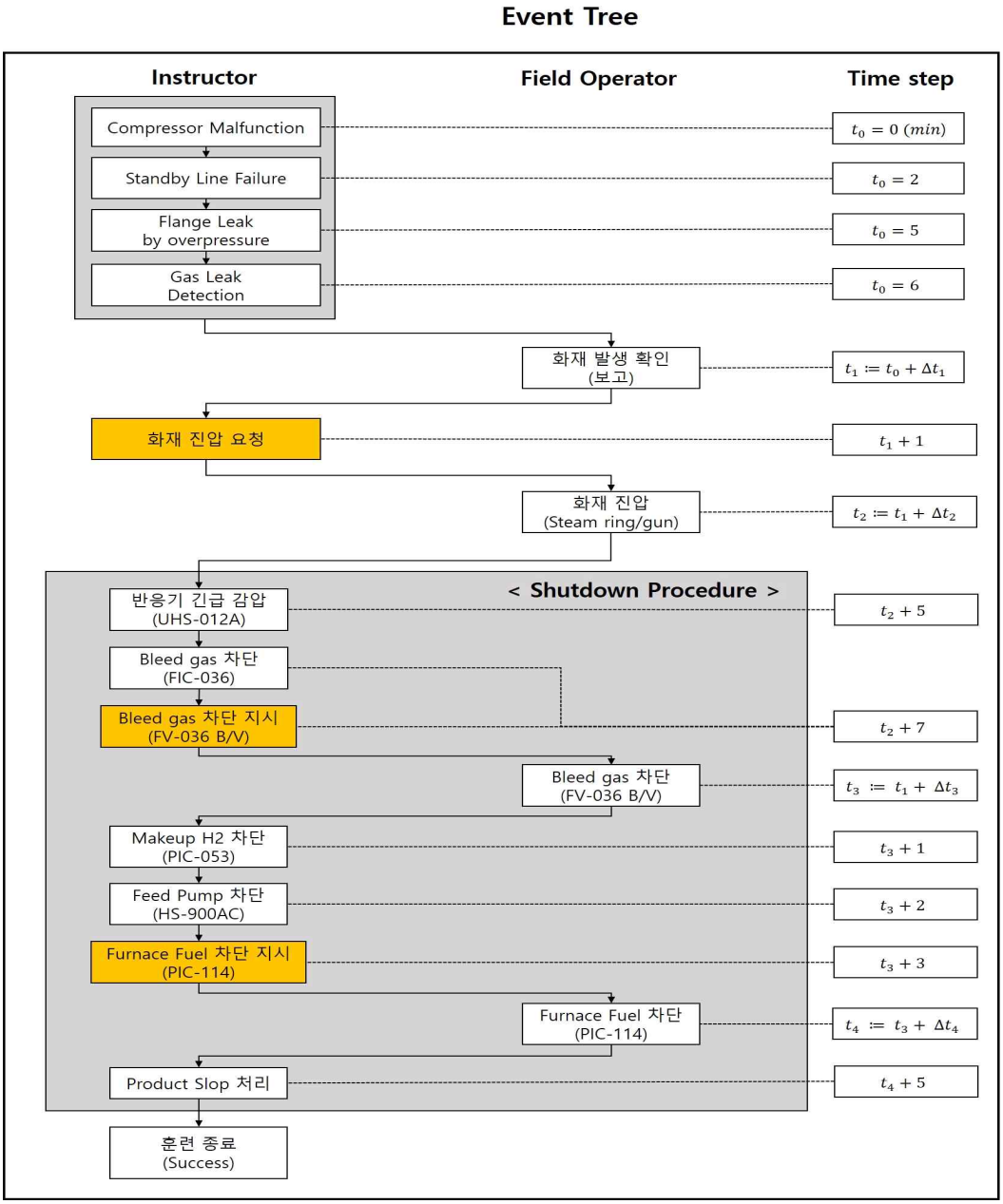


그림 10. 확장된 누출 시나리오의 Event Tree

그림 10.과 같이 훈련 교관(Instructor)과 훈련자(Field operator)의 역할을 구분하고, 특정 위치에서 가스 누출 사고 발생시 운전 매뉴얼에 따라 아래의 조치를 취한다. 화재를 진압한 뒤에는 실제 ESD 절차에 따라 shutdown procedure를 진행한다. 동적 공정 시뮬레이션 모델의 경우 화재 진압, 화재 사고 발생과는 무관하며, gas leak, 감압, 차단과 같은 조치에 따라 공정의 변화에 대한 결과값을 제시하는 역할을 한다.

이상이 발생하면 Case 1, 2와 같이 Trip-vlv의 Cv가 감소하여 그 전단의 압력이 상승하게 된다. 이에 따라 취약구역으로 예상된 누출 발생 위치인 1st Reactor 전단의 열교환기 Flange에서 누출이 발생한다. 고온·고압의 반응 조건에 따라 누출된 가스 중 대부분을 차지하는 수소(H_2)는 누출과 동시에 발화가 되기 때문에 화재가 발생하게된다. 이후 사고 매뉴얼에 따라 화재진압과 그 이후의 Shutdown(ESD) 절차가 진행된다. 먼저 Feed 차단을 위한 AOV-007 block valve의 차단 이후 Steam gun&ring을 이용한 누출부위 소화가 진행된다. 소화가 완료되면 전 공정을 중단하고 Feed 차단, Unit 내부 감압, Bleed gas 차단, Furnace fuel 차단 등 순차적인 ESD절차를 거친다. 일련의 조치가 완료되면 공정 시뮬레이션이 종료된다. 각각의 Event Condition과 그에 따른 Action들은 아래의 Event schedule에 정리되어 있다.

Scenario #3 (Fire & ESD case)						
E	Fault start	→	Flange Leak & Fire	→	AOV-007 operation	→
C	Elapsed 10 sec		Line pressure More than 214KG		Elapsed 5 min	
A	TIC & PIC in Rxtor section off PV-073 Cv decrease		HX Flange Leak open Heat flow in HS-01 increase		AOV-007 block	
E	Extinction	→	Depressurization	→	Bleed gas cut	→
C	Elapsed 5 min		Elapsed 3 min		Elapsed 2.5 min	
A	Heat flow in HS-01 recover		VLV-201 block		PIC-053 Manual mode PV-053 block FV-036 B/V block	
E	Makeup line cut	→	Funace fuel cut	→	Stop	●
C	Elapsed 5 min		Elapsed 5 min		Elapsed 5 min	
A	FIC-013 Manual mode FIC-013 zero OP%		TC-temp zero OP%		Stop Integrator	

표 2 Event scheduler for Case 3

3.2.4 Heater 누출 시나리오

3.2.3의 반응기 전단 열교환기 누출 시나리오와 동일하게 그림 10.의 Event Tree의 순서에 따라 시나리오가 진행되며, gas leak의 위치가 1st 반응기 전단에 위치한 Heater의 Flange로 변경되어 진행되는 시나리오이다. 화재 발생 이후 Feed 차단과 화재 진압, 이어지는 ESD 과정은 동일하게 진행된다.

Scenario #4 (Fire & ESD case)						
E	Fault start	→	Flange Leak & Fire	→	AOV-007 operation	→
C	Elapsed 10 sec		Line pressure More than 214KG		Elapsed 5 min	
A	TIC & PIC in Rxtor section off PV-073 Cv decrease		Heater Flange Leak open Heat flow in HS-01 increase		AOV-007 block	
E	Extinction	→	Depressurization	→	Bleed gas cut	→
C	Elapsed 5 min		Elapsed 3 min		Elapsed 2.5 min	
A	Heat flow in HS-01 recover		VLV-201 block		PIC-053 Manual mode PV-053 block FV-036 B/V block	
E	Makeup line cut	→	Funace fuel cut	→	Stop	●
C	Elapsed 5 min		Elapsed 5 min		Elapsed 5 min	
A	FIC-013 Manual mode FIC-013 zero OP%		TC-temp zero OP%		Stop Integrator	

표 3 Event scheduler for Case 4

3.3 시나리오별 시뮬레이션 결과 분석

위의 사고 시나리오에 따른 동적 공정 시뮬레이션은 HYSYS의 Event scheduler를 이용하여 특정 조건을 만족할 시에 해당 action이 발동할 수 있도록 구현하였다. 5차년도에 완료한 반응기 후단(3.2.1)과 HLPS(3.2.2)의 사고 시나리오에 대한 시뮬레이션 결과는 부록에 첨부하였다. 최종 동적 공정 시뮬레이션 모델에서 추가한 사고 시나리오(Case 3, 4)를 포함한 최종 석유화학 플랜트를 대상으로 한 사고 시나리오에 대한 공정 시뮬레이션 결과를 아래에 기술해 놓았다. 이 중에서 최종 개발한 사고 시나리오의 결과는 인터랙티브 프로토타입에서 구현된다. 지면의 제한으로 인해 모든 공정 변수들의 결과를 제시하지는 못하지만, 각 시나리오별 주요한 변수의 모사 결과는 아래에 제시하였다.

3.3.1 반응기 후단 누출 시나리오

- Scenario #1-1 (Mild case)

첫 번째 시나리오는 Event scheduler에 따라서 반응기의 압력이 순간적으로 올라갔다가 다시 정상으로 돌아오는 것으로 구성되어있다. 앞서 설명한 이유때문에 compressor에 이상이 생기고 압력이 상승하면, stanby compresor가 작동하여 일시적으로 상승하였던 압력이 다시 원래대로 돌아오게 된다. 이를 시뮬레이션 상에서는 Trip_vlv의 Cv를 낮추는 방법으로 구현하였다.

- Scenario #1-2 (Release & fire case)

두 번째 시나리오는 첫 번째와 동일하게 반응기의 압력이 상승하지만 이를 해결해줄 수단의 부재 때문에 압력이 계속 상승하여 누출 및 화재가 발생하는 시나리오이다. 시나리오의 시작은 1-1과 마찬가지로 compressor 이상에 따른 반응기 압력 상승이다. 하지만 이번 시나리오에서는 stanby comprssor가 작동하지 않아서 Cv가 값이 낮아진 상태를 유지한다 이 때문에 압력은 계속 상승하게 되고 feed line에 연결된 Rxtor-Leak1 밸브가 열리면서 누출상황이 발생하며 시나리오는 종료된다.

- Scenario #1-3 (Worst case)

세 번째 시나리오는 폭발이 일어나는 상황의 시나리오이다. 시작은 1-2과 비슷하다. 하지만 화재이후에 정상적으로 작동해야할 bleed gas line shudown(FV-013등)이 제대로 작동하지 않아서 반응기 feed 압력이 계속 상승한다. 결과적으로 압력이 너무 높아지면 시나리오는 종료된다.

3.3.2 HLPS 누출 시나리오

- Scenario #1 (Mild case)

첫 번째 시나리오는 Event scheduler에 따라서 HLPS의 LC에 fault가 발생하여 level과 압력이 상승하는 현상을 시뮬레이션 하기 위해서 PIC-073(HLPS의 PC)의 mode를 'off'로 변경하고, PV-073(PIC-073 control valve)의 Cv(valve size)를 감소시키므로 HLPS의 압력을 상승시킨다. 또한 HLPS의 LC의 set point를 ramp를 통해 상승 시키므로 level을 증가시키며 압력 누적의 효과를 발생시킨다. 이 때 비정상적으로 상승하는 압력을 해소하고, HLPS의 level을 정상화하기 위하여 훈련원이 bottom의 bypass line의 valve를 'manually open'하여 공정의 정상상태를 회복하는 조치를 취한다. 회복 조치가 취해질 경우 앞서 발생시킨 3가지의 fault condition을 초기의 값으로 복원하여 공정의 정상상태를 회복한다. 공정이 정상상태를 되찾았을 경우 사고 발생 없이 시나리오가 종료된다. (실제의 경우 bypass line의 가동 이후 안전한 상황에서 main line의 이상을 점검하고 가동 준비 상태를 유지한다.)

- Scenario #2 (Relief Valve-RV case)

두 번째 시나리오는 첫 번째와 동일하게 Event scheduler를 이용하여 HLPS의 LC에 fault가 발생한 조건으로 변경하고, HLPS의 level과 압력을 상승시키는 조건으로 시뮬레이션을 시작한다. 비 정상적으로 압력이 상승하는 상황에서 훈련원이 bypass line을 적정 시간 내에 가동하지 못할 경우 HLPS의 level은 지속적으로 상승하며, 압력 또한 과도하게 상승하게 된다. HLPS의 PIC의 제어 용량을 초과하는 압력의 상승이 있는

경우 2차 안전장치로 설치해 둔 PSV(PSV-008)의 set pressure에 도달할 경우 PSV를 통해 과압을 해소하기 위해 vapor flow가 유출되고 set pressure 이상의 압력 상승을 방지한다. PSV를 통해 유출된 vapor는 flare line을 따라 flare stack에서 안전하게 처리된다. 이상의 원인을 제거하지 못할 경우 PSV를 통한 압력 해소는 근본적인 해결방법이 아니며, flare line을 통한 공정 유체의 손실 또한 사고로 규정할 수 있다. PSV가 개방과 폐쇄를 반복하면서 해당 라인의 고온 고압의 H2 가스를 누출과 차단을 반복하는 것을 확인 할 수 있다.

- **Scenario #3 (Release case)**

세 번째 시나리오도 첫 번째, 두 번째 시나리오와 동일한 조건을 설정하므로 fault를 발생시키는 것으로 시작한다. 첫 번째 안전 장치(bypass line 가동)와 두 번째 안전 장치(PSV)의 미 작동이나 요구되는 작동 시간이 초과할 시 HLPS의 압력이 과도하게 상승하고, 장치의 한계 압력 이상으로 상승할 시 flange와 같이 비교적 강도가 약한 부분에서 leak가 발생할 수 있다. 두 가지의 안전 장치가 적절하게 작동하지 않은 상황에서 사전에 설정해 둔 임계 압력(27.5KG)을 초과할 시에 HLPS의 vapor line 후단의 열교환기(TT-08)의 전단에 가상의 Leak point로 설치한 'Flange Leak'(valve)를 개방하여 Leak가 발생한 상황의 시나리오이다. 이 경우 leak가 발생한 flange 전단의 가장 가까운 block valve를 차단하여 추가적인 누출 유체의 공급을 차단하므로 피해를 최소화하는 훈련원의 조치가 필요하다. 이 시나리오의 경우 제한 시간 내에 Flange leak 전단의 TT-08B/V valve를 차단하여 leak를 중단시킬 수 있다. 공급이 중단되고 안전하게 공정을 shutdown하는 과정이 동반되어야 한다. 현대오일뱅크의 ESD procedure를 기반으로 본 시뮬레이션 모듈에서 적용 가능한 간략화된 ESD 3가지 절차(Feeds cut/Quench gas cut/Heater trip)를 수행하고 공정이 안정화될 시 시나리오가 종료된다.

- **Scenario #4 (Fire case)**

네 번째 시나리오는 세 번째와 동일하게 fault가 발생한 이후에 앞선 두 가지의 안전장치의 미작동으로 인해 과도한 압력의 상승이 발생하고, Flange의 leak가 발생하는 시나리오이다. 이 때 훈련원에 의해 제한 시간 내에 전단 밸브(TT-08 B/V)가 차단되지 못할 경우 지속적으로 고온 고압의 H2가 누출되게 되고, 누출 사고에 이은 화재 사고가 발생하는 시나리오이다. 이 경우 누출 시간, 장소, 주변 환경(점화원)의 조건에 따라 화재 사고뿐만 아니라 폭발 사고로 이어질 수도 있다.

3.3.3 반응기 전단 열교환기 누출 시나리오

부록에 첨부된 Event Tree(detail description)에서 확인 할 수 있는 것과 같이 과압 형성에 따라 열교환기의 Flange에서 Leak가 발생하여 누출된 가스가 바로 화재로 이어지는 사고의 경우 해당 위치에서의 온도제어가 되지 않고, 큰 온도 변화가 있을 것을 예상할 수 있다. 이는 그림 13의 '온도' profile에서와 같이 이상 발생과 소화, shutdown procedure에 따른 온도변화를 통해 확인할 수 있다. '유량'의 경우 HLPS의 Liquid flowrate을 나타낸 것으로, 초기의 정상상태 운전시의 유량에서, Feed와 Makeup flow의 중단과 shutdown에 의해 유량이 최종적으로 중단되는 것을 확인할 수 있다. '압력'의 경우 recycled-Feed & Makeup H_2 line의 PIC-053에서의 압력값을 나타낸 것으로 이상 발생에 따라 과압이 형성되고, 이후 절차에 의해서 압력이 단계적으로 해소되는 것을 확인할 수 있다.

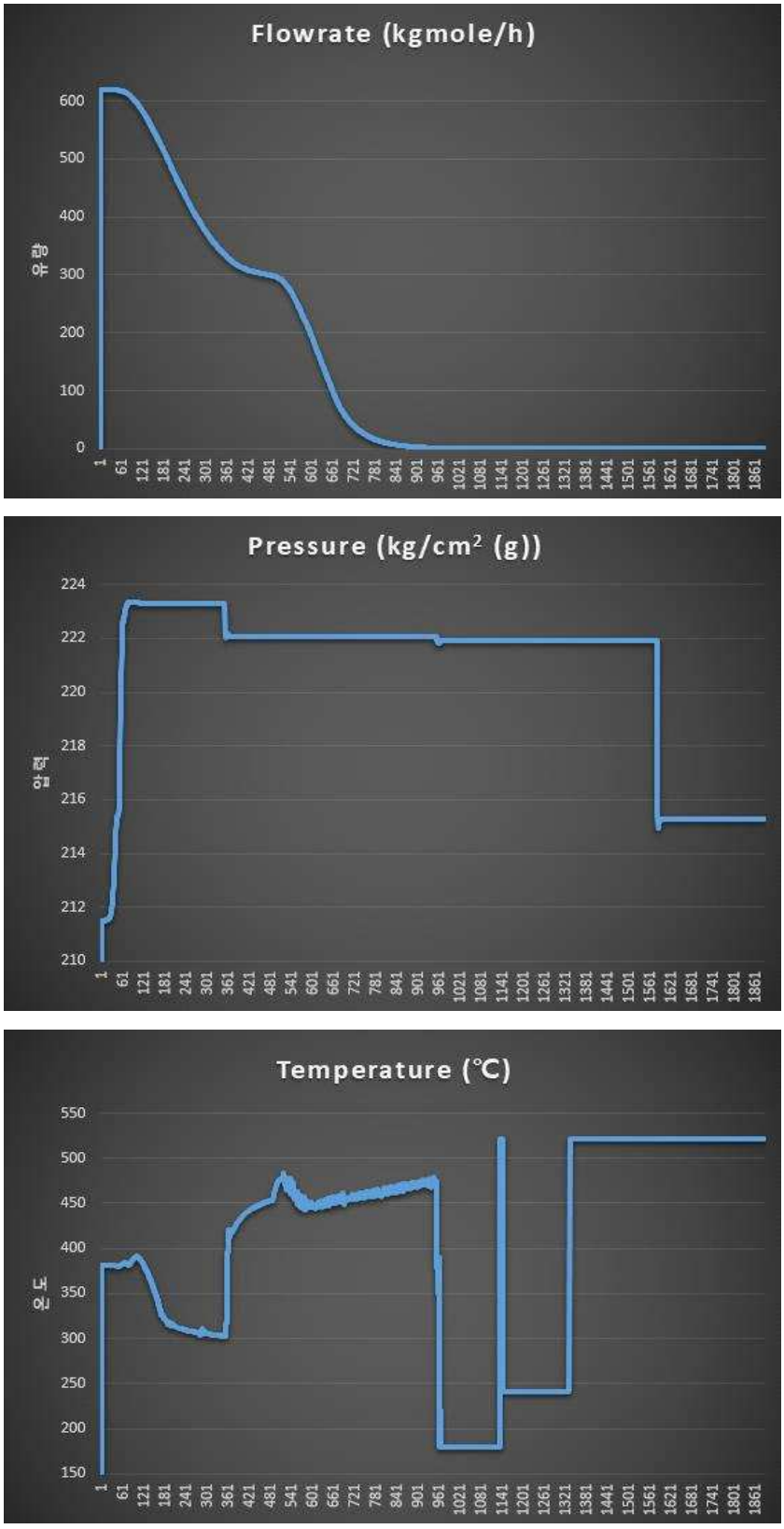


그림 11 반응기 전단 연교환기 누출 시나리오 공정 시뮬레이션 결과

3.3.4 Heater 누출 시나리오

3.3.3과 동일한 원인에 의해서 과압이 형성되고, 이로 인하여 반응기 전단의 열교환기와 1st 반응기 사이에 추가로 Feed의 가열하는 역할을 하는 Heater 또한 고온·고압의 운전조건을 갖음에 따라 기계적으로 취약한 Flange에서 누출이 가능하다. 따라서 이 누출 시나리오의 경우 대표적 위치에서 압력, 온도, 유량의 변화는 다음과 같다.

그림 16.은 3.3.3과 동일한 위치에서 확인한 공정변수들의 Profile이다. HLPS의 Liquid flowrate의 경우 이전과 동일하게 정상상태의 유량에서 사고 발생에 따라 Feed cut과 shutdown에 따라 유량이 감소하는 것을 확인할 수 있다. Feed line의 압력 또한 과압 이후 점진적인 압력 해소를 확인할 수 있다. 온도 profile의 경우 이전 시나리오와 약간 다른 양상을 보이는 것을 확인할 수 있다. 이는 누출의 위치가 반응기 outlet stream과 Feed stream의 열교환기를 기준으로 전·후로 다른 경우이기 때문에 사고 발생 이후 공정의 양상이 다르게 나타나는 것을 확인할 수 있다.

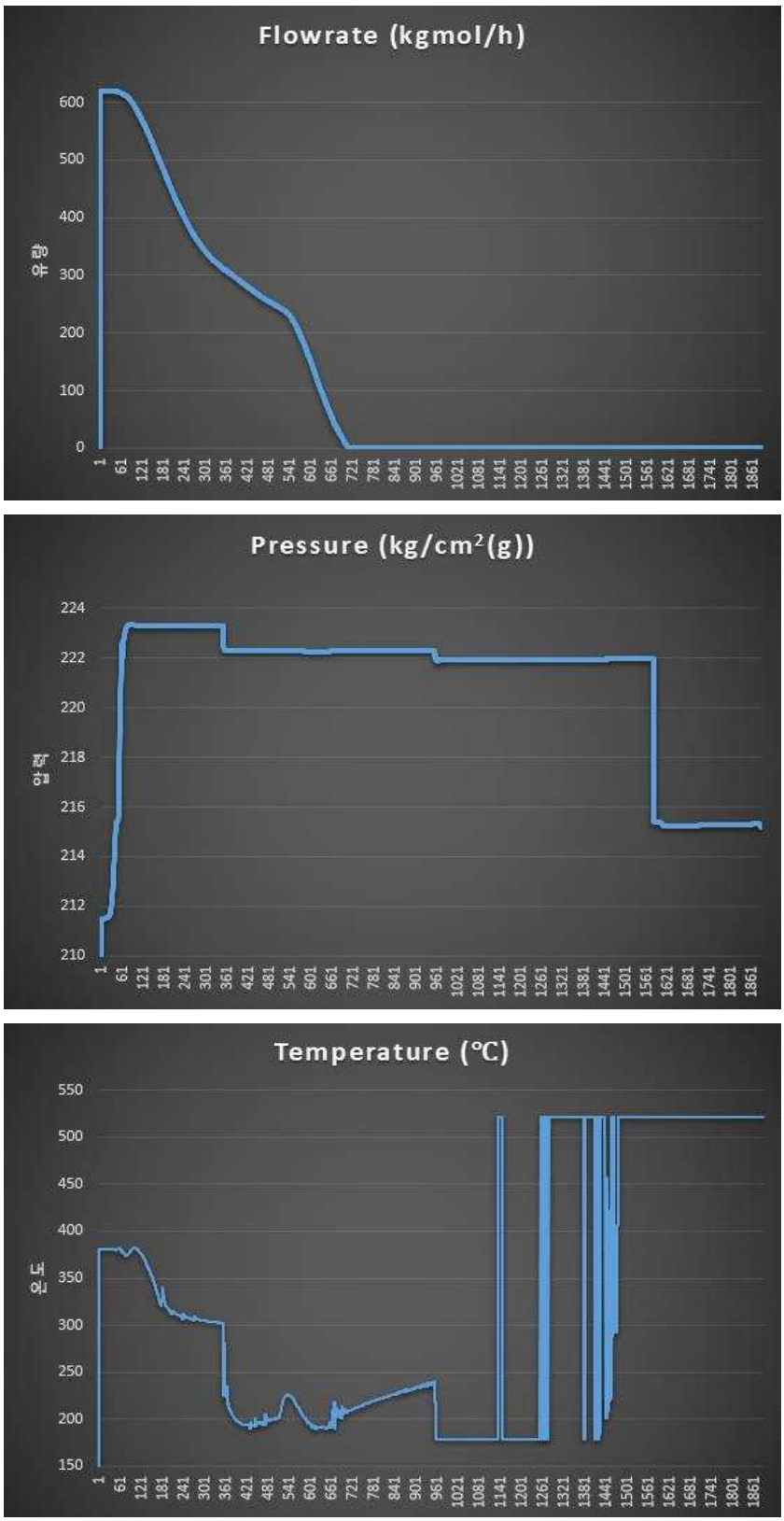


그림 12 Heater 누출 시나리오 공정 시뮬레이션 결과

4. 석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로그램 개발

4.1. 기존 훈련 프로그램 소개

공장에는 DCS에서 근무하는 Control Room Operator(이하 CROP)와 CROP의 명령에 따라서 직접 움직이며 밸브 등과 같은 공정 장치들을 조작하는 Field Operator(이하 FOP)가 존재한다. 전통적인 OTS가 2D 기반 가상환경에서 CROP를 교육하는 것에 초점을 맞추었는데, 이는 2D 환경에서는 FOP교육을 위한 프로그램 제작이 기술적인 한계로 인하여 사실상 불가능하였기 때문이다. 하지만 기술의 발달에 기인하여 FOP를 위한 3D 가상현실 환경 제작이 가능해지면서 최근에는 CROP 뿐만 아니라 FOP까지 아우를 수 있는 OTS가 제작되고 있다.

FOP를 위한 OTS에서 필수적으로 수반되어야 할 요소는 3D 가상현실이다. CROP와는 달리 FOP는 실제 현장을 돌아다니면서 공정의 장치들을 조작하기 때문에 실제 작업 환경과 비슷한 상황을 구현하기에는 2D만으로는 한계가 존재하기 때문이다. 3D 가상현실은 기존의 CROP를 위한 2D 기반 OTS와는 다르게 매우 광범위하게 독자적인 분야를 형성하고 있으며 최근에는 단순한 3차원 그래픽이 아닌 여러 가지 장비들의 도움을 받아서 몰입형 가상현실(Immersive Virtual Reality)의 개발도 활발하게 진행되고 있다. 몰입형 가상현실이란 단순하게 3D 화면을 보는 것을 넘어서 오큘러스(Oculus), 기어(Gear) 혹은 기타 장비의 도움을 받음으로써 시각, 청각, 촉각 등의 신경 감각들을 자극하여 사용자에게 보다 효과적인 몰입감을 주는 가상현실 산업의 떠오르는 한 분야이다. 이러한 장비들의 도움을 받을 때 사용자는 시각, 청각, 촉각의 감각에 보다 큰 자극을 받게 되며, 이는 학습효과를 높이는데 크게 기여한다는 것이 입증되었다. 따라서 교육을 제일의 목적으로 하는 OTS 산업에서도 이러한 장비들을 적용하려는 노력이 활발하다. 다만, 이러한 종류의 장비들은 아직까지 가격이 매우 비싸고 완벽한 상용화는 아직 이루어지지 않았기 때문에 모든 장비가 적용된 OTS는 아직 발매되지 않았으며 부분적으로 시각, 촉각, 혹은 청각 등 개별적인 감각을 자극하여 학

습효과를 높이는 OTS는 시장에서 판매되고 있다.

4.1.1 EYESIM immersive Training System

EYESIM Immersive Training System은 영국의 Schneider Electric 사에서 개발한 몰입형 OTS 소프트웨어이다. 전통적인 OTS와 마찬가지로 공정의 정상상태 및 동적상태 시뮬레이션을 기본적으로 진행하며 이는 DynSim이라는 프로그램을 통하여 이루어진다. 본 OTS는 CROP와 FOP를 위한 교육 시스템을 모두 제공하는데 CROP를 위한 교육 시스템의 경우 Honeywell사의 OTS와 같이 기존의 2D 가상환경과 크게 다르지 않다. 주목할 만한 기술은 FOP를 위한 3D 가상환경 플랫폼인데 이는 DynSim을 Sim4me bridge라는 자체적인 시뮬레이션-가상환경 연동도구를 사용하여 3D 가상환경과 연결하는 방식으로 구축되어있다.



그림 13. EYESIM 시스템 구조

FOP의 훈련은 그림 1에 보이는 것과 같이 공정에 이상이 발생하였을 경우에 FOP가 취해야 하는 행동강령을 가르치는 위주로 되어있다. 예시 2의 경우에 만약 훈련원의 미숙한 작업능력으로 인하여 적절한 대처가 이루어지지 않게 되면, 불을 시각화하여 사용자에게 사태의 심각성을 각인시키는 기능도 가지고 있다.

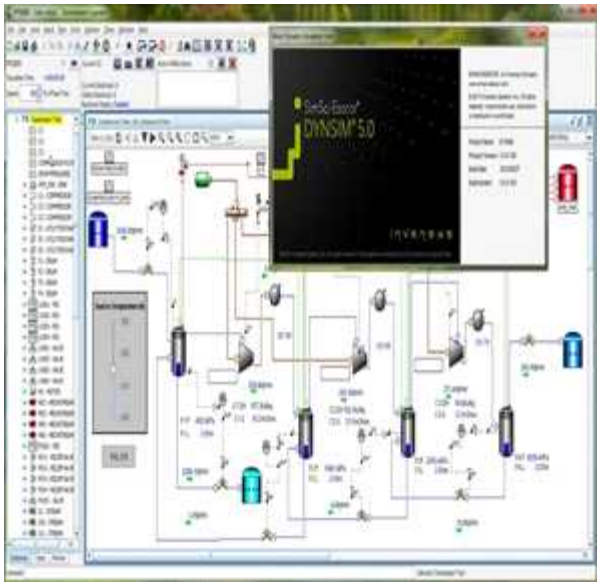


그림 14. DynSim 사용자 인터페이스

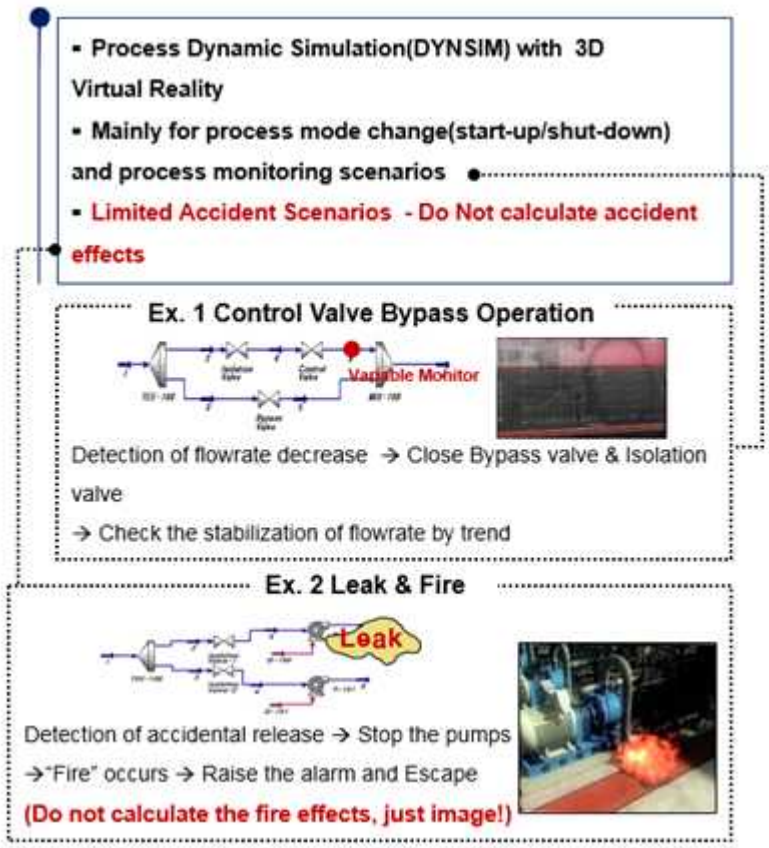


그림 15. EYESIM 훈련 시나리오 예시

다만 여기서 보이는 불은 사고 시뮬레이션을 진행하지 않고 불이 발생하여 위험하다는 사태의 심각성을 보여주기 위하여 시각

적인 효과만 나타내고 있으며 불이 발생함으로써 나타나는 추가적인 피해 같은 요소는 사고 시뮬레이션을 진행하지 않기 때문에 정량적으로 계산이 불가능하다.

4.1.2. VR Safety Training

노르웨이의 GEXCON 사에서 개발한 몰입형 가상현실기반 OTS이다. 앞서서 소개한 Scheneider Electric사는 DynSim이라는 공정 시뮬레이터를 사용하여 공정의 정상상태 및 동적상태의 시뮬레이션을 실행하였다. 이는 교육대상이 CROP와 FOP 두 집단이었기 때문이다. 그러나 VR-Safety Training은 교육 대상이 FOP뿐이다. 이 때문에 공정 시뮬레이션은 실시하지 않으며 FLACS라는 자체적으로 개발한 시뮬레이터를 사용하여 사고 시뮬레이션을 실시하고 이를 통하여 사고로 인하여 발생할 수 있는 결과들을 정량적으로 제시하여 준다. 대표적인 예로, 만약 화재가 발생하면 열 복사량을 사용하여 가상환경 내에 있는 아바타의 사망률을 계산하여 준다.

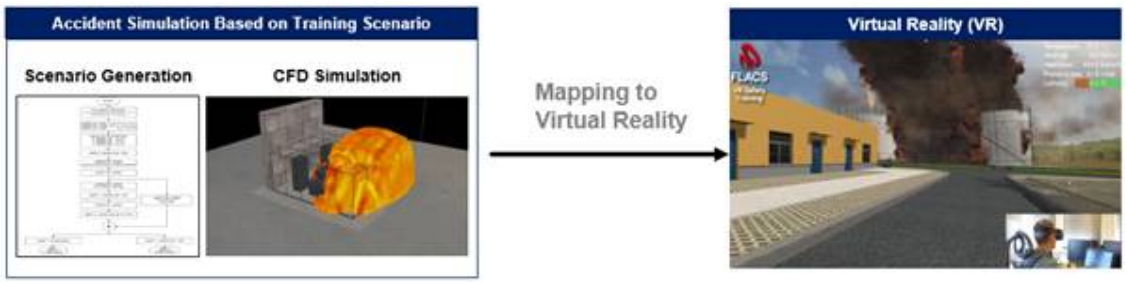


그림 16. GEXCON FLACS OTS 개념 모식도

개발한 3D 가상환경은 EYESIM과 마찬가지로 오큘러스를 사용하여 가상현실의 몰입도를 높이려고 하였고 이와 더불어 모션센서를 사용하여 FOP가 실제로 현장에서 취하는 여러 가지 행동(e.g. 밸브의 op% 조절 등)들을 가상현실에서 구현하려 노력하였다. 아직 정식버전이 발매된 것은 아니며 demonstration버전이 발매되어 사용자들의 feedback을 받고 있다.

4.1.3. Virthualis Project



그림 17. FLACS VR Safety Training 환경

이탈리아의 밀라노 대학에서 현재 개발 중인 OTS이다. 실제로 사고가 발생하면 이는 공정변수의 영향을 받는다. 한 예로, 만약 공정의 한 지점에서 누출이 발생하면 이 누출량은 orifice 직경과 공정의 압력, 온도에 따라서 결정된다. 앞에서 소개한 GEXCON사의 VR-Safety Training은 사고 시뮬레이션만 실시하므로 근거가 되는 압력, 온도 같은 공정 운전변수는 임의로 입력해 주게 되는데 이 때문에 실제상황을 정확히 반영한다고 말하기는 어렵다. 이러한 문제점을 해결하고자 이탈리아의 밀라노 대학에서는 공정과 사고시뮬레이션을 동시에 시행하는 시도를 진행중이다.

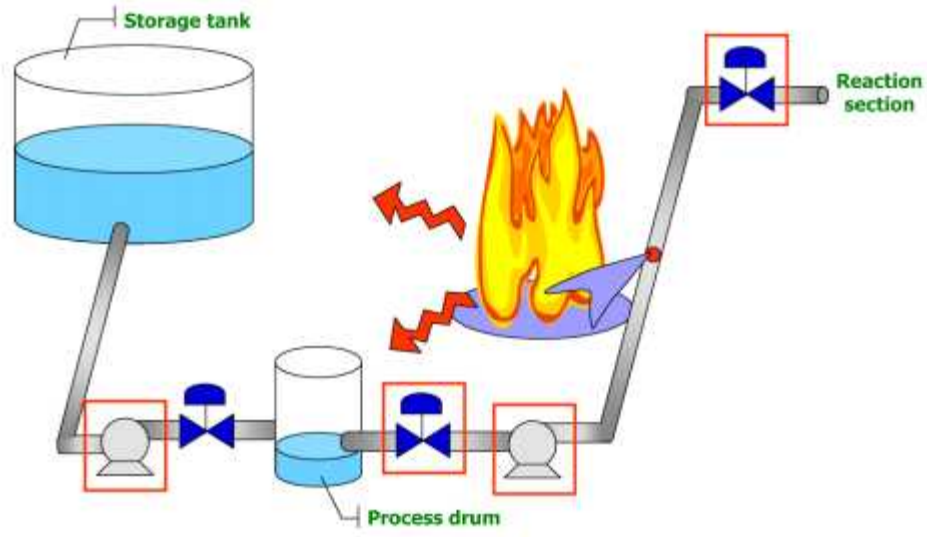


그림 18. Virthualis에서 산정하는 사고 시나리오

그림 6과 같이 공정의 특정지점에서 누출이 발생하면 그 지점을 기준으로 pool이 형성되고, 만약 pool을 형성하는 물질이 인

화성 물질이라면 화재가 발생할 수 있다. 이렇게 비교적 간단한 사고 모델을 바탕으로 공정 이상 및 사고 시나리오를 개발하고 이를 3D 가상환경에 mapping 하려는 시도가 이루어지고 있다. 공정 시뮬레이션은 Honeywell 사의 UniSim을 사용하여 시행하고 사고 시뮬레이션은 자체적으로 개발한 AXIM이라는 프로그램을 사용하며, Visual Basic을 사용하여 이 두 모듈을 연동하고 있다.

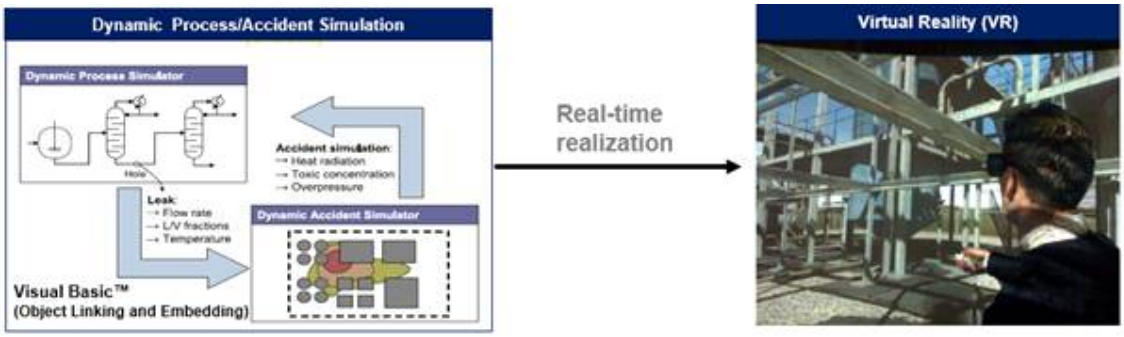


그림 19. Virthualis 개념 모식도

4.1.4. 개발 대상 프로그램 지향점

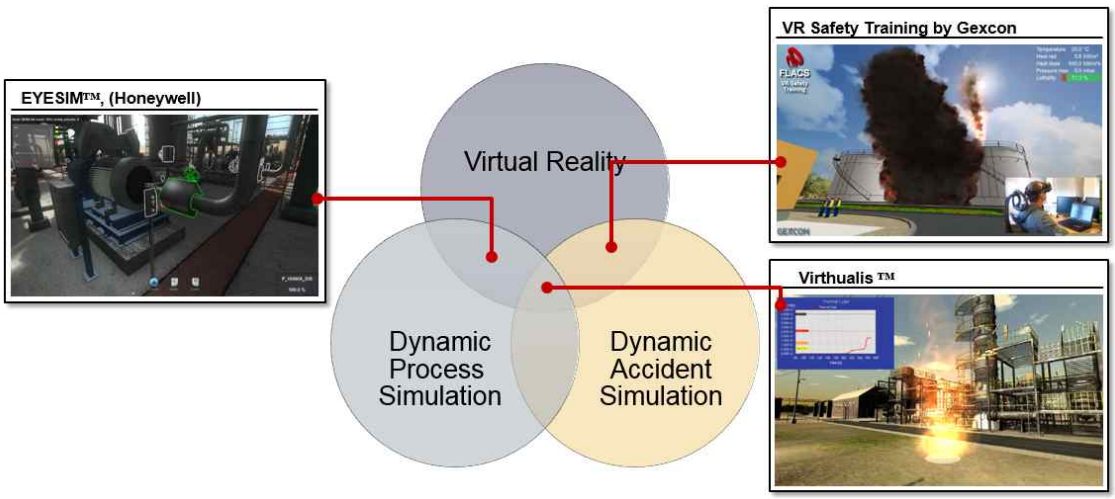


그림 20. 기존 훈련 프로그램 특징

앞에서 기술한 기존 훈련 프로그램의 특성에 기반한 개발 대상 프로그램(타세부 와의 연동까지 고려한)의 지향점은 다음과

같다.

- 통합성 : 사고 시뮬레이션 모듈, 동적 공정 시뮬레이션 그리고 가상 현실 이 세가지 모듈의 통합이 이루어져야 한다.
- 다양성 : 상용 프로그램의 목적에 부합하는 다양한 사고 시나리오가 존재하여야 한다.
- 실용성 : 사고로 인한 피해를 공정(공장)이 위치한 지역 뿐만 아니라 주변 지역에 미치는 영향까지 보여주어 사용자에게 보다 와 닿는 결과를 제시하여 실용성을 높일 필요가 있다.

4.2. 공정/사고 시뮬레이션/VR Platform 연동 알고리즘

본 연구의 대상공정인 석유화학플랜트에는 여러가지의 잠재적인 이상(trip) 시나리오가 존재한다. 여기서 이상이란, 오퍼레이터의 조작 미숙으로 인한 정상상태로부터의 공정 변화현상을 배제한 다른 예기치 못한 외부요인으로부터 발생한 공정 변화현상을 지칭한다. 단적인 예로는 압력 상승으로 인한 relief 밸브의 작동이 있다.

만약, 이러한 공정 변화현상이 일정한 한도를 초과한다면, 단순한 공정 이상을 넘어선 사고로 그 결과가 이어지게 된다. 단적인 예로는 압력이 상승하였을 때, relief 밸브가 작동하지 않아서 압력이 계속 상승하여 파이프라인이 증가된 압력을 견디지 못하여 파손되는 경우가 있다.

본 연구에서는 공정시뮬레이션의 경우 Aspen Tech사의 Aspen HYSYS(이하 HYSYS)를 사용하고, 사고시뮬레이션의 경우는 GEXCON 사의 FLACS(이하 FLACS)를 사용하여 시뮬레이션을 진행한다. 이 두 시뮬레이션은 조작 방법, 구동 환경 등이 서로 다르므로, 공정이상으로부터 초래된 결과가 사고로 이어지는 현상을 순차적으로 기술하고, 실시간으로 연동하기 위해서는 두 시뮬레이션을 이어주는 엔진이 필요하다. 그 개념도를 아래의 그림에 나타내었다.

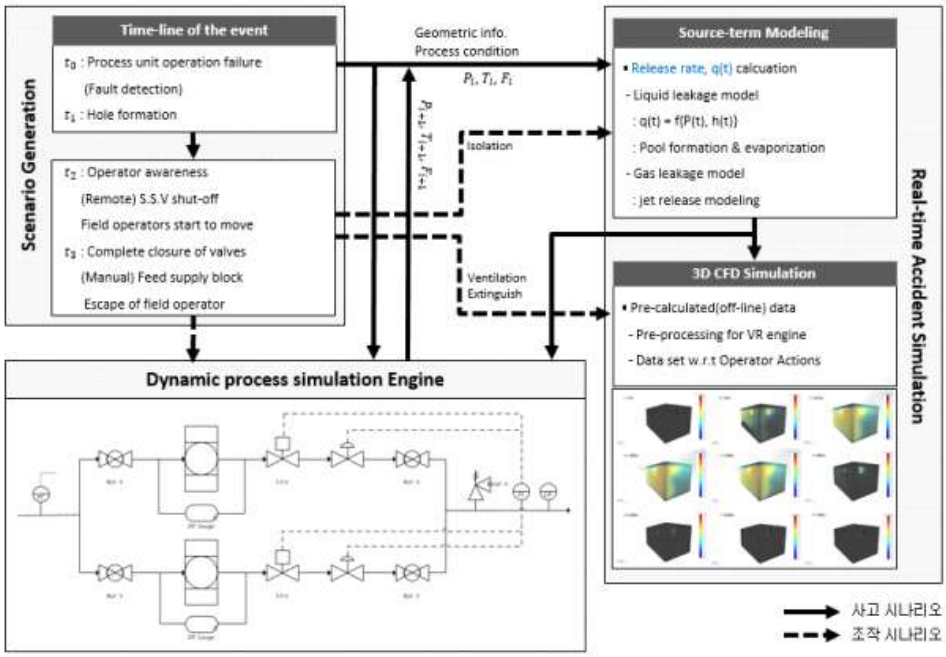


그림 21. 공정/사고 연동 알고리즘 개념 설계도

만약 어떠한 시간(t0)에서 밸브와 같은 공정 유닛의 작동에 이상이 생겼다고 가정하자. 그러면 공정의 여러 변수(T:온도, P:압력, F:유량)등이 실시간으로 변하게 된다. 만약 이상현상이 어떠한 제한범위를 벗어나 시간(t1)에서 사고가 발생하였다면, 이 때는 실시간으로 변화하는 공정 시뮬레이션(HYSYS)뿐만 아니라 그 시간의 공정변수(T, P, F)를 입력변수로 가지고 사고 시뮬레이션(FLACS)을 진행한다. 이렇게 실시간으로 변화하는 공정시뮬레이션 결과와 공정시뮬레이션으로부터 얻어진 입력변수로 얻어진 사고 시뮬레이션 정보는 앞서 기술한대로 두 시뮬레이션을 아우를 수 있는 통합 엔진으로 전송된다. 이 통합 엔진은 계속해서 공정변화와 이로 인한 사고결과를 실시간으로 받아오게 된다. 만약 사용자(오퍼레이터)가 사고 상황을 특정 시간(t2)에 인지하고, 이로 인하여 특정 시간(t3)에 공정에 어떠한 조작을 가한다면, 공정변수(T,P,F)의 값이 바뀌므로 사고 시뮬레이션 결과도 달라지게 된다. 이러한 공정과 사고 시뮬레이션 결과변화는 통합엔진으로 실시간으로 전송되어 사용자가 변화를 지속적으로 관찰하고, 주어진 문제 상황을 인지하고 이를 해결하는데 사용된다.

이러한 개념도 안에서는 두 시뮬레이션을 연동하는 통합 엔진의 역할이 매우 중요하다. 본 연구에서는 통합 엔진의 명칭을 PAISE(Process Accident Interactive Simulation Engine, 이하 PAISE)라 명명하였으며 Windows Application 형태로의 개발을 위하여 Microsoft사의 Visual Studio를 개발 툴로 선정하였고 프로그래밍 언어로는 C#을 선정하였다. 시뮬레이션 결과를 저장하기 위한 Database는 Oracle사의 My SQL RDB를 선정하여 사용하였다.

HYSYS와 FLACS 두 시뮬레이션의 결과는 PAISE 상에서 실시간으로 연동되며 타 세부의 VR Platform과도 실시간으로 연동된다. 그 실시간 연동 Architecture를 아래의 그림에 나타내었다.

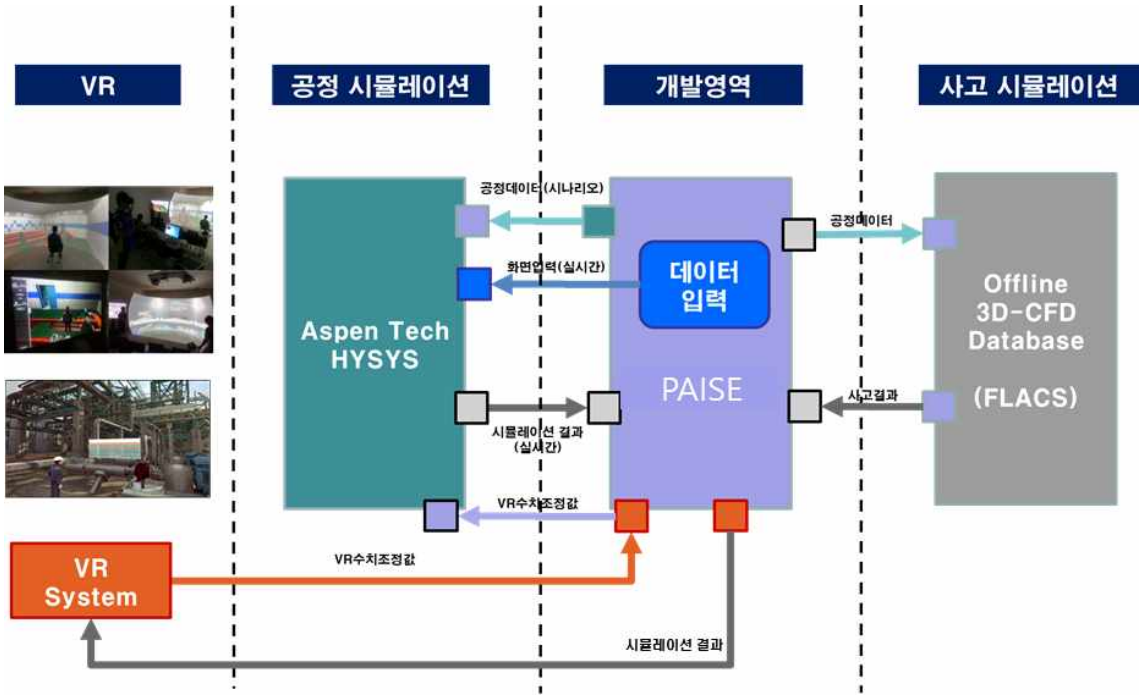


그림 22 PAISE 실시간 연동 Architecture

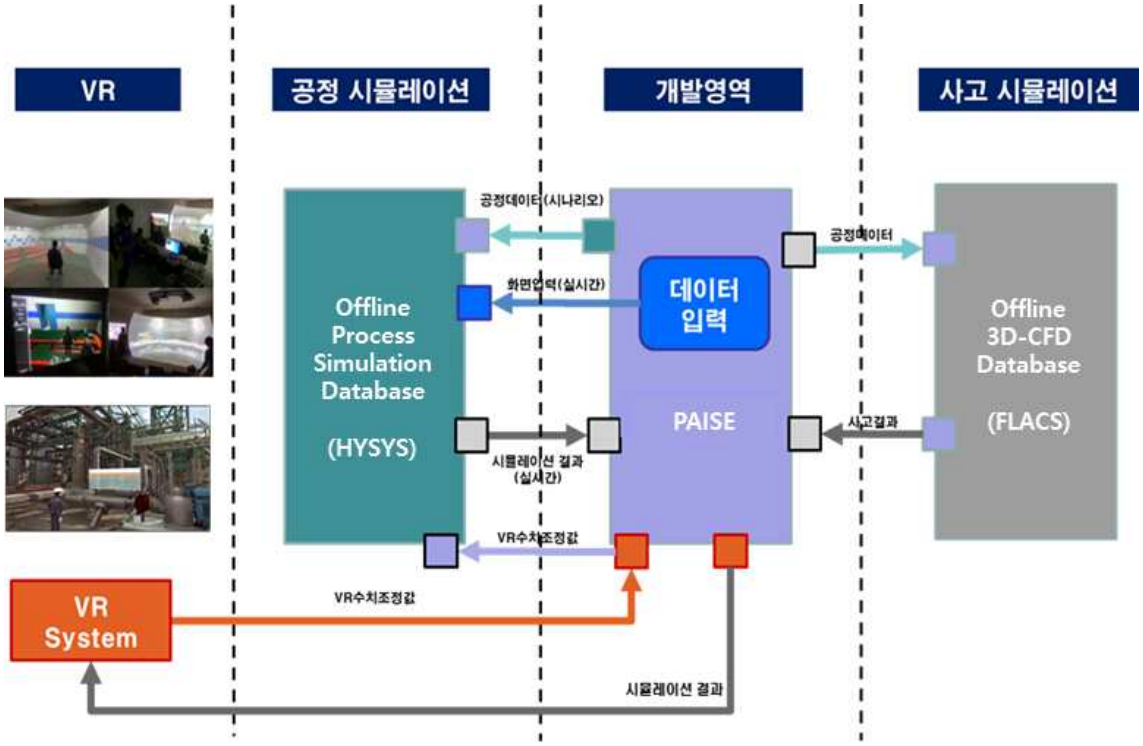


그림 23 PAISE Database Version Architecture

기존 5차년도까지는 공정시뮬레이션인 HYSYS와 실시간으로 연동하도록 구성되어왔으나 현장 적용시 HYSYS의 사용이 불가능할 수도 있는 점을 감안하여 HYSYS의 결과값을 Database로 구축하여 실행되는 프로그램을 추가로 개발하였다.

사용자가 PAISE 상에서 미리 정해진 시나리오를 실행하면 HYSYS와 연결이 되어 있는 경우 시나리오에 따른 공정 데이터를 HYSYS에서 전송받게 되고 계산된 공정 시뮬레이션 결과를 실시간으로 읽어오게 되며, HYSYS와 연결이 되어 있지 않은 경우 Database에서 시나리오에 따른 공정 데이터를 읽어오게 된다. 이때의 공정 시뮬레이션 결과는 PAISE User Interface 상에 출력되며 CROP가 취하는 조치를 반영하기 위하여 Valve op% 등의 조작을 할 수 있다. 만약 적절한 조치가 취해지지 않아 사고가 발생한 경우 발생 시점의 공정 데이터를 FLACS Database에 전송하게 되고 해당하는 사고 결과를 불러오게 된다. 사고 시뮬레이션 결과는 별도의 Pop-Up 창을 통해 실시간으로 사용자에게 출력된다.

타 세부의 VR Platform과 연결을 한 경우 공정, 사고 시뮬레이션 결과는 VR Platform으로 실시간 전송되며 VR에서 FOP의 조치에 따른 수치조정 값을 실시간으로 수신하여 시뮬레이션에 반영한다.

4.2.1. Aspen HYSYS/PAISE 연동 알고리즘

HYSYS에서는 Visual Basic, C++, C#, .NET, VB.NET 등의 프로그래밍 언어에서 사용할 수 있는 API를 Customization Guide를 통해 제공한다. PAISE에서는 위 API를 이용하여 HYSYS의 시뮬레이션을 실시간으로 조작하고 데이터를 송수신하는 것이 가능하다. 수신한 데이터 값은 PAISE의 User Interface 상에 직접 출력이 됨과 동시에 Database에 저장되며 저장된 Data는 가공을 통해 실시간 Trend 및 각 포인트의 이력 표시 등으로 사용된다.

HYSYS의 사용이 불가능한 경우 Database로 구축되어 있는 시뮬레이션 결과 값을 PAISE의 User Interface상에 출력하게 된다.

4.2.2. FLACS/PAISE 연동 알고리즘

FLACS는 CFD(Computational Fluid Mechanics: 3차원 공간을 잘게 쪼개고, 각각의 조각에서 유체의 유동을 질량, 에너지, 운동량 보존식으로 풀어내는 컴퓨터 프로그램 계산법)프로그램으로 계산 시간이 오래 걸리기 때문에 HYSYS처럼 실시간으로 결과를 PAISE에 제공할 수 없다. 따라서 다양한 조건(온도, 압력, 유량)에서의 시뮬레이션 결과를 미리 생성하여 별도의 Database에 저장해 놓고, HYSYS의 조작에 따라 실시간으로 변하는 공정변수(온도, 압력, 유량)에 따라서 원하는 사고 시뮬레이션 결과를 실시간으로 불러올 수 있도록 알고리즘을 구성하였다.

5. PAISE Interface

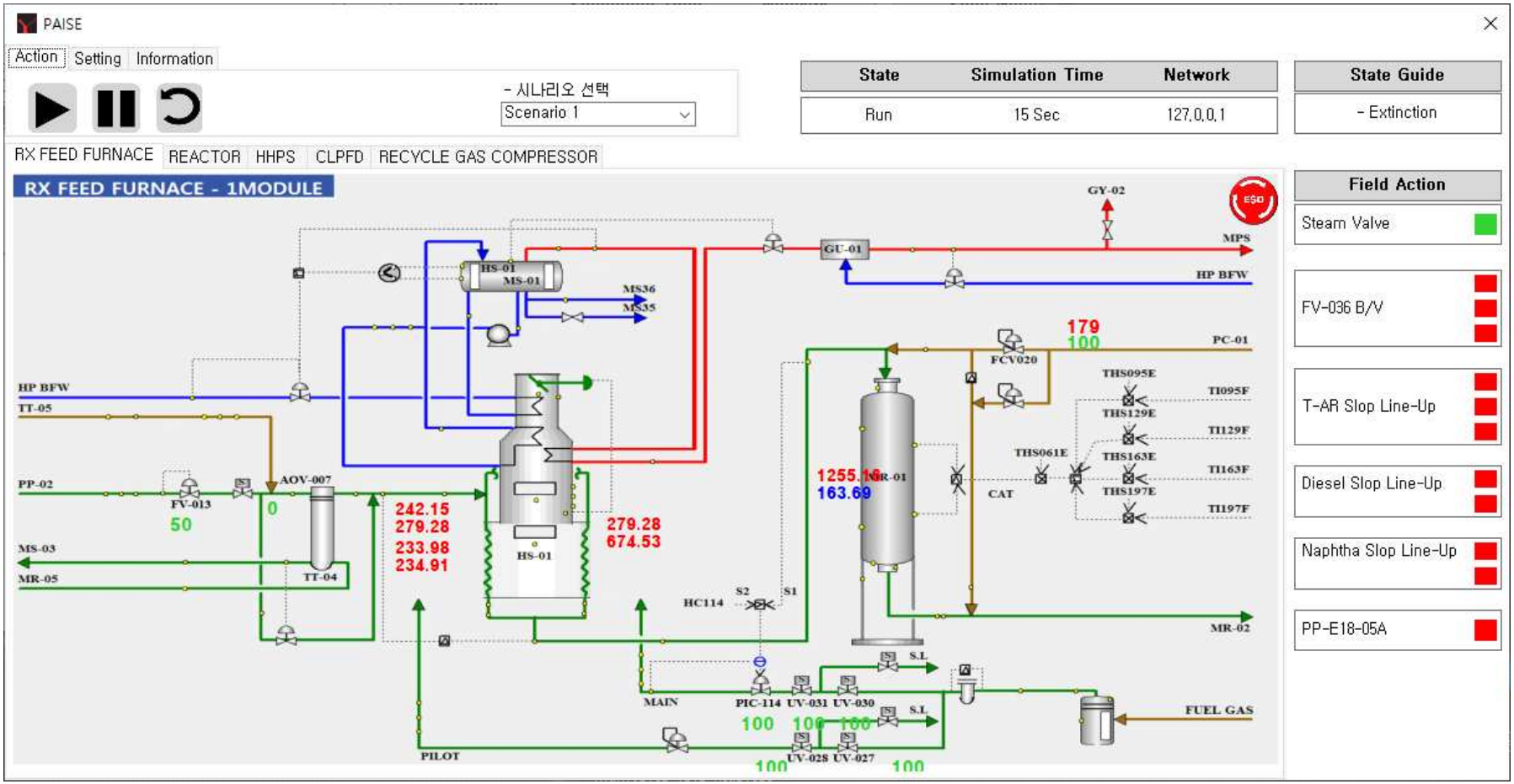


그림 24 PAISE User Interface

5.1. PAISE 구성요소

Action Tab

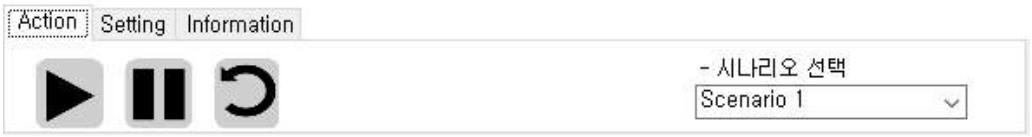


그림 25 PAISE Action Tab

Action Tab에서는 시뮬레이션 실행버튼(run, pause, reset)를 통해서 시뮬레이션을 실행하거나 멈추고, 초기화 시킬 수 있다.

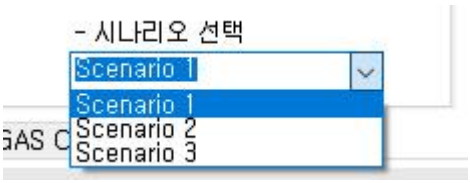


그림 26 PAISE Scenario Select

Scenario는 위 그림과 같이 펼치기를 통하여 List를 확인할 수 있으며 원하는 Scenario를 선택하여 적용할 수 있다.

Setting Tab



그림 27 PAISE Setting Tab

Setting Tab에서는 VR Platform과의 연동을 위한 VR Connect 버튼과 시뮬레이션 속도를 조절하기 위한 Simulation Speed 버튼, 전체적인 시나리오를 확인하기 위한 Scenario Tree 버튼, 현재 발생한 사고를 확인하기 위한 Show Accident 버튼이 있다.

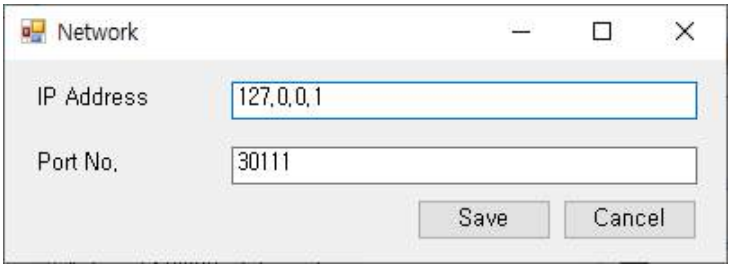


그림 28 PAISE VR Connect

VR Connect Button을 클릭하여 타 세부의 VR Platform과의 연동에 필요한 IP Adress와 Port Number를 입력할 수 있다. 기본적으로 입력되어있는 값은 같은 로컬 환경에서 포트 변동 없이 사용한다는 가정 하에 입력되어있는 값이다.



그림 29 PAISE Simulation Speed

Simulation Speed Button을 클릭하여 현재 진행 중인 시뮬레이션의 속도를 조절하는 것이 가능하다. 기본 배속은 10배속으로 설정되어 있으며 1~100배 까지 정수로 설정이 가능하다.

Scenario에 대한 상세 정보는 Scenario Tree Button을 클릭하여 별도의 창으로 Pop-Up 되어 확인할 수 있다.

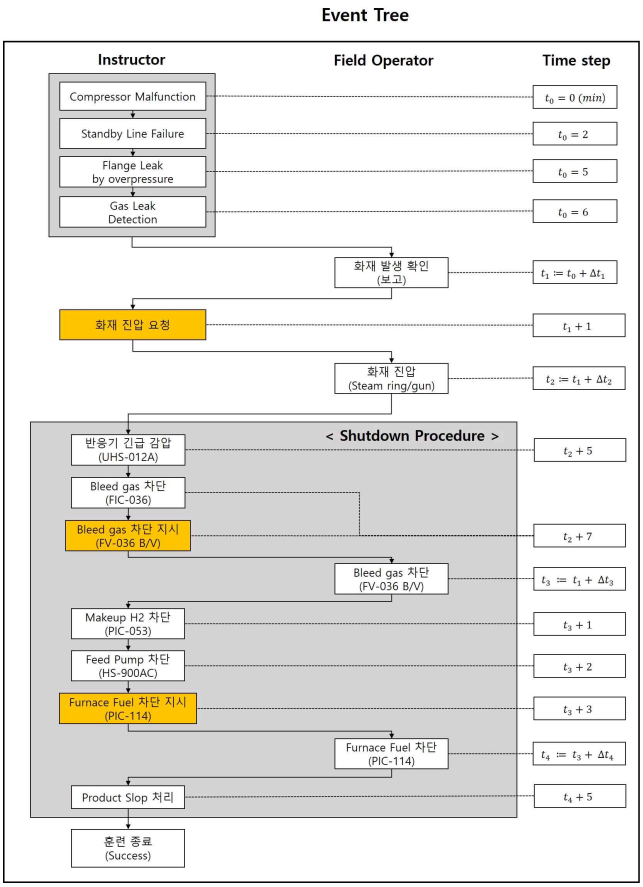


그림 30 PAISE Scenario Tree



그림 31 PAISE Accident

사고가 발생했을 시에 사고 시뮬레이션 결과를 보여주는 화면으로 사고 발생 시 자동으로 나타나지만 Show Accident 버튼을 이용하여 수동으로 확인하는 것이 가능하다.

Information Tab



그림 32 PAISE Information Tab

사용자에게 PAISE 제작 관련 정보를 제공하는 Tab으로 Contact Button으로 이루어져 있다. Contact Button을 클릭하면 문의처의 정보가 Pop-Up 된다.

State Section

State	Simulation Time	Network
Pause	188 Sec	127.0.0.1

그림 33 PAISE State Section

프로그램의 상태 정보를 제공하는 화면으로 State, Simulation Time, Network로 구성되며 State에서는 프로그램 동작 상태(Run, Pause, Error), Simulation Time에서는 Simulation 경과 시간, Network에서는 VR Platform과의 연결을 위해 설정한 IP Address 정보가 각각 표시된다.

DCS Sections

대상 공정 정보를 Monitoring 할 수 있는 DCS 화면으로 시나리오에 해당하는 RDS 공정 화면이 Tab으로 구분되어 있다. 각각의 Tab을 Click하면 해당 화면으로 전환되며 각 화면에는 주요 장치와 Valve들의

정보가 표시된다. 공정 정보는 1초마다 Refresh된다.

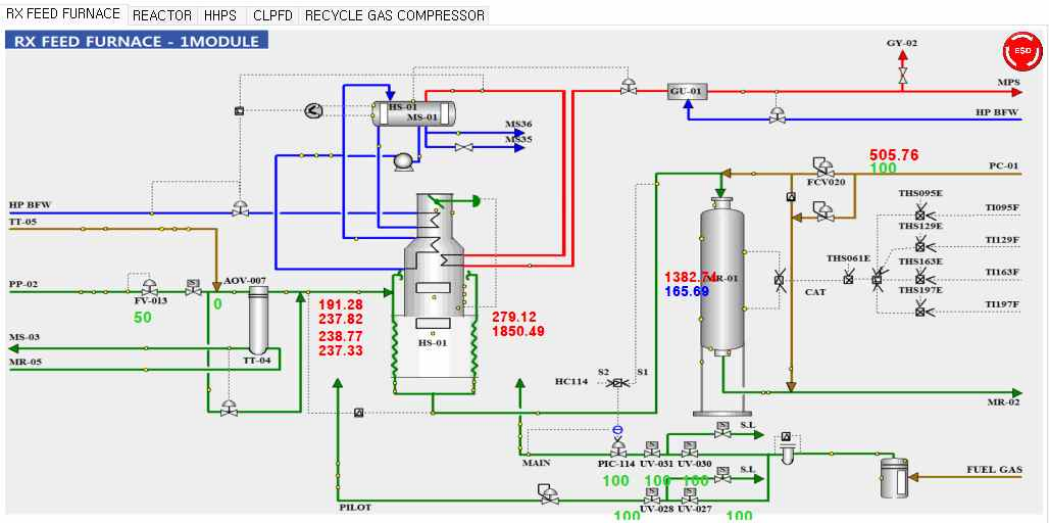


그림 34 PAISE DCS Section

Alarm

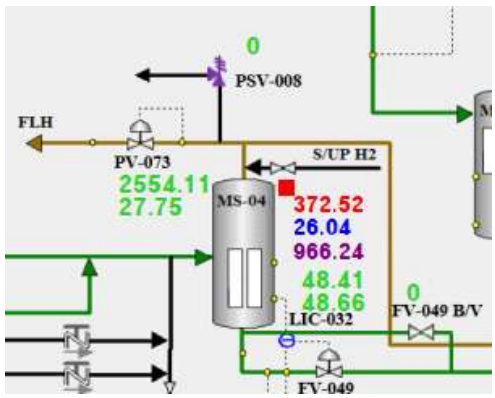


그림 35 PAISE Alarm

각 장치에서 이상이 발생하여 Alarm이 작동하는 경우 DCS 화면 상에 표시되게 된다. 표시되는 Alarm은 HighHigh, High, Low, LowLow 4종류로 순서대로 Red, Yellow, Blue, Pupple 색상의 사각형이 점멸하여 사용자가 인지할 수 있도록 한다.

State Guide

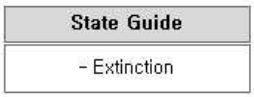


그림 36 State Guide

시나리오에 따른 진행 상태를 알려주는 화면으로 시나리오에 따라 현재 진행되고 있는 절차에 대하여 사용자가 인지할 수 있도록 미리 설정된 텍스트로 표시된다.

Field Action

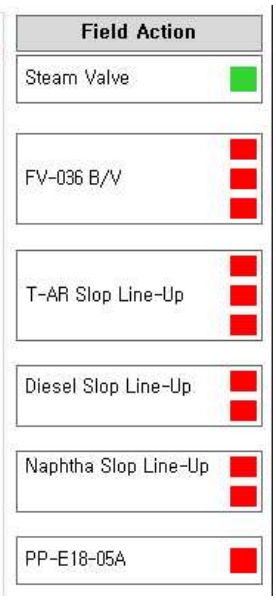


그림 37 Field Action

훈련 교관을 위한 화면으로 Field Operator가 취한 조치들에 대한 상태를 표시한다. Field Operator가 취해야 할 조치들은 시나리오에 따라 정해져있으며 시나리오 선택시 해당 시나리오에 맞는 Action List로 변경되게 된다. Field Operator의 조치는 VR Platform과의 통신을 통해 수신하여 Action List에 반영되며 VR Platform과의 연결이 되어있지 않은 경우 사용자가 직접 박스를 클릭하여 강제로 다음 단계로 넘어갈 수 있다.

Valve Controller

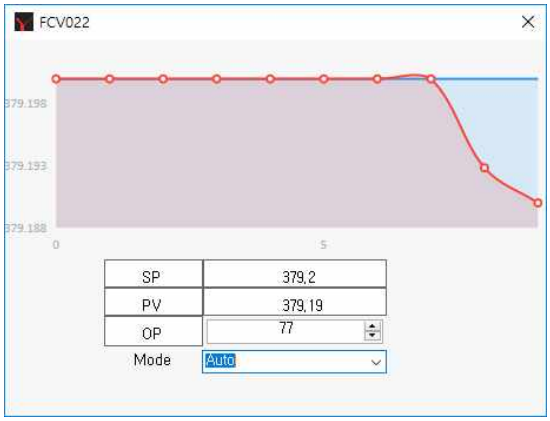


그림 38 PAISE Valve Controller

사용자가 Valve를 Monitoring하고 조작할 수 있는 화면으로 크게 Graph 부분과 Value 부분으로 나뉜다. Graph 부분은 시간에 따른 SP와 PV의 Trend를 표시하며 Mouse Over를 통해 각 Point의 상세 수치를 확인할 수 있다. Value 부분은 SP, PV, OP, Mode의 현재 값이 표시되며 OP와 Mode 부분을 통하여 Valve를 직접 조작할 수도 있다. Mode는 Auto, Manual, OFF로 구성되어 있으며 사용자가 직접 Valve의 OP(op%)를 조작하고자 할 경우 Mode를 Manual로 변경한 후 OP에 원하는 수치를 입력하여 조작할 수 있다.

Accident Result



그림 39 PAISE Accident

사고가 발생했을 시에 사고 시뮬레이션 결과를 보여주는 화면으로 별도의 Pop-Up 창을 통해 출력된다. 사고 시뮬레이션 결과는 RDS 공정 플랜트의 3D구조와 사고(누출, 화재, 폭발 등)가 일어났을 때의 범례를 함께 시각화하여 보여준다.

5.2. 타 세부와의 연동

PAISE는 타 세부의 VR Platform과 연동된다. PAISE는 공정과 사고 시뮬레이션을 실시하여 실시간 공정변수의 값(압력, 온도, 유량 등)과 실시간 사고결과 값을 가지고 있다. 이러한 정보들은 타 세부와 미리 협의하여 정의된 인터페이스에 맞춰 1 Hz 주기의 UDP 통신 방식으로 VR Platform에 넘겨주게 되며 VR 내에 존재하는 압력 게이지와 같은 시각화 장비의 값이 시뮬레이션 결과에 맞추어 바뀌게 된다. VR 내에서 아바타가 밸브를 조작하여 밸브의 op%가 바뀌는 등 시뮬레이션 관련 조건이 변경될 경우 이 또한 UDP 통신 방식으로 PAISE에 전송되며 PAISE에서는 바뀐 조건을 반영하여 시뮬레이션을 실시한다. 이러한 Platform 간의 상호작용은 훈련이 진행되는 동안 계속 이루어진다.

Ⅲ. 결 론

5차년도까지 현대오일뱅크 RDS 공정 운전 조건을 기반으로 제작한 동적 공정 시뮬레이션 모델을 기준으로 가스안전공사의 ‘RDS 공정의 위험성 평가’ 자료를 기반으로 하여 발생가능성이 높고, 사고의 위험성이 크기 때문에 운전원이 훈련이 필수적으로 요구되는 시나리오를 선별하여 시뮬레이션을 진행하였다. 최종 연차인 당해연도에는 세부간의 통합을 위해 ‘반응기’부분의 시나리오를 세부화 하였고, 개발했던 모델에서 새로운 시나리오를 추가하기 위하여 반응기 부분의 공정 시뮬레이션 모델을 확장하였고, 이를 이용하여 새로운 사고 시나리오를 구현하였다. 각 시나리오별로 정상 복원 및 사고 발생 현상에 맞게 공정이 운전되는 것을 확인하였고, 사고 시뮬레이션의 경우 공정 시뮬레이션 종료 조건을 ‘서울대학교’의 사고 시뮬레이션(Flacs) 초기조건으로 사용할 수 있도록 하므로 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 통합을 진행하였다.

인터랙티브 시뮬레이션의 최종 결과물의 경우 시뮬레이터들의 라이센스의 문제로 실시간 시뮬레이션이 불가능 한 경우를 대비하여 Stand-alone type으로 운영이 가능하도록 Database를 기반으로 구현하였다. 기존의 선진 OTS 프로그램의 한계점을 보완하는 대안으로 본 과제에서 새롭게 제안한 인터랙티브 시뮬레이터 프로토타입은 OTS 시장의 새로운 방향성을 제시할 것을 기대한다.

부록.

A. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인

1. **Shutdown, Stop Permissive for Recycle Compressors, Offgas Compressors, H2 Make-Up Compressors**
   - Module-1: PC-E18-01, Recycle Gas Compressor
   - Module-2: PC-E18-51, Recycle Gas Compressor
   - PR-E18-02/S, OffGas Compressors
   - PR-E18-03A, B, C & D, H2 Make Up Compressors
2. **Low Low Flow Trips Reactors Feed Furnaces and Fractionator Furnace**
   - Module-1: HS-E18-01, Reactor Feed Furnace
   - Module-2: HS-E18-51, Reactor Feed Furnace
   - HS-E18-02, Fractionator Furnace
3. **Low Low Level Interlocks for Letdown Valves, Pump APS**
   - Module-1: MS-E18-04 HHPS, MS-E18-05 CHPS, AS-E18-01 HP H2S Absorber
   - Module-2: MS-E18-54 HHPS, MS-E18-55 CHPS, AS-E18-51 HP H2S Absorber
   - AS-E18-03, Fractionator BTM Pumps APS
   - MS-E18-19 Fractionator Reflux Drum Whole Naphtha Pump APS
4. **Pumps Backflow Prevention Valves (Low Low Flow) Interlocks**
   - Module-1: PP-E18-02A/S, PP-E18-05A/S
   - Module-2: PP-E18-52B, PP-E18-55B
   - PP-E18-03/S Water Injection Pumps
5. **Pump APS Interlocks**
   - PP-E18-11/S Fractionator Bottom Pumps
   - PP-E18-06/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps

1. Shutdown, Stop Permissive for Recycle Gas Compressors, Shutdown Interlocks for H2 Make-up Compressors, and Offgas Compressor

CAUSE	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: S/D Module-1 Recycle Gas Compressor PC-E18-01	Module-1 Recycle Gas Compressor Ehps. Cannot be Started PC-E18-01	S/D Module-2 Recycle Gas Compressor PC-E18-51	Module-2 compressor steps cannot be started PC-E18-51	S/D Offgas Compressors PR-E18-02/S	S/D H2 Make-Up Compressors PR-E18-03A	S/D H2 Make Up Compressors PR-E18-03B	S/D H2 Make Up Compressors PR-E18-03C	S/D H2 Make Up Compressors PR-E18-03D	NOTES
	RD-280699	Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	2 of 3 of High High Level MS-E18-08 Recycle Compressor KO Drum	E18-LI-025/ E18-LI-026/ E18-LI-027	X									
	RD-280700	Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Suction PC-E18-01 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-016		X								
		Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Discharge (Spillback) PC-E18-01 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-017		X								
	RD-280721	Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	2 of 3 of High High Level MS-E18-58 Recycle Compressor KO Drum	E18-LI-525/ E18-LI-526/ E18-LI-527			X							
	RD-280722	Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Suction PC-E18-51 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-516				X						
		Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Discharge (Spillback) PC-E18-51 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-517				X						
	RD-280753	PR-E18-02/S Offgas Compressors	High High Level MS-E18-21 Offgas Compressor Suction KO Drum	E18-LI-352					X					
	RD-280755	PR-E18-02/S Offgas Compressors	High High Level MS-E18-22 Offgas Compressor Interstage KO Drum	E18-LI-355					X					
	RD-280757	PR-E18-03A, B, C & D H2 Make-Up Compressors	2 of 3 of High High Level MS-E18-26 First Stage Suction Drum	E18-LI-362/ E18-LI-363/ E18-LI-364						X	X	X	X	
	RD-280758	PR-E18-03A H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27A 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28A 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-369/ E18-LI-371						X				
	RD-280759	PR-E18-03B H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27B 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28B 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-373/ E18-LI-375							X			
	RD-280760	PR-E18-03C H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27C 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28C 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-377/ E18-LI-379								X		
	RD-280761	PR-E18-03D H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27D 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28D 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-381/ E18-LI-383									X	

2. LOW LOW FLOW for REACTORS FEED FURNACES AND FRACTIONATOR FURNACE

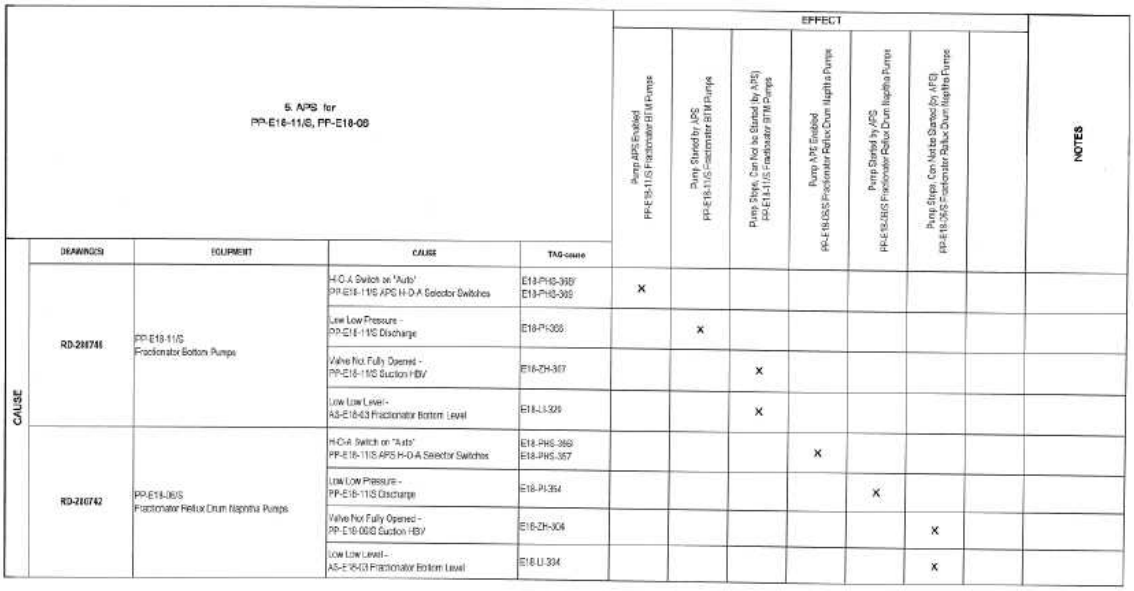
CAUSE	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: Bypass Trip on LL flow E18-FI-016 During the Start Up	Module-1 Back Flow Prevention Valve E18-FBV-14 closes	Module-1 Feed Furnace HS-E18-01 Main Burners Trip Pilot Remain Burning	Bypass Trip on LL flow E18-FI-516 During the Start Up	Module-2 Back Flow Preventer Valve E18-FBV-54 closes	Module-2 Feed Furnace HS-E18-51 Main Burners Trip Pilot Remain Burning	Fractionator Furnace HS-E18-02 Main Burners Trip Pilot Remain Burning	NOTES
	RD-280687	Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	E18-FHS-016 Start up Bypass Switch On	E18-FHS-016	X							
		Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-1 Reactor Feed	E18-FI-014		X	X					
		Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-1 Recycle Gas & MU H2	E18-FI-015			X					
	RD-280769	Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	E18-FHS-516 Start up Bypass Switch On	E18-FHS-516				X				
		Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-2 Reactor Feed	E18-FI-514					X	X		
		Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-2 Recycle Gas & MU H2	E18-FI-515						X		
	RD-280729	HS-E18-02 Fractionator Furnace	Low Low Flow - Fractionator Furnace Total Flow	E18-FY-314							X	**E18-FY-314** is calculated by summing up the following flow rates: E18-FT-014 (Emergency Circulation) E18-FT-056 (Module-1 HLPS Liquid), RD-280729 E18-FT-052 (Module-1 Startup Circ.), RD-280729 E18-FT-556 (Module-2 HLPS Liquid), RD-280730 E18-FT-552 (Module-2 Startup Circ.), RD-280730

3. Low Low Level Interlock for Letdown Valves on MS-E18-03, MS-E18-53, MS-E18-05, MS-E18-55, AS-E18-01, AS-E18-51 Low Low Level Stop Permissives Interlock for APS on PP-E18-11/S, PP-E18-06/S

	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: Trips to Manual E18-LCV-007A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-007A/B	Trips to Manual E18-LCV-013A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-013A/B	Trips to Manual E18-LCV-016A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-016A/B	Trips to Manual E18-LCV-021A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-021A/B	Trips to Manual E18-LC-C-007A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-007A/B	Trips to Manual E18-LCV-104B & Close the Letdown Valves E18-LV-104A/B	Trips to Manual E18-LCV-013A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-013A/B	Trips to Manual E18-LCV-022A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-022A/B	Feedpumps (ETM) Pumps #P-E18-11/S JPS Will Not Start	Naphtha Pumps PP-E18-06/S JPS Will Not Start	NOTES
CAUSE	RD-280695	Module-1: MS-E18-03 HHPS	Low Low Level	E18-LI-008	x										
	RD-280697	Module-1: MS-E18-05 CHPS	Low Low Level	E18-LI-012		x									
			Low Low Level	E18-LI-016			x								
	RD-280698	Module-1: AS-E18-01 HP H2S Absorber	Low Low Level	E18-LI-021				x							
	RD-280717	Module-2: MS-E18-53 HHPS	Low Low Level	E18-LI-008					x						
	RD-280719	Module-2: MS-E18-03 CHPS	Low Low Level	E18-LI-012						x					
			Low Low Level	E18-LI-016							x				
	RD-280729	Module-2: AS-E18-51 HP H2S Absorber	Low Low Level	E18-LI-021								x			
	RD-280749	AS-E18-03 Fractionator	Low Low Level/ APS permissive	E18-LI-329									x		
	RD-280741	MS-E18-19 Fractionator Reflux Drum	Low Low Level/ APS permissive	E18-LI-334										x	

4. Low Low Flow Interlocks for Backflow Prevention Valves for PP-E18-02A/S, PP-E18-52, PP-E18-05A/S, PP-E18-55B, PP-E18-03/S

	DWG	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: E18-FBV-014 Module-1 Reactor Feed Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-514 Module-2 Reactor Feed Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-047 Module-1 HP Lean Amine Pump Discharge Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-547 Module-2 HP Lean Amine Pump Discharge Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-044 Module-1 Injection Water Backflow Prevention valve Closes	E18-FBV-544 Module-2 Injection Water Backflow Prevention Valve Closes		NOTES
CAUSE	RD-280687	Module-1: PP-E18-02A/S Reactor Feed Pumps	Low Low Flow Module-1 Reactor Feed	E18-FI-014	x							
	RD-280709	Module-2: PP-E18-52B Reactor Feed Pumps	Low Low Flow Module 2 Reactor Feed	E18-FI-514		x						
	RD-280726	Module-1: PP-E18-05/S HP Lean Amine Pumps	Low Low Flow Module-1 HP Lean Amine Pump Discharge	E18-FI-047			x					
	RD-280727	Module-2: PP-E18-55B HP Lean Amine Pump	Low Low Flow Module-2 HP Lean Amine Pump Discharge	E18-FI-547				x				
	RD-280724	PP-E18-03/S Injection Water Pumps	Low Low Flow Injection Water Pump Discharge to Module-1	E18-FI-044					x			
	RD-280724	PP-E18-03/S Injection Water Pumps	Low Low Flow Injection Water Pump Discharge to Module-2	E18-FI-544						x		



5. APS for
PP-E18-11/S, PP-E18-08

CAUSE	DRAWING(S)	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-name	EFFECT							NOTES
					Pump APS Enabled PP-E18-11/S Fractionator BTM Pumps	Pump Started by APS PP-E18-11/S Fractionator BTM Pumps	Pump Stops, Can Not be Started by APS PP-E18-11/S Fractionator BTM Pumps	Pump APS Enabled PP-E18-08/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	Pump Started by APS PP-E18-08/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	Pump Stops, Can Not be Started by APS PP-E18-08/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps		
	RD-280741	PP-E18-11/S Fractionator Bottom Pumps	H-O-A Switch on "Auto" PP-E18-11/S APS H-O-A Selector Switches	E18-PHS-368/ E18-PHS-369	x							
			Low Low Pressure - PP-E18-11/S Discharge	E18-PI-365		x						
			Valve Not Fully Opened - PP-E18-11/S Suction HSV	E18-ZH-367			x					
			Low Low Level - A5-E18-63 Fractionator Bottom Level	E18-LI-329			x					
	RD-280742	PP-E18-08/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	H-O-A Switch on "Auto" PP-E18-11/S APS H-O-A Selector Switches	E18-PHS-356/ E18-PHS-357				x				
			Low Low Pressure - PP-E18-11/S Discharge	E18-PI-354					x			
			Valve Not Fully Opened - PP-E18-08/S Suction HSV	E18-ZH-304						x		
			Low Low Level - A5-E18-63 Fractionator Bottom Level	E18-LI-334						x		

B. Heat & Material Balance

Inlet Material Stream	Mass Flow[kg/h]	Outlet Material Stream	Mass Flow[kg/h]
MPS_	8499.999411	7	22032.78699
9	1.913322165	8	62.72324372
10	8844.385962	14	703.1358074
11	96161.34868	15	12440.43218
12	336077.8113	16	9672.59504
13	22000.01132	33	79084.30456
31	17.97437196	35	348117.7894
		ToFlare	0
		17	696.7773103
Total Flow of Inlet Streams		471603.4444	kg/h
Total Flow of Outlet Streams		472810.5446	kg/h
Relative Imbalance		0.255956615	%

표 4. Material Balance

Inlet Stream	Energy Flow[kJ/h]	Outlet Streams	Energy Flow[kJ/h]
pumpQ	143111.4329	PA_1_Q-Cooler	53354985.09
MPS_	-110819038.7	7	5586869.913
9	-2521.530116	8	-10737.10789
10	-10868167.56	14	-1995953.586
11	-121840371.5	15	-26388025.29
12	-377623541.1	16	-133948955.8
13	119703035.2	33	-112254735.2
Q-104	-33240723.53	35	-427684254.2
Q-105	1329.695853	ToFlare	0
Q-106	2.236473952	17	76873.69606
Q-107	13165.15046		
Q-108	2878999.536		
Q-109	272273.9423		
Q-110	19675.2215		
31	-34218.45029		
Total Flow of Inlet Streams		-487422639.3	kJ/h
Total Flow of Outlet Streams		-493263932.5	kJ/h
Relative Imbalance		1.198404172	%

표 5. Heat Balance

C. 사고 시나리오별 Event Schedule & Result Profile

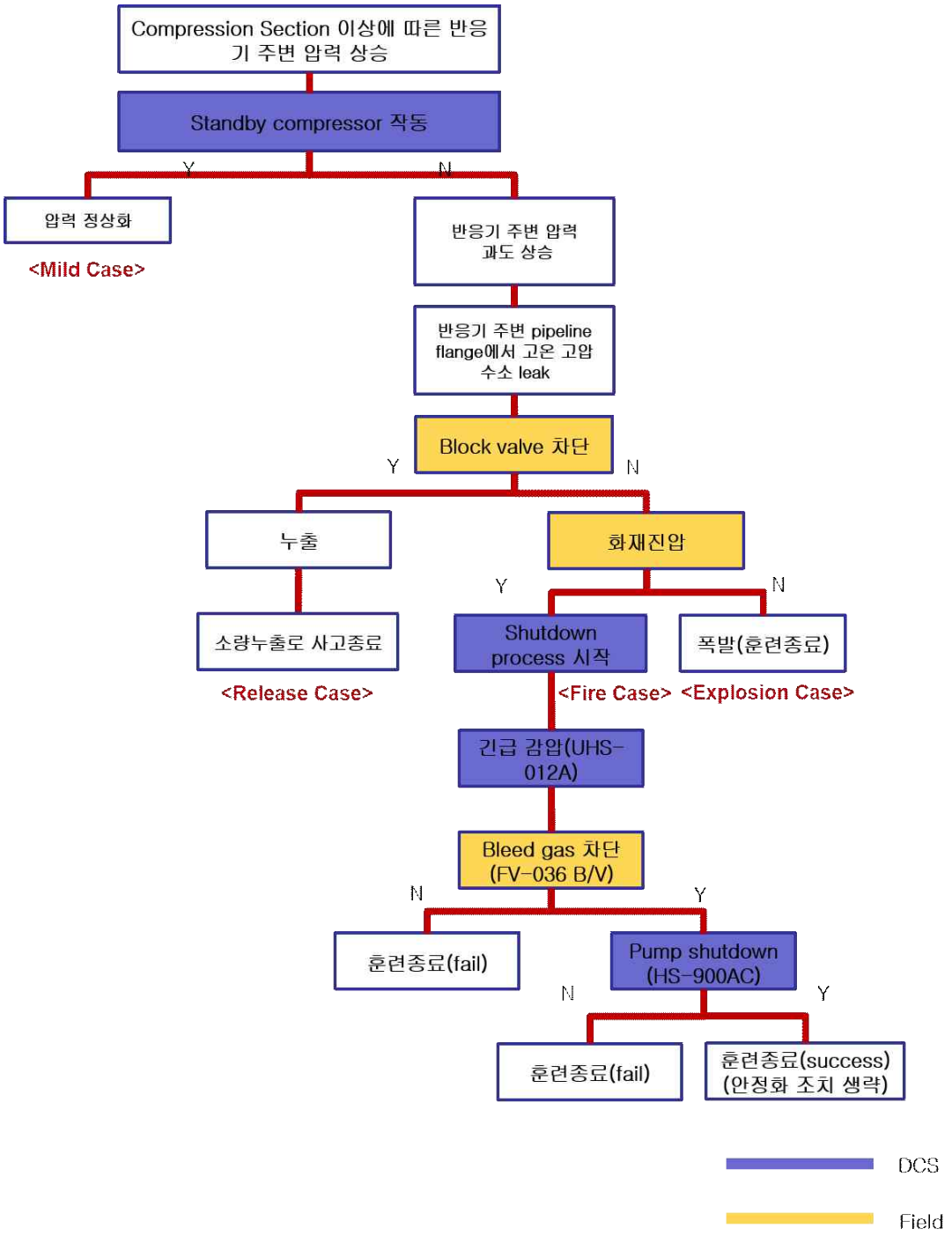


그림 46 반응기 누출 시나리오 (Case 1)

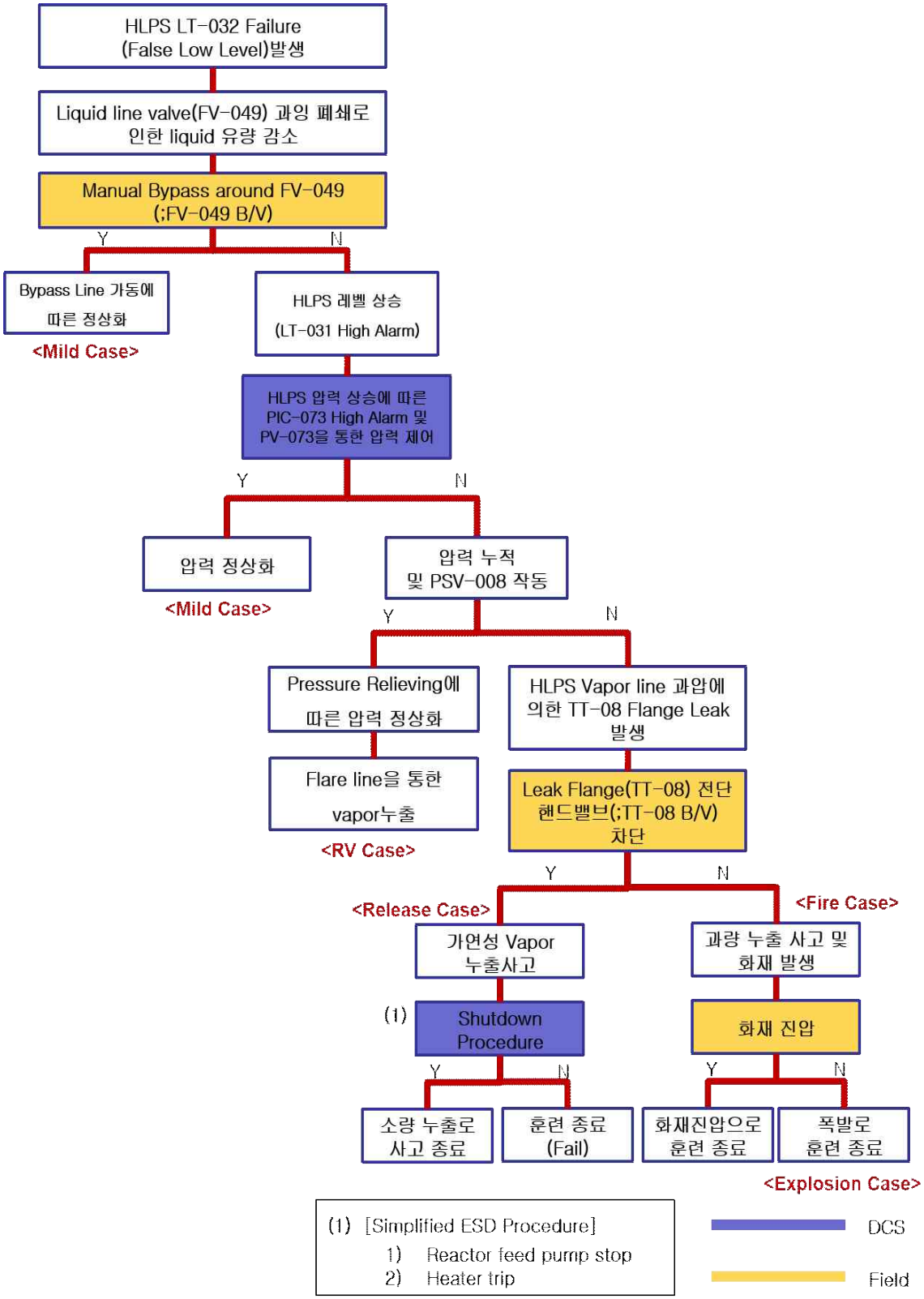


그림 47 HLPS 누출 시나리오 (Case 2)

Scenario #1-1 (Mild case)

E	Fault start	→	Standby Compressor on	→	Fault restore	→
C	Elapsed 10 sec		Feed line pressure more than 210KG		Feed line pressure less than 200 KG	
A	TIC-024 off Trip_vlv Cv decrease		Makeup Hydrogen line pressure setpoint change		TIC-024 on Trip_vlv Cv restore Makeup Hydrogen line pressure setpoint restore	
E	Stop	●				
C	Feed line pressure less than 192					
A	Stop Integrator					

Scenario #1-2 (Release & fire case)

E	Fault start	→	Block valve remains open	→	Leak & fire	●
C	Elapsed 10 sec		TV-024 Op% more than 50%		Feed line pressure more than 215 KG	
A	TIC-024 off Trip_vlv Cv decrease		Trip_vlv Cv remains the same		Rxtor-Leak1 OP% more than 0 Stop Integrator	

Scenario #1-3 (Worst case)

E	Fault start	→	Block valve remains open	→	Leak & fire	→
C	Elapsed 10 sec		TV-024 Op% more than 50%		Feed line pressure more than 215 KG	
A	TIC-024 off Trip_vlv Cv decrease		Trip_vlv Cv remains the same		Rxtor-Leak1 Op% more than 0	
E	Depressurization failure	→	Explosion	●		
C	Feed line pressure more than 215 KG		Feed line pressure more than 220 KG			
A	FV-036 remains more than 0		Stop integrator			

표 6 Event scheduler for Case 1

Scenario #2-1 (Mild case)

E	Fault start	→	Bypass line on	→	Fault restore	→
C	Elapsed 10 sec		Vessel pressure More than 26.5KG		Bypass line VLV open	
A	PIC-073 off PV-073 Cv decrease LC sp ramp up		Bypass line VLV 'OP%' ramp up		PIC-073 on PV-073 Cv restore LC sp restore	
E	Stop	●				
C	Vessel pressure Less than 25.2KG					
A	Stop Integrator					

Scenario #2-2 (Relief Valve;RV case)

E	Fault start	→	RV setting	→	Stop	●
C	Elapsed 10sec		PIC-073 'off' mode		PSV open for 20 sec.	
A	PIC-073 off PV-073 Cv decrease LC sp ramp up		PSV-008 Set pressure setting		Stop Integrator	

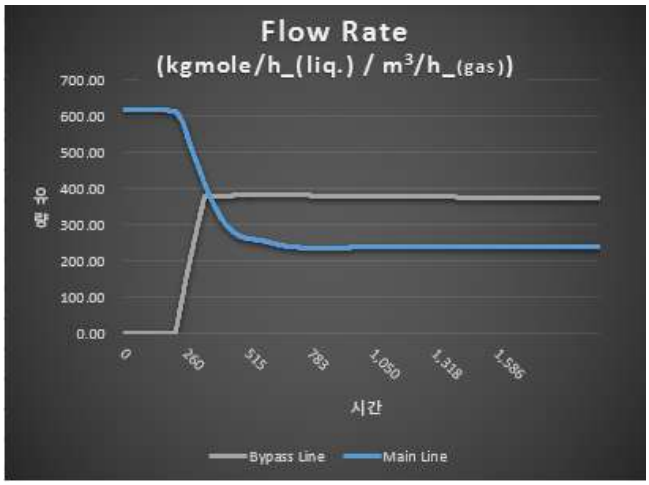
Scenario #2-3 (Release case)

E	Fault start	→	Flange leak open	→	Leak valve block	→
C	Elapsed 10sec		Vessel pressure More than 27.5KG		Leak flow Greater than 1kgmole/h for 10 sec.	
A	PIC-073 off PV-073 Cv decrease LC sp ramp up		Flange leak (valve) open		Leak block valve ramp down	
E	Quench gas cut	→	Reactor feed cut	→	Heater trip	→
C	Leak block shut		Leak block shut		Leak block shut	
A	Quench gas valve close		FIC-013 close PIC-053 close		Heater heat cut off	

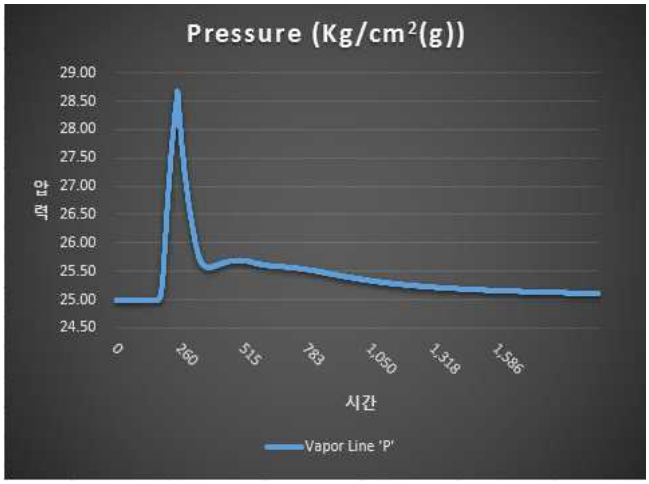
E	Stop					
C	Feed flow cut	●				
A	Stop integrator					
	Scenario #2-4 (Fire case)					
E	Fault start		Flange leak open		Stop	
C	Elapsed 10sec	→	Vessel pressure More than 27.5KG	→	Leak flow Greater than 1kgmole/h for 30sec.	●
A	PIC-073 off PV-073 Cv decrease LC sp ramp up		Flange leak (valve) open		Stop Integrator	
	(* E : Event Name, C : Condition, A : Action List)					

표 7 Event scheduler for Case 2

① Scenario #2-1 (Mild case)

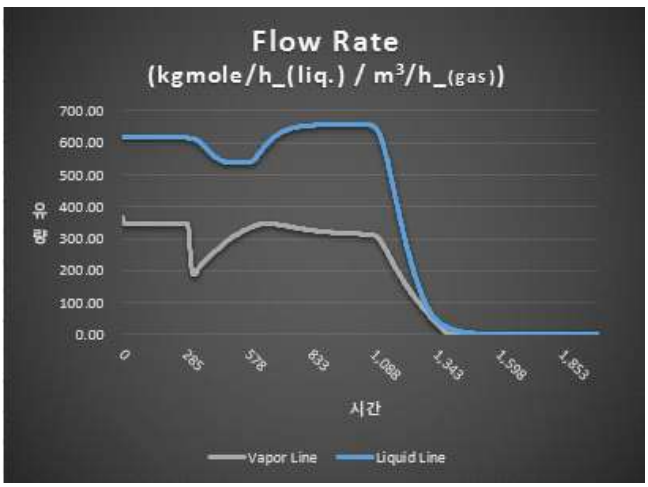


Scenario #1 Flowrate profile



Scenario #1 Pressure profile

② Scenario #2-3 (Release case)



Scenario #3 Flowrate profile

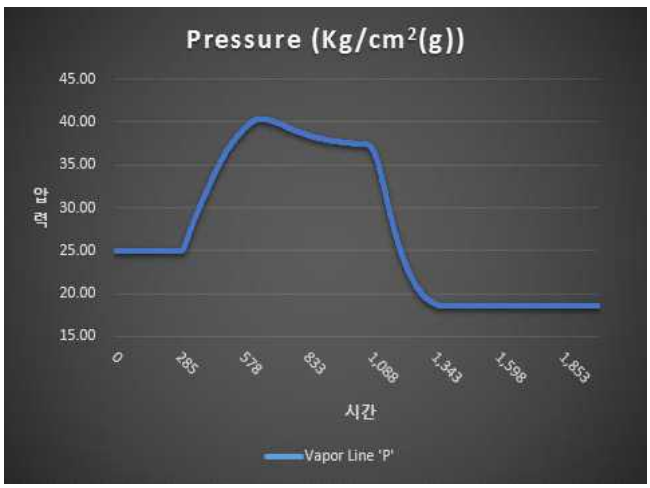


그림 51. Scenario #3 Pressure profile

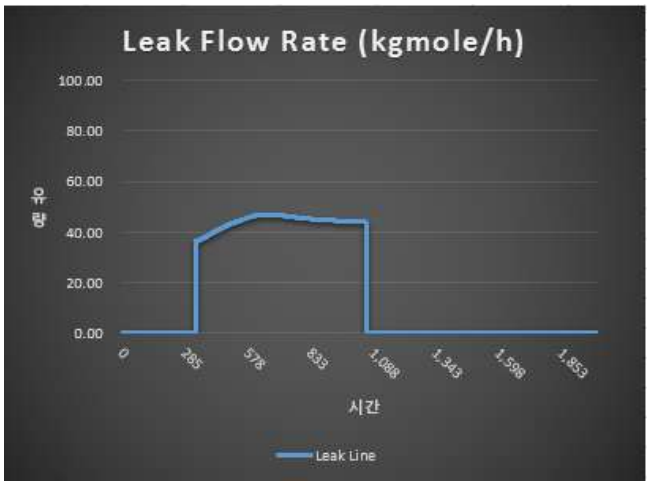
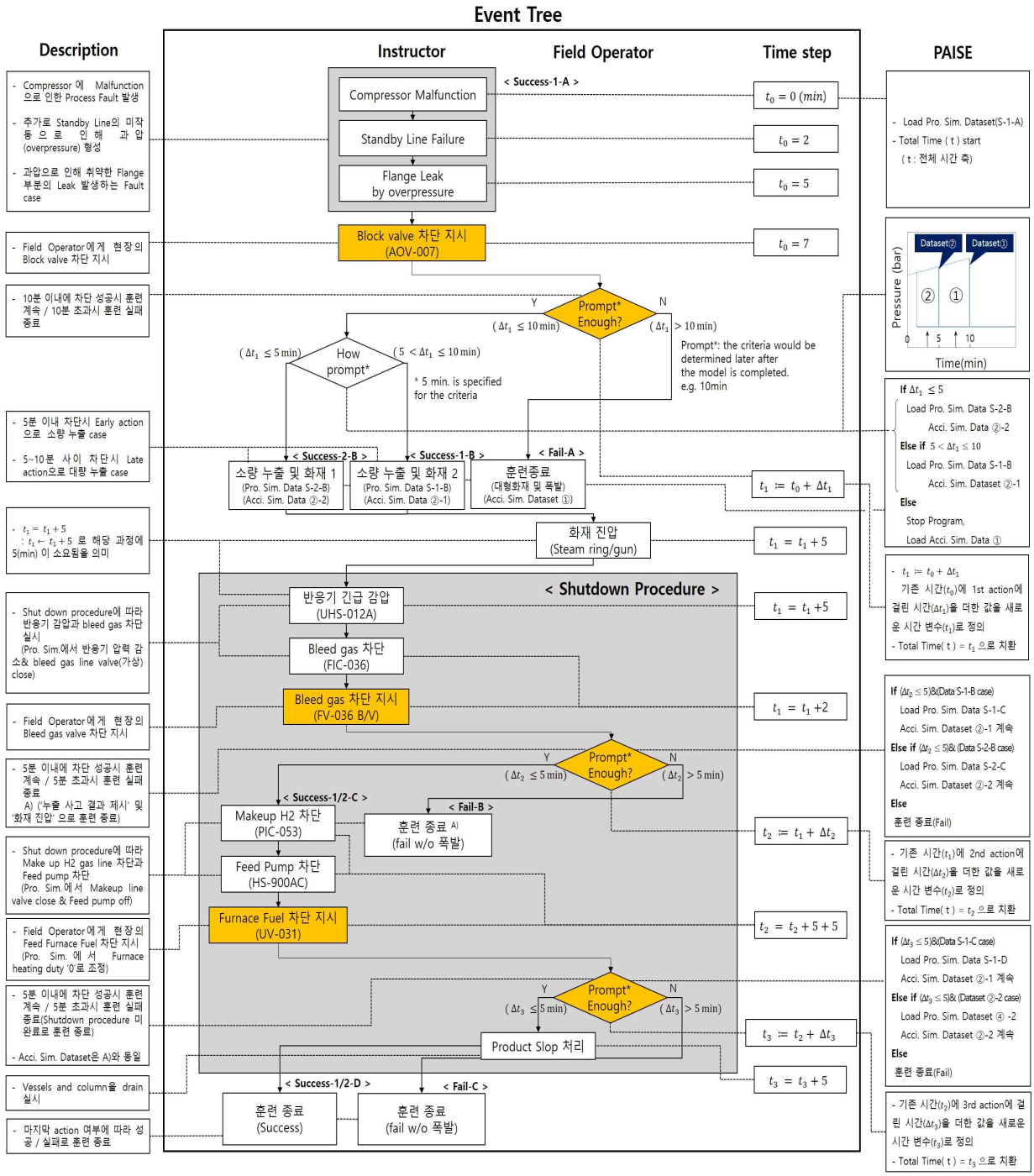


그림 52. Scenario #3 Leak flowrate profile

D. 확장 시나리오의 Event Tree (Detail description)



[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

사고 시뮬레이션 방법론 분석 보고서

2015. 03.

서 울 대 학 교

목차

Ⅰ. 서론 ····· 5

1. 연구 목표 ····· 5

2. 연구 내용 및 범위 ····· 5

Ⅱ. 본론 ····· 6

1. 사고 시뮬레이션 관련 기술 현황 ····· 6

1.1. 해외 선진 프로그램 시장 분석 ····· 6

1.2. 상용 프로그램 및 확산 모델 분석 ····· 10

2. 정압설비 및 석유화학 플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정 ····· 17

2.1. 시뮬레이션 검증 대상 실험 분석 ····· 17

2.1.1. Goldfish(GF) experiment ····· 17

2.1.2. Desert Tortoise(DT) experiment ····· 21

2.2. 상용 프로그램 시뮬레이션 결과 ····· 25

2.2.1. ALOHA ····· 25

2.2.2. PHAST ····· 27

2.2.3. FLACS ····· 30

2.3. 상용 프로그램 모델 검증 및 비교분석 ····· 34

2.3.1. 프로그램 모델 검증 ····· 34

2.3.2. 프로그램 비교분석 ····· 36

Ⅲ. 결론 ····· 37

[부록] 실험 데이터 ····· 38

표 목 차

표1. PHAST UDM(Unified Dispersion Model) parameter (default) value ····· 13
표2. 불산(HF)의 물리화학적 특성 ····· 17
표3. Goldfish 실험 조건 ····· 19
표4. 암모니아(NH3)의 물리화학적 특성 ····· 21
표5. Desert Tortoise 실험 조건 ····· 24
표6. Goldfish 실험 ALOHA 입력값 ····· 25
표7. Desert Tortoise 실험 ALOHA 입력값 ····· 25
표8. Goldfish 실험 PHAST 입력값 ····· 28
표9. Desert Tortoise 실험 PHAST 입력값 ····· 28
표10. Desert Tortoise 실험 FLACS 입력값 ····· 30
표11. 상용 프로그램 모델 검증 결과 ····· 35

그 림 목 차

그림1. DNV GL사의 영업이익 ····· 7
그림2. DNV GL사의 사원 수 ····· 7
그림3. DNV GL 사의 오피스 분포 ····· 8
그림4. GexCon 사의 영업이익 ····· 8
그림5. CFD 기반 가스 확산 S/W ····· 9
그림6. 3D CFD 기반 도시 확산 시뮬레이션의 발전사 ····· 9
그림7. ALOHA User interface ····· 10
그림8. A buoyant Gaussian air pollutant dispersion plume ····· 11
그림9. PHAST User interface ····· 12
그림10. PHAST Consequence analysis ····· 12
그림11. FLACS User interface ····· 15
그림12. RANS 기반 k-ε model의 난류 모사 ····· 16
그림13. Goldfish 실험 누출 장치 ····· 18
그림14. Goldfish 실험 바람 및 기체온도 측정 장치 분포 ····· 18
그림15. Goldfish 실험 농도 측정 장치 분포 ····· 19
그림16. Goldfish 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=300m) ····· 20
그림17. Goldfish 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=1000m) ····· 20
그림18. Goldfish 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=1000m) ····· 20
그림19. Desert Tortoise 실험 누출 장치 ····· 22
그림20. Desert Tortoise 실험 누출 장치 - Discharge condition ····· 22
그림21. Desert Tortoise 실험 농도 측정 장치 분포 ····· 23
그림22. Desert Tortoise 실험 확산 농도 그래프 ····· 24
그림23. Desert Tortoise 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=100m) ····· 24
그림24. Desert Tortoise 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=800m) ····· 24
그림25. Goldfish 실험 ALOHA Toxic Threat Zone 그래프(downwind distance=100m) · 26
그림26. Goldfish 실험 ALOHA 농도별 AEGL 위험기준 그래프 ····· 26
그림27. DT 실험 ALOHA Toxic Threat Zone 그래프(downwind distance=800m) ····· 26
그림28. DT 실험 ALOHA 농도별 AEGL 위험기준 그래프 ····· 26
그림29. PHAST 내에서 GF, DT 실험의 지리정보 변환 ····· 27
그림30. Goldfish 실험 PHAST 결과 ····· 29
그림31. Desert Tortoise 실험 PHAST 결과 ····· 29
그림32. Desert Tortoise 실험 FLACS 결과 ····· 33
그림33. Goldfish 실험 모델 검증 결과 ····· 35
그림34. Desert Tortoise 실험 모델 검증 결과 ····· 35

Ⅰ 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 1차년도 서울대학교 성과보고서로서, 국내·외 사고 시뮬레이션 기술 현황을 파악하고, 정압설비 및 석유화학 플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정을 목표로 한다.

본 연구는 선진 사고 시뮬레이션 프로그램을 선정하고 비교·분석하여 향후 개발될 프로그램의 평가 지표로서의 역할을 수행한다. 상용 프로그램 비교분석은 프로그램 내장 확산모델 및 구동 방식과 사용자 환경(user interface) 비교, 그리고 실제 가스 누출 실험 데이터를 바탕으로 한 확산 모델 검증의 과정으로 수행되며, 마지막으로 프로그램의 비교분석을 통해 정압소 및 석유화학플랜트 모사용 사고 시뮬레이터를 최종 선정한다.

2. 연구 내용 및 범위

본 보고서에서 다룰 상용 프로그램(3개)은 미국의 해양대기관리부(the US National Oceanic and Atmospheric Administration, NOAA)와 미국 환경청(the US Environmental Protection Agency, EPA)에서 만든 ‘ALOHA(Areal Loacation of Hazardous Atmospheres)’, 노르웨이 DNV사의 ‘PHAST’, Gexcon사의 ‘FLACS’이다.

각 프로그램의 내장 확산모델 및 구동방식과 사용자 환경을 비교한 후, 실제 가스 누출 실험인 ‘Goldfish(GF, Hydrogen Fluoride 누출 실험)’과 ‘Desert Tortoise(DT, Ammonia 누출 실험)’을 바탕으로 확산 모델을 검증한다. 검증 방법은 확산 농도 측정치에 대한 모델 예측치를 FAC2(Factor of 2) 이내의 정확도를 갖는지 확인하는 수준으로 수행하였다.

II 본론

1. 사고 시뮬레이션 관련 기술 현황

1.1. 해외 선진 프로그램 시장 분석

확산·화재·폭발 시뮬레이션을 위해 가장 많이 사용되는 S/W에는 노르웨이 DNV GL사의 PHAST와 노르웨이 GexCon사의 FLACS가 있다.

DNV GL사는 독성가스 S/W인 PHAST 외에도 Maritime, Oil&Gas, Energy, Business assurance 등의 분야에 진출해 있으며, 자기자본이 60%를 넘는 회사이다. DNV GL사의 영업이익은 아래 그림과 같다. 파란색 선은 노르웨이 화폐단위인 NOK으로 나타낸 값이고, 2014년 7월 현재 환율인 164.45원/NOK을 이용해 한국 화폐단위를 주황색 선으로 나타내었다. 영업이익이 꾸준히 증가하는 추세는 아니지만, 2013년 2,000 억 원에 가까운 영업이익을 낼 정도로 큰 회사이다. 사원 수는 점차 증가하는 추세로 2013년 1만6천 여 명을 넘어섰다. 물론 DNV GL사는 PHAST 이외의 다른 분야에서도 활동하고 있긴 하지만, PHAST로 얻는 한 해 영업이익은 445 NOK MILLION (한화 732 억 원)에 이르며 PHAST 관련 업무 종사자가 712명이다. DNV GL 사는 그림과 같이 전 세계 100개 국가에 532개의 오피스를 갖고 있으며 더욱더 세계 각국으로 진출하고 있다.

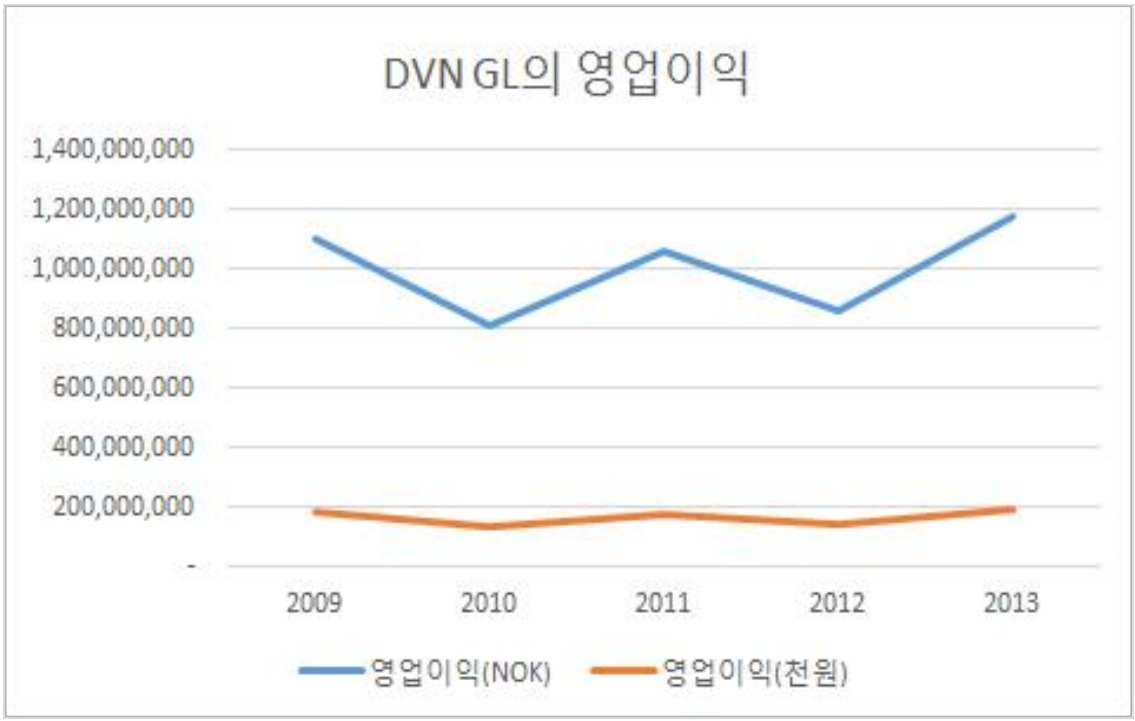


그림 1. DNV GL사의 영업이익

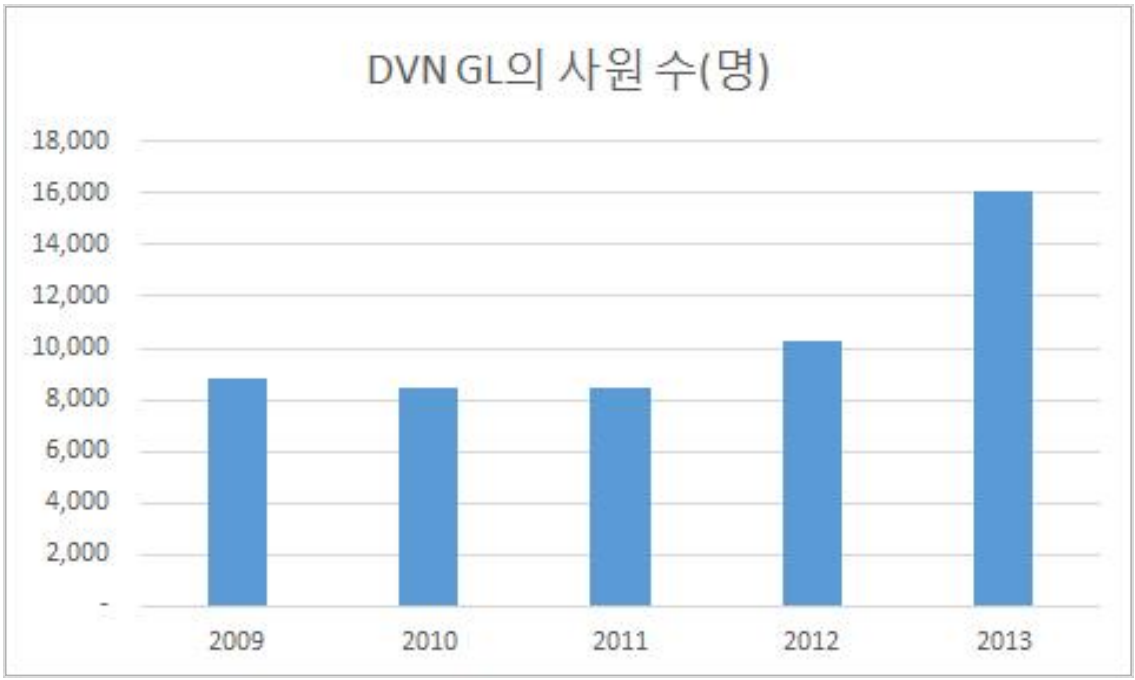


그림 2. DNV GL사의 사원 수

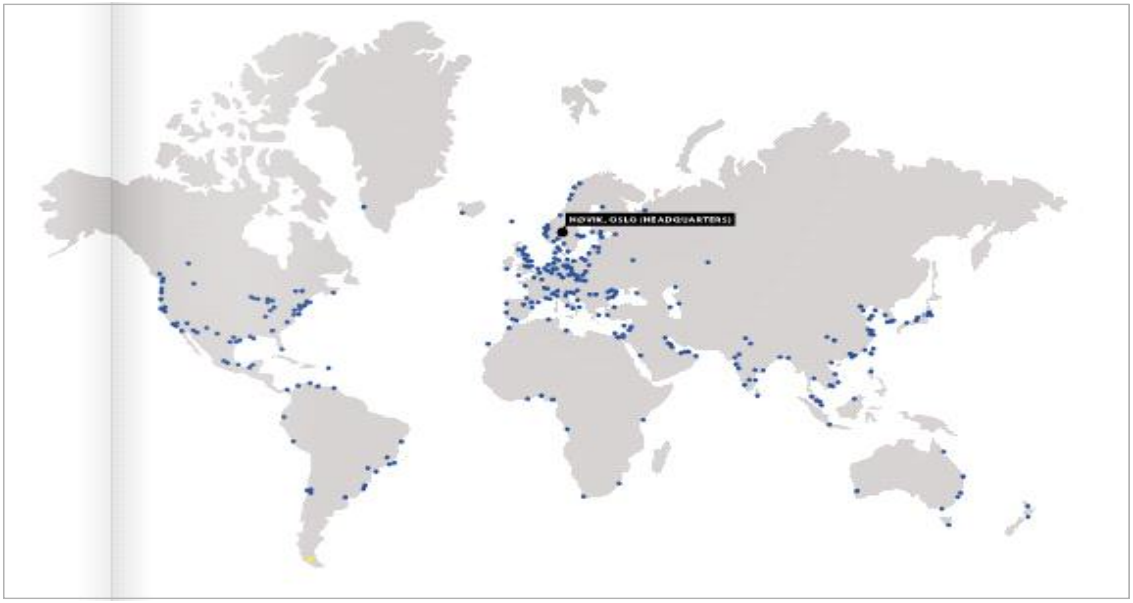


그림 3. DNV GL 사의 오피스 분포

GexCon사는 확산·화재·폭발 S/W인 FLACS 이외에도 안전교육 및 컨설팅 사업을 하고 있다. GexCon사의 영업이익은 아래 그림과 같다.

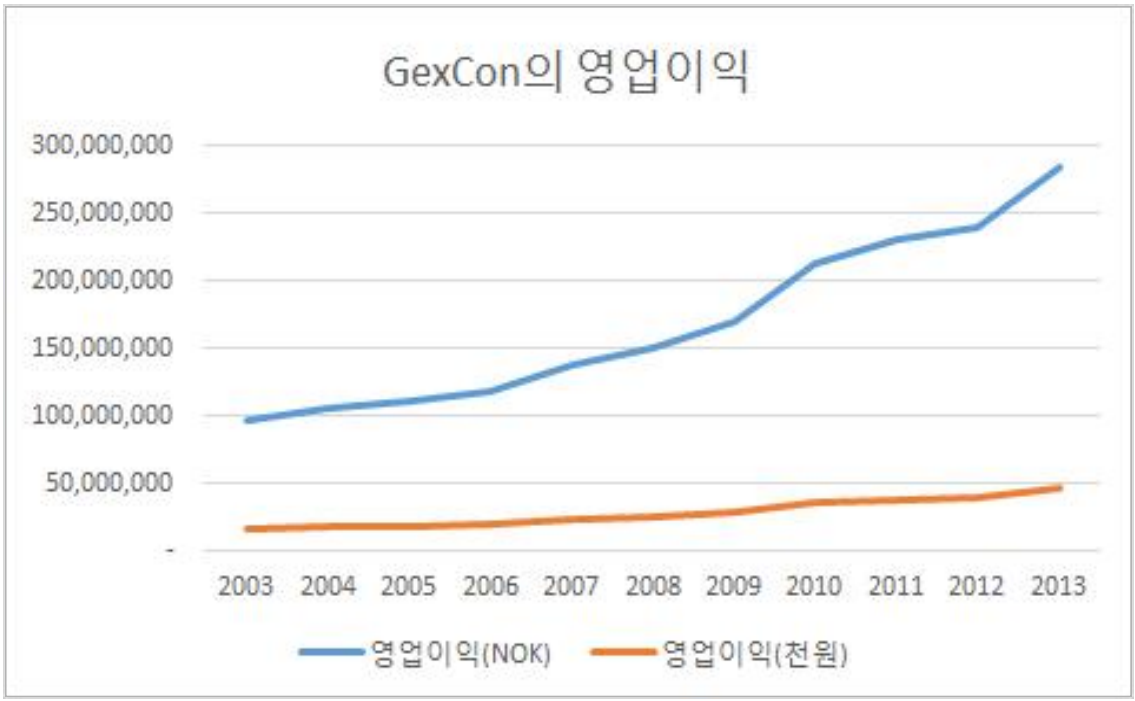


그림 4. GexCon 사의 영업이익

파란색 선은 노르웨이 화폐단위인 NOK으로 나타낸 값이고, 2014년 7월 현재 환율인 164.45원/NOK을 이용해 한국 화폐단위를 주황색 선으로 나타내었다. 영업이익은 꾸준히 증가하는 추세이며, 2013년 약 470억 원에 이르는 영업이익을 기록하였다. GexCon 사는 전세계 66개국에 S/W를 판매하고 있다.

이 외에도 CFD-Urban, FEM3MP, FEFLO-Urban, FLUENT-EPA와 같은 CFD 기반 가스 확산 S/W가 존재하며, 대략적인 설명은 그림에 나타내었다. 특히 3D CFD 기반 도시 확산 시뮬레이션의 발전사를 살펴보면 그림과 같이 계산 속도가 현저히 발전하였음을 확인할 수 있다.

Characteristic	CFD-Urban	FLACS	FEM3MP	FEFLO-Urban	FLUENT-EPA
Type	RANS	RANS	RANS	LES	RANS
Mesh	Finite volume, adaptive Cartesian	Finite volume, rectangular	Finite element, hexahedrons	Unstructured tetrahedral	Finite volume, unstructured hexahedron dominant
Inflow	Fixed log profile, neutral, west-northwest, u = 5.3 m s^{-1} at z = 50 m	Fixed log profile, neutral, west-northwest, u = 5.3 m s^{-1} at z = 10 m	Fixed log profile, neutral, west-northwest, u = 5.0 m s^{-1} at z = 92 m	Fixed log profile, neutral, west-northwest u = 3.0 m s^{-1} at z = 10 m	Scaled EPA wind tunnel boundary layer, neutral, northwest u = 3.1 m s^{-1} at z = 100
Closure	k–ε	k–ε	nonlinear eddy viscosity	Smagorinski	k–ε
Domain size	3.5 km × 3.1 km × 0.6 km	Outer: 10 km × 7.5 km × 1 km, inner: 3 km × 3 km	1.75 km × 1.2 km × 0.8 km	3.3 km east–west, 2.6 km north–south, 0.6 km vertical	2 km × 2 km × 1.2 km
Resolution	3-m horizontal in MSG area, 1-m vertical stretched to 40 m at 600 m	10-m horizontal and 5-m vertical in inner area	5-m horizontal, 2–8-m vertical	2 m at street	1–2 m near buildings, expansion away from buildings
Grid points, elements	2.1 M	2.7 M grid cells	12.7 M	4.4 M points, 25.2 M elements	19 M grid cells

그림 5. CFD 기반 가스 확산 S/W

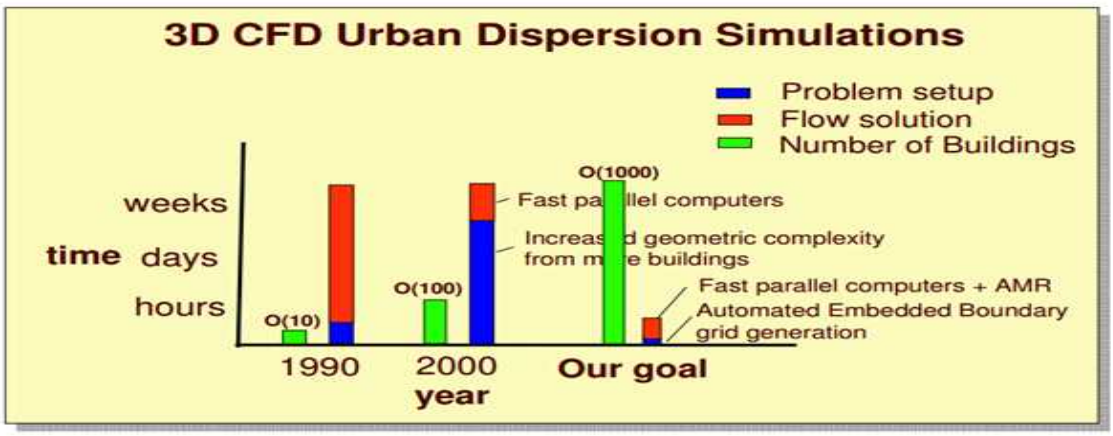


그림 6. 3D CFD 기반 도시 확산 시뮬레이션의 발전사

2.2. 상용 프로그램 및 확산 모델 분석

2.2.1. ALOHA

1) 프로그램 개요 및 사용자 환경(User interface)

미국의 해양대기관리부(the US National Oceanic and Atmospheric Administration, NOAA)와 미국 환경청(the US Environmental Protection Agency, EPA)에서 만든 ALOHA(Areal Location of Hazardous Atmospheres)는 화학물질 데이터베이스인 CAMEO (Computer-Aided Management of Emergency Operations)와 시각화 S/W인 MARPLOT(CAMEO's mapping program)을 이용한다. ALOHA는 사용자 편집이 가능한 화학물질 데이터베이스인 CAMEO를 내장하고 있으며, 누출가스를 Gaussian model과 Heavy gas model을 이용해 모사할 수 있고, 기상과 액상이 혼합된 two-phase release의 모사와 실시간 모델링이 가능하다는 장점이 있다. 하지만 매우 안정한 대기층과 느린 바람 속도, 누출원 근처에서의 부정확성, 3차원 농도분포 계산 불가능, 대기 중 화학반응 모사 불가, 지형조건을 고려하지 않는다는 단점이 있다.

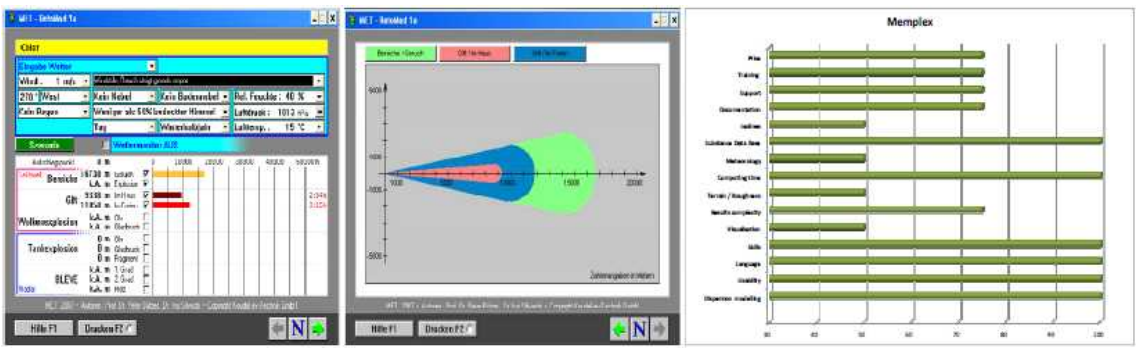


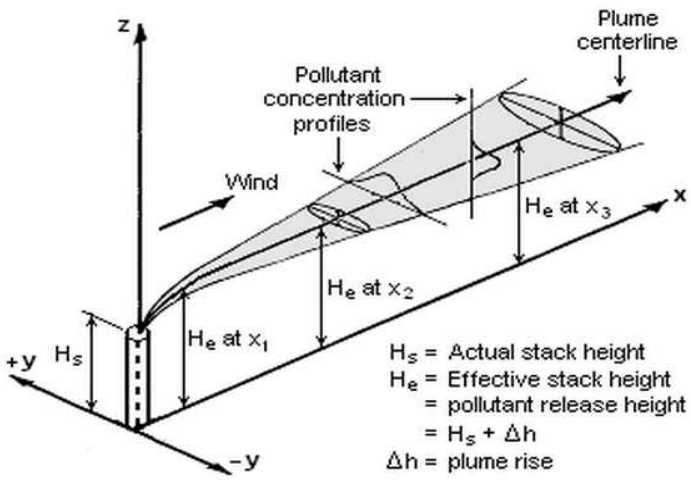
그림7. ALOHA User interface

2) 확산 모델 = Gaussian model with Heavy gas model

■ **기본가정**

- very low wind speed
- very stable atmospheric conditions (기본 D)
- wind shifts and terrain steering effects
- concentration patchiness, particularly near the zone
- chemical reaction, particulates, chemical mixtures, terrain, hazardous fragments 은 고려하지 않음

Gaussian 확산은 가스의 움직임이 바람방향으로 움직임에 따라 종(bell)모양으로 형태가 형성됨을 가정한다. 이때 바람 방향으로 가스가 움직임에 따라 진행 방향과 수직인 방향의 농도는 점점 퍼지는 동시에 중심부의 농도 곡선은 점점 완만해져 일정한 농도를 갖게 된다. 그 결과 가스가 바람방향으로 진행함에 따라 가스의 농도는 점점 낮아지게 된다.



A buoyant Gaussian air pollutant dispersion plume

그림8. A buoyant Gaussian air pollutant dispersion plume

Heavy gas model은 주위 공기보다 무거운 가스가 처음 누출 되었을 때, 먼저 바닥에 깔린 다음 천천히 퍼져 나가는 것을 기본 가정으로 한다. 가스 구름이 바람방향으로 이동함에 따라 가스는 점점 공기와 희석되어 농도가 옅어지고 diffusion현상에 따라 이동이 점점 가속화된다.

2.2.2. PHAST

1) 프로그램 개요 및 사용자 환경(User interface)

노르웨이의 DNV사에서 개발한 PHAST는 가연성, 폭발성 및 독성 영향에 대해 공정 프로세스의 위험을 평가하는 Consequence 기반 프로그램이다. 시뮬레이션 결과를 2D로 나타내며, 대기 중에서 수분과의 반응 외 다른 화학 반응을 고려하지 못한다는 단점이 있다.

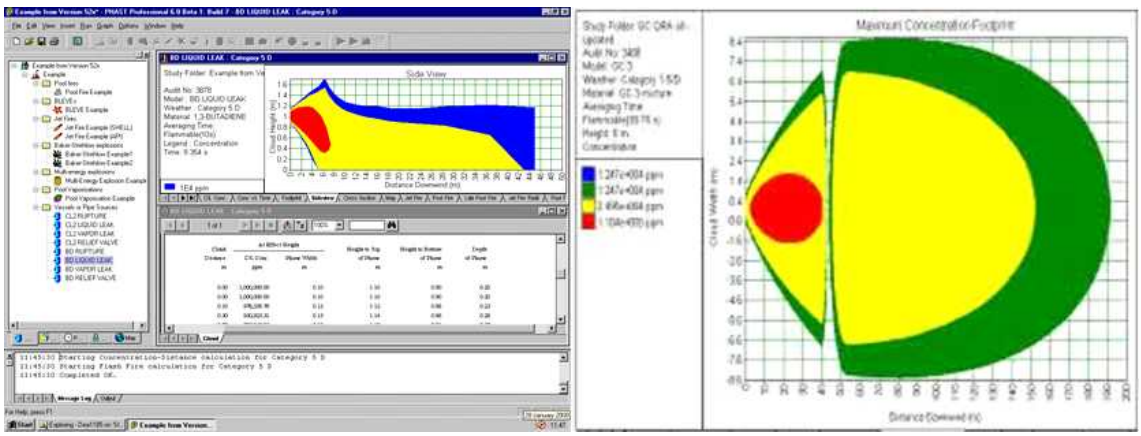


그림9. PHAST User interface

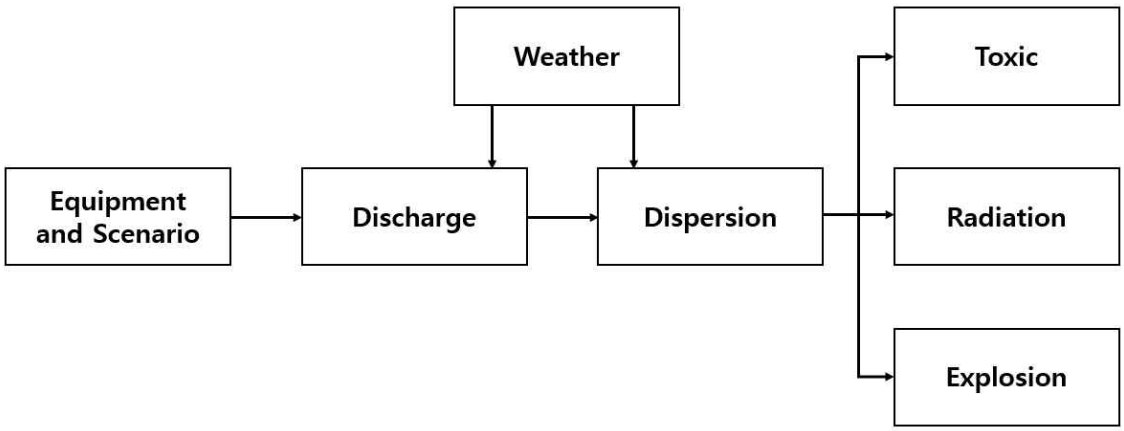


그림10. PHAST Consequence analysis[1)]

1) PHAST의 Consequence analysis는 그림과 같이 장치 및 시나리오에서부터 Discharge, Dispersion 계산을 거쳐 최종적으로 Effect(Toxic, Radiation, Explosion)를 계산한다. 본 보고서에서는

2) 확산 모델 = UDM(Unified Dispersion Model)

PHAST의 UDM 모델은 압축 2상(two-phase) 유체의 누출에 대한 확산을 모델링하는 이론으로서 jet dispersion, non-equilibrium droplet evaporation, rainout and touch down, pool spread and vaporization, heavy gas dispersion, passive dispersion 등의 다양한 모듈을 바탕으로 누출 현상을 효과적으로 모사할 수 있다.

특히 GF실험에서 다루고 있는 불산의 경우, 확산 과정에서 수증기와의 반응에 의해 폴리머를 형성하는 등 확산 거동이 매우 복잡한데 UDM 모델은 불산의 이러한 열역학적 모델을 갖춰 모델의 정확도를 높인다.

PHAST UDM 모델 파라미터의 default 값들과 모델 구동방식(Consequence analysis)은 아래와 같다.

표1. PHAST UDM(Unified Dispersion Model) parameter (default) value

Parameter	Value
MODEL CONTROL FLAGS	
Jet Model Flag(1-Emerson, 3-Morton et al)	2
Ground drag model flag (1-5.2 UDM, 2-McFalane)	2
Flag for heat/water vapor transfer(1-None, 2-heat only, 3- heat and water)	3
Thermodynamic model flag (-1-no rainout, equilibrium, 1-equilibrium, 2-non equilibrium)	2
Mixing height flag(1-no, 2-yes)	1
Quasi-instantaneous transition allowed (1-no, 2-yes)	2
Duration adjustment (1-no, 2-yes)	1
Finite duration correction (1-no, 2-yes)	1
Averaging time correction (1-no, 2-yes)	2
Numerical solver (1-old synchronized Runge-Kutta, 2-new rigorous LLNL solver)	2
MODEL ACCURACY, LIMITS, INPUT AND OUTPUT CONTROL	
ACCURACY	
Numerical accuracy for cloud integration	0.001
Initial step size for cloud integration (m or s)	0.01
Maximum allowed step size for cloud integration (m or s)	100
Limits	
Minimum temperature (K)	11
Maximum temperature (K)	900
Minimum release height (m)	0
Minimum velocity (m/s)	0.1
Maximum duration for a release (s)	3600

Dispersion 계산까지의 결과 값을 실험값과 검증한다.

Termination criteria	5000
Absolute maximum distance for dispersion (m)	0
Absolute maximum height for dispersion (m)	1000
AMBIENT	
Wind profile flag(1-constant, 2-logarithmic)	2
Cut off height for power law wind profile (m)	1
Atmospheric temperature/pressure profile flag(1-constant,2-linear,3-logarithmic)	3
Atmospheric specific heat (J/kg K)	1004
Atmospheric molecular weight	28.95
	0
PHYSICAL MODEL PARAMETERS	
Expansion zone	
Expansion length/source diameter	0.01
Jet dispersion	
Jet entrainment coefficient ALPHA1	0.17
Crosswind entrainment coefficient ALPHA2	0.35
Plume/air drag coefficient	0
Heavy dispersion	
Dense cloud side entrainment parameter GAMMA (continuous)	0
Dense cloud side entrainment parameter GAMMA (instantaneous)	0.3
Dense cloud spreading parameter C_E (continuous)	1.15
Dense cloud spreading parameter C_E (instantaneous)	1.2
Passive dispersion	
near field passive entrainment parameter	1.0
ratio of instantaneous/continuous sigma y	1.0
ratio of instantaneous/continuous sigma z	1.0
Liquid component	
Coefficient of initial rainout	0
Pool vaporization entrainment parameter	1.5
TRANSITION CONTROL	
Trainstion to passive	
maximum cloud to ambient velocity difference	0.1
maximum non passive entrainment fraction	0.3
maximum Richardson number	15
maximum cloud to ambient density difference	0.015
distance multiple for phasing in full passive entrainment	2
Pool re-evaporation	
Richardson number for transition above pool	0.015
cut-off for evaporation rate (kg/s)	0.1
power to use in pool rate calcuations	1
Other transitions	
Quasi instantaneous transition parameter	0.8
Richardson number criterion for cloud lift off	-20

2.2.3. FLACS

1) 프로그램 개요 및 사용자 환경(User interface)

노르웨이의 GexCon사에서 만든 FLACS는 산업 안전과 위험성 평가를 위해 CFD 기반으로 화재·폭발모델과 대기확산모델을 내장한 프로그램이다. FLACS는 결과물을 3D로 나타낼 수 있다는 장점이 있지만, Grid를 직교좌표로만 짤 수 있기 때문에 빗면 계산이 어렵고, Geometry 형성이 어려우며, CAD파일을 불러올 때 파일 손상의 우려가 있다.

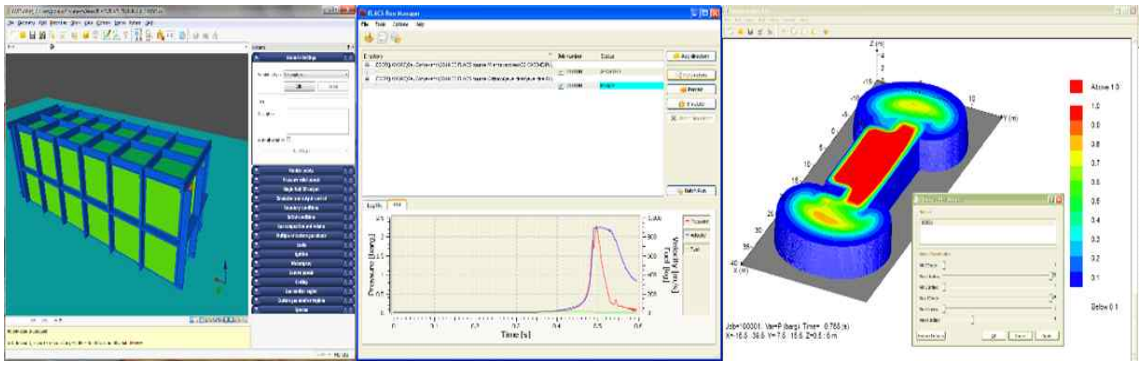


그림11. FLACS User interface

2) 확산 모델 = RANS equation with k-ε model

FLACS는 기체의 흐름을 RANS (Reynolds-averaged Navier-Stokes)을 기반으로 해석하는 동시에 난류의 경우 k - ε model을 추가하여 모사한다. 이러한 방식을 이용하여 Dispersion of flammable or toxic gas, Gas and dust explosions, Propagation of blast and shock waves, Pool and jet fires 등의 모듈을 바탕으로 다양한 현상을 효과적으로 모사한다.

FLACS는 질량, 운동량, 엔탈피, 난류 운동에너지, 연료의 질량비 등의 이동 방정식을 해석할 수 있는 3D CFD code를 사용한다.

특히 FLACS가 다른 CFD code를 사용하는 프로그램과 구별되는 점은 복잡한 geometry에서 분배된 투과성(prosity) 개념을 사용한다는 점이다. 이러한 방법으로 큰 물체와 벽은 on-grid에 나타나고 작은 물체는 sub-grid에 표현된다.

그 결과 sub-grid에 표현된 작은 물체들은 유체 흐름에 저항으로 작용하여 난류가 생성되는 것을 효과적으로 모사한다.

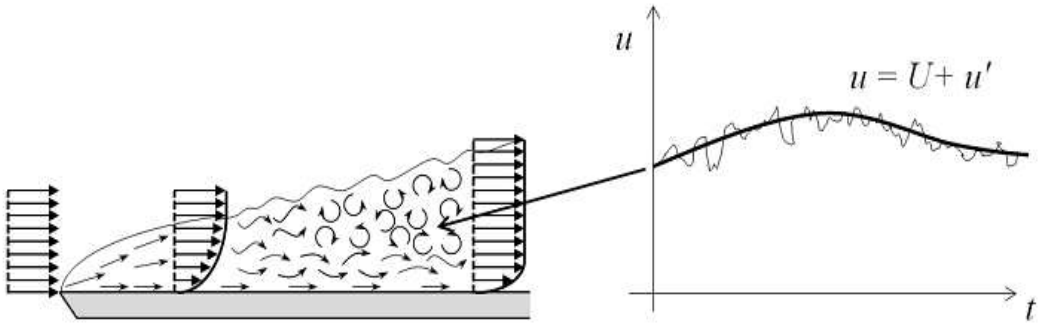


그림12. RANS 기반 k-ε model의 난류 모사

2. 정압설비 및 석유화학 플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정

2.1. 시뮬레이션 검증 대상 실험 분석

2.1.1. Goldfish(GF) 실험 - HF release experiment

본 실험은 압축 불산(HF) 액체를 1m 높이의 파이프에서 2상의 에어로졸 형태로 지속적으로 누출시켜 확산 농도를 측정한다. (Continuous elevated two-phase jet release). 단, 누출 결과 rain out에 의한 liquid pool은 형성되지 않는다.

1) HF Physical property

확산 모델링에 있어 필요한 불산(HF)의 물리화학적 특성은 아래와 같다.

표2. 불산(HF)의 물리화학적 특성

끓는점(℃)	19.51	**인화성(고체, 액체)**	불연성 가스
증기압(kPa)	122 at 25℃	**용해도**	수용성
증기밀도	0.7 (공기=1)	**비중**	1.002 (물=1)
점도	0.256cP (0℃, 액체)	**분자량**	20.01
반응성 및 특이성	■ 수증기와 발열반응 ■ 폴리머 형성(Hexamer state) - 형성 후 monomer state로 흡열 분해 → 열역학적 반응들로 인해 증기운 형성과정이 매우 복잡함 ■ 불산 에어로졸, 불산/수증기 혼합 에어로졸의 증발 및 분해 관련 양을 알 수 없음		

2) 실험 장치 구성

(1) 누출 장치

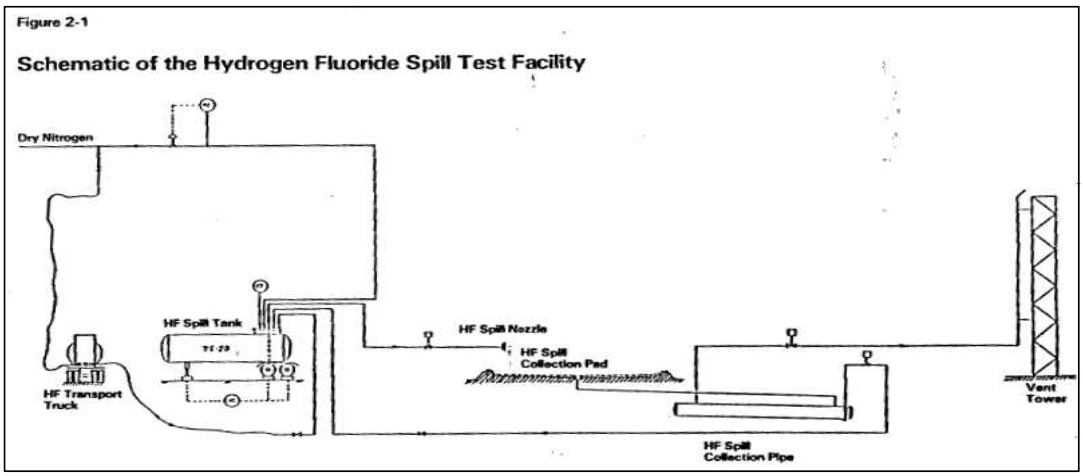


그림13. Goldfish 실험 누출 장치

① Spill tank & Discharge pipe : 5000 gallon/ 4-in diameter spill line
40℃ maintained by electrical heater

* Load cell을 트레일러 한 쪽 끝에 설치하여 Discharge pipe를 통해 누출되는 불산의 무게와 이를 통해 유량을 지속적으로 기록함

② Liquid collection pad : 액상 상태로 누출된 물질을 흡수하는 장치

③ Liquid collection pipe : 흡수된 물질을 일시적으로 저장하는 장치

④ Vent pipe : Vent tower로 해당 물질을 이동시키는 장치

⑤ Ancillary equipment (기타 실험 장치)
(generator trailer + water truck + breathing air supply system)

(2) 측정 장치(Sensor)

① Discharge condition : Spill line의 orifice에서 불산의 온도/압력 측정

② Weather condition : 바람장과 난류, 기체온도(증기운, 대기, 이슬점) 측정

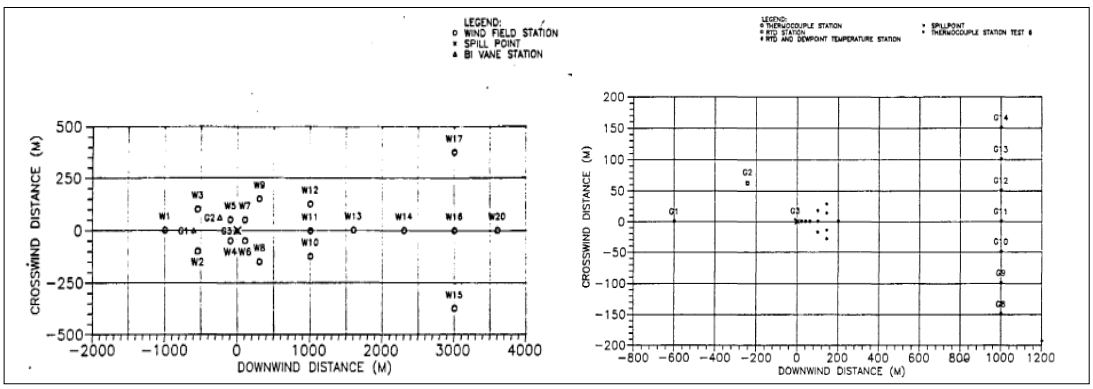


그림14. Goldfish 실험 바람 및 기체온도 측정 장치 분포

③ Dispersion : 확산된 불산의 농도 측정 (총 75개)

- X(downwind direction) : 300m, 1000m, 3000m
- Y(crosswind direction) : -250 ~ 250m ; 50m 간격
  (각 X 거리에 따라 crosswind 방향으로 225°의 아크형태)
- Z(vertical-wind direction) : 1m, 3m, 8m

* 농도 측정값은 66.6초의 averaging time으로 평균하여 기록하였다.

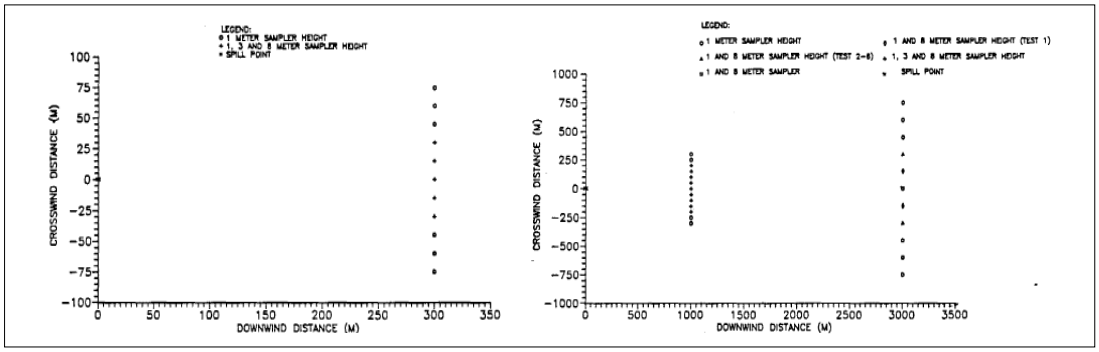


그림15. Goldfish 실험 농도 측정 장치 분포

3) 실험 조건

표3. Goldfish 실험 조건

Test	Purpose of Test	Spill Rate *	Temp	Pressure	Duration	Mean Wind Speed	Atmospheric Stability Class**	Ambient Temp	Dew-point Temp
		(gal/min)	(℃)	(Psig)	(sec)	(m/s)	-	(℃)	(℃)
1	System check out	469.2	40	111	125	5.6	D (10.8°)	37.0	-8.5
2	Dispersion	175.1	38	115	360	4.2	D (12.9°)	36.0	1.1
3	Dispersion	171.6	39	117	360	5.4	D (6.5°)	26.5	6.6

*spill rate(누출유량) 데이터는 탱크 트레일러 끝에 장착된 load cell 데이터를 선형 회귀하여 계산한 값으로서, Bernoulli 방정식으로 계산한 파이프 orifice의 liquid jet 값과 10% 이내의 오차율을 보임.

**Stability class(대기안정도)는 EPA 1986 문헌에 의해 15-minute sigma theta를 이용하여 계산함. 괄호안의 수는 mean sigma theta 값을 의미.

4) 실험 결과

모든 실험에서 liquid pool은 형성되지 않았다. 누출량의 20%는 adiabatic flash되고, 나머지 80%는 불산/수증기 에어로졸 상태로 확산되었다. 확산된 에어로졸은 증발하거나 일정 거리 이상에서 땅에 미량 축적되었다. 또한 모든 실험의 충분한

downwind 거리 이상에서 dense gas effect가 발생하였다.

Test1의 경우, 700-800m에서 증기운이 육안으로 관찰 가능하였고, Test2의 경우, 400-500m에서 증기운이 관찰되었다. Test3의 누출지점의 대기층에 수증기를 분사하여 상대습도를 높여 불산/수증기 발열반응을 유도하였다. 나머지 조건은 Test2와 동일하였다.

실험별 확산농도 데이터는 모두 **[부록1]**에 첨부하였고, 확산 양상을 이해하기 위해 Test1의 300m, 1000m, 3000m에서의 시간에 따른 확산 농도 그래프를 아래에 각각 도시한다.

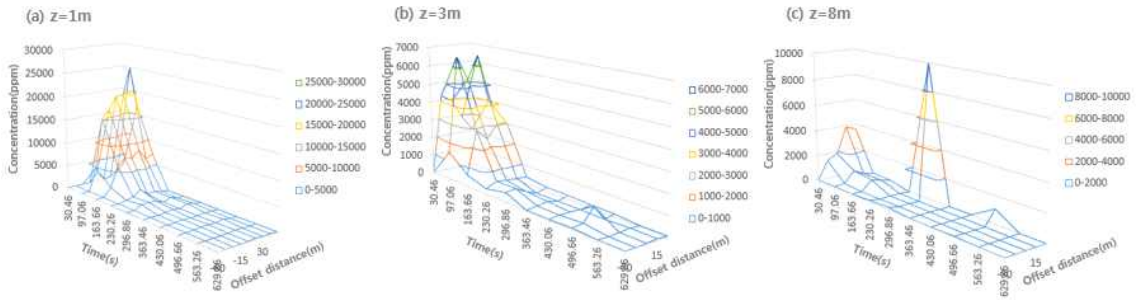


그림16. Goldfish 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=300m)

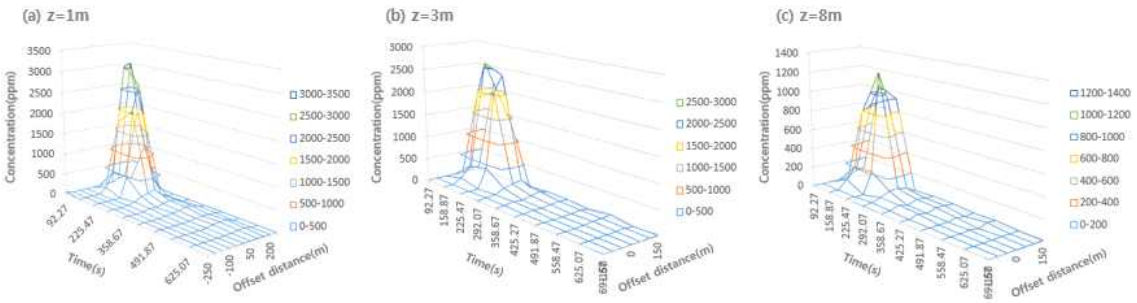


그림17. Goldfish 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=1000m)

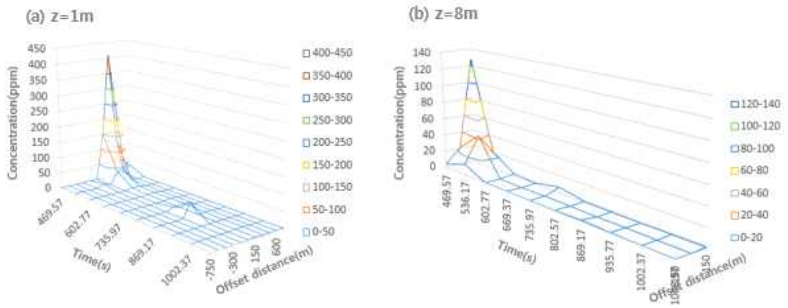


그림18. Goldfish 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=1000m)

2.1.2. Desert Tortoise(DT) 실험 - Ammonia release experiment

본 실험은 1983년 8월 24일(DT1 실험), 8월 29일(DT2 실험), 9월 1일(DT3 실험), 9월 6일(DT4 실험)의 총 4번으로 이루어진 실험으로, 미국 네바다 주의 Frenchman Flat에서 실행되었다. (위도 36°48.1018′N, 경도 115°57.3907′W)

탱크 내의 압축 암모니아(NH_3) 액체를 0.79m 높이의 파이프에서 기-액 혼합의 에어로졸(Aerosol)의 형태로 지속적으로 누출시켜 확산 농도를 측정한다.(Continuous elevated two-phase jet release).

1) Ammonia Physical property

표4. 암모니아(NH3)의 물리화학적 특성

끓는점(℃)	-33.34	**인화성(고체, 액체)**	가연성 가스
증기압(kPa)	1000 at 25℃	**용해도**	수용성
증기밀도	0.5967 (공기=1)	**비중**	해당없음
점도	0.276cP (-40℃, 액체)	**분자량**	17.031
반응성 및 특이성	■ 자기발화온도 : 630 ℃ ■ 산화제 및 산성물질과 격렬히 반응, 강한 염기성 물질 ■ 폭발하한 (LEL) : 15 Vol% 폭발상한 (UEL) : 28 Vol%		

2) 실험 장치 구성

(1) 누출 장치

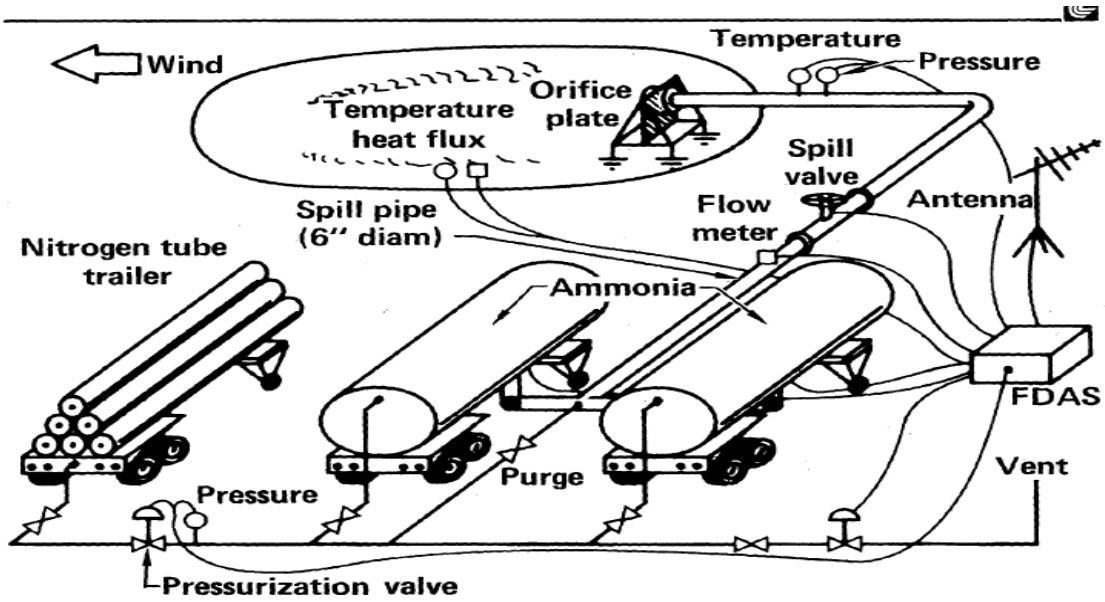


그림19. Desert Tortoise 실험 누출 장치

① Spill tank & Discharge pipe : Two 10960 gallon/
6-in diameter spill line (0.79m Elevated)

② Orifice Plate : Discharge Pipe의 말단부에 있으며, 이를 거쳐 암모니아 누출 3.19-in(DT1), 3.72-in(DT 2,3,4)길이의 직경.

③ Spill Valve : 실험 시작 시, Orifice Plate를 개방한 후, Spill Valve를 완전히 열어 확산. Valve를 완전히 여는 데 20~30초, 닫는 데 10초 소비

④ Ancillary equipment : vent pipe + breathing Nitrogen(N_2) supply system

(2) 측정 장치(Sensor)

① Discharge condition : Spill line 말단에 있는 orifice plate 부근(1m 뒤)에서의 암모니아 온도/압력 측정

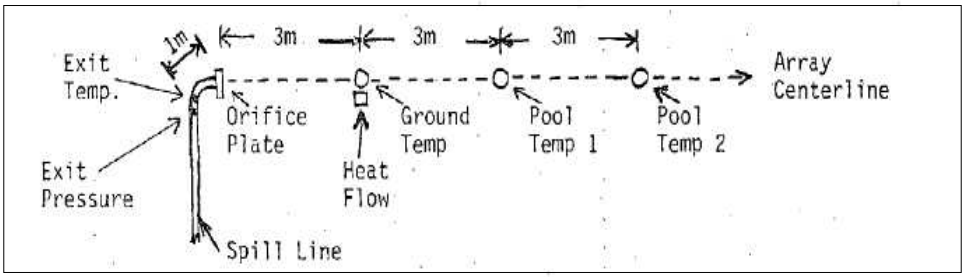


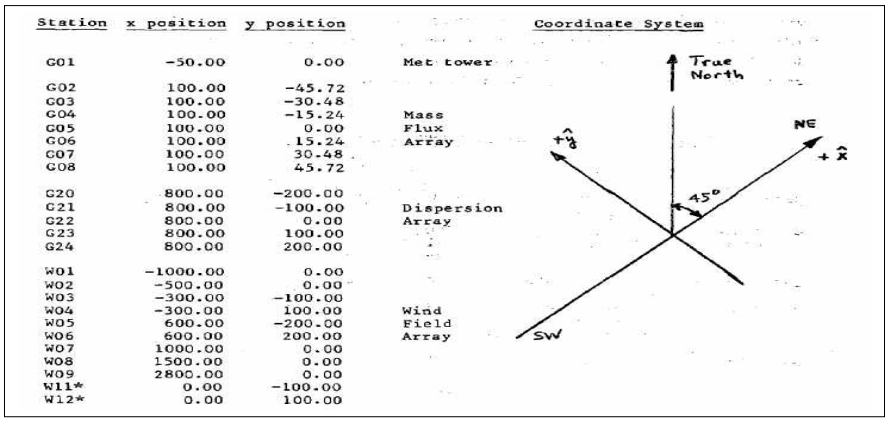
그림20. Desert Tortoise 실험 누출 장치 - Discharge condition

② Weather condition : 바람장과 난류(turbulence). 기체온도(증기운, 대기, 이슬점) 측정

③ Dispersion : 확산된 암모니아의 농도 측정

- X(downwind direction) : 100m, 800m (바람이 많이 부는 쪽의 직선거리로 배치)
- Y(crosswind direction) : -45.72 ~ 45.72m ; 약 15m 간격 (X = 100m일 때)
  -200 ~ 200m ; 100m 간격 (X = 800m일 때)
- Z(vertical-wind direction) : 1m, 2.5m, 6m (X = 100m일 때)
  1m, 3.5m, 8m (X = 800m일 때)

* 농도 측정값은 80초의 averaging time으로 평균하여 기록하였다.



Station	x position	y position
G01	-50.00	0.00
G02	100.00	-45.72
G03	100.00	-30.48
G04	100.00	-15.24
G05	100.00	0.00
G06	100.00	15.24
G07	100.00	30.48
G08	100.00	45.72
G20	800.00	-200.00
G21	800.00	-100.00
G22	800.00	0.00
G23	800.00	100.00
G24	800.00	200.00
W01	-1000.00	0.00
W02	-500.00	0.00
W03	-300.00	-100.00
W04	-300.00	100.00
W05	600.00	-200.00
W06	600.00	200.00
W07	1000.00	0.00
W08	1500.00	0.00
W09	2800.00	0.00
W11*	0.00	-100.00
W12*	0.00	100.00

그림21. Desert Tortoise 실험 농도 측정 장치 분포

3) 실험 조건

표5. Desert Tortoise 실험 조건

Test	Spill Rate	Tank Temp	Tank Pressure	Duration	Mean Wind Speed	Atmospheric Stability Class	Ambient Temp	Dew-point Temp
	(m^3/min)	(℃)	(psia)	(sec)	(m/s)	-	(℃)	(℃)
1	7.0	-	197	126	7.4	D	29.3	-1.8
2	10.3	-	204	255	5.7	D	30.5	3.2
3	11.7	-	206	166	7.4	D	33.0	3.4
4	9.5	-	203	381	4.5	E	33.1	7.8

4) 실험 결과

Desert Tortoise실험이 실행된 미국 Nevada주의 Frenchman Flat은 주변지형이 거의 없이 완벽한 평지에 가까우며, 풍향 또한 거의 일정한 곳으로, 실험당시에도 큰 변동 없이 바람의 방향이 거의 일정하였다.

따라서 이번 Phast 모델값 검증에는 실험 Data 중 Downwind Distance상에 있는 센서들인 'g05'(Downwind distance 100m 지점)와 'g22' (Downwind distance

800m 지점)만의 Data를 이용하여 결과를 나타내었다.

또한 Goldfish 실험과는 달리 DT1~4의 실험조건들이 크게 다르지 않으므로, DT1을 대표로 선정하였다. 실험별 확산농도 데이터는 모두 **[부록2]**에 첨부하였고, 확산 양상을 이해하기 위해 DT1의 실험결과를 아래에 도시한다.

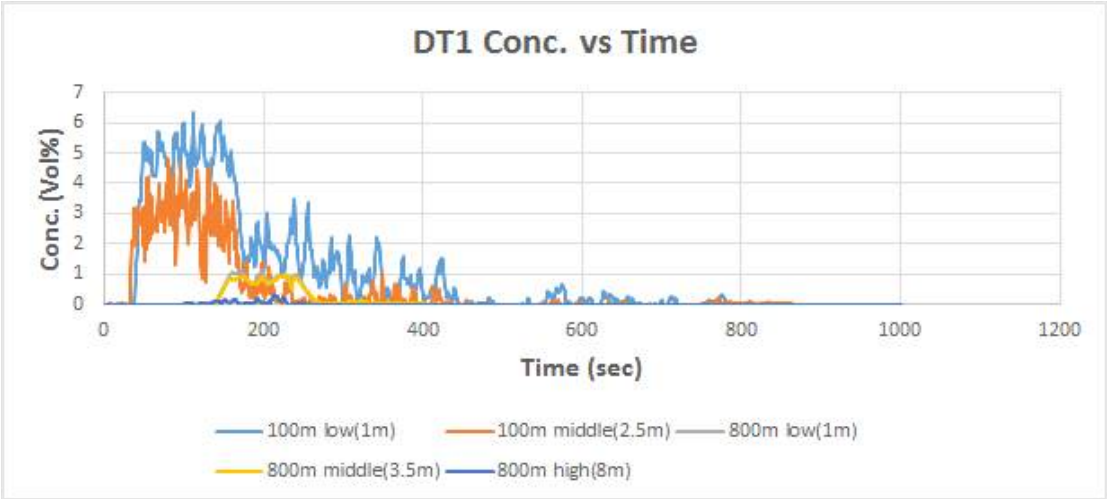


그림22. Desert Tortoise 실험 확산 농도 그래프[2)]

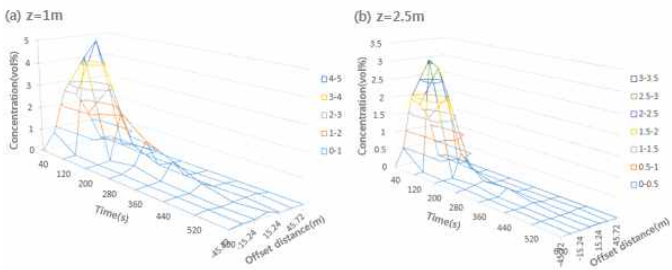


그림23. Desert Tortoise 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=100m)

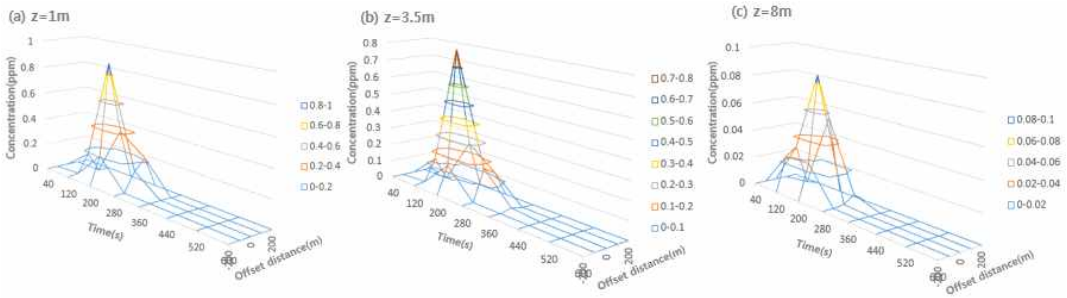


그림24. Desert Tortoise 실험 확산 농도 그래프(downwind distance=800m)

2) DT실험 결과는 GF실험과 달리 Averaging time을 바탕으로 농도를 평균내지 않고 1초 단위로 Raw data를 제공하므로, 그래프와 같이 상당히 많은 노이즈가 생긴다. 따라서 추후 Phast 모델과의 비교·검증 단계에서는, 노이즈를 제거한 후 시간(averaging time=80s)에 따라 구간별 평균내어 비교한다.

2.2. 상용 프로그램 시뮬레이션 결과

2.2.1. ALOHA

1) Input data

표6. Goldfish 실험 ALOHA 입력값

Location	GoldFish, NEVADA in US				
elevation	960m				
latitude	Deg.	36	Min.	48	N
longitude		115		57.4	W
Chemicals	Hydrogen Fluoride				
Wind speed	5.6 m/s				
Wind form	270				
Measurement height	3 m				
Roughness	0.3cm				
Select cloud cover	3				
Air temperature	37 'c				
Stability class	D				
Inversion height	no inversion				
Humidity	4.9				
Release rate	30.2 kg/s				
Release duration	2.05 min				
Source height	1m				

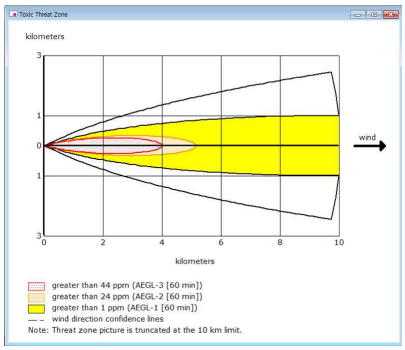
표7. Desert Tortoise 실험 ALOHA 입력값

Location	Desert Tortoise, NEVADA in US				
elevation	960m				
latitude	Deg.	36	Min.	48	N
longitude		115		57.4	W
Chemicals	AMMONIA				
Wind speed	7.42 m/s				
Wind form	267.3				
Measurement height	2.5 m				
Roughness	0.3cm				
Select cloud cover	3				
Air temperature	29.3 'c				
Stability class	D				
Inversion height	no inversion				
Humidity	13.2				
Release rate	81 kg/s				
Release duration	2.35 min				
Source height	1m				

2) Output data

GF와 DT의 실험조건에서의 ALOHA 농도 결과를 Toxic Threat Zone과 농도별 AEGL 위험기준으로 시각화된 그래프를 입력한다.

(a) z=3m



(b) z=8m

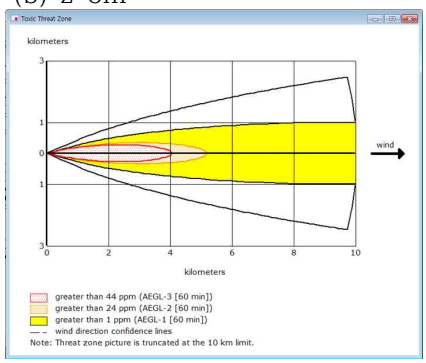
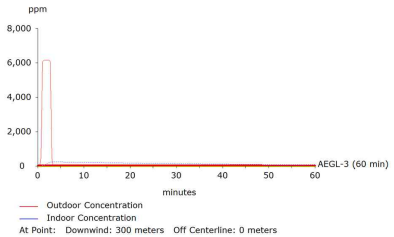
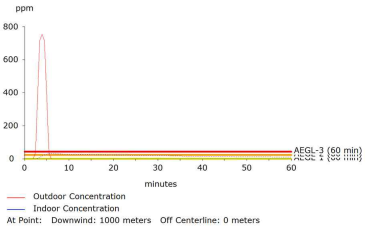


그림25. Goldfish 실험 ALOHA Toxic Threat Zone 그래프(downwind distance=100m)

(a) x=300m



(b) x=1000m



(c) x=3000m

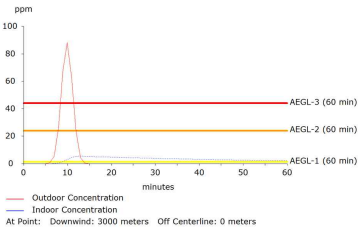
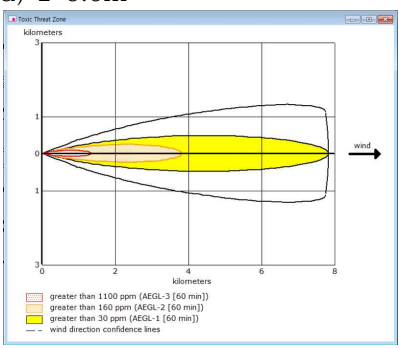


그림26. Goldfish 실험 ALOHA 농도별 AEGL 위험기준 그래프

(a) z=3.5m



(b) z=8m

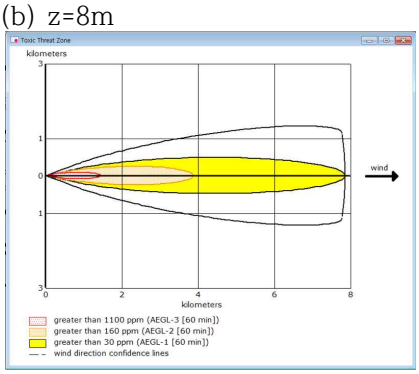
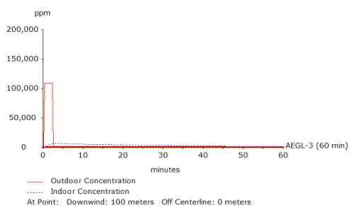


그림27. DT 실험 ALOHA Toxic Threat Zone 그래프(downwind distance=800m)

(a) x=300m



(b) x=1000m

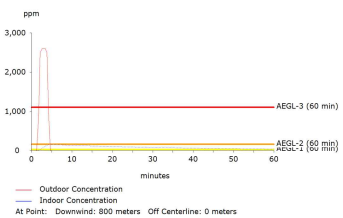


그림28. DT 실험 ALOHA 농도별 AEGL 위험기준 그래프

2.2.2. PHAST

1) Input data

PHAST의 확산 시뮬레이션은 지리·기상 정보를 변환 한 후 해당 지점에 저장탱크 조건을 입력하여 시뮬레이션을 수행하면, Source에서의 Discharge 계산, 누출 후의 Dispersion 계산 후 확산된 농도에 대한 Effect(Toxic, Radiation, Explosion)를 계산하는 과정으로 진행된다.(Consequence analysis)

GF와 DT 실험은 모두 미국 네바다주의 Frenchman Flat에서 수행되었기 때문에 해당 지역의 지리정보를 이용하여 아래 그림과 같이 프로그램에서 변환하였다. 반면, 두 실험에서 다루고 있는 불산(Toxic)과 암모니아(Toxic and Flammable)는 서로 물리화학적 성질이 다르고, 저장·누출조건 및 기상정보가 다르기 때문에 서로 다른 Consequence analysis 결과가 도출된다.

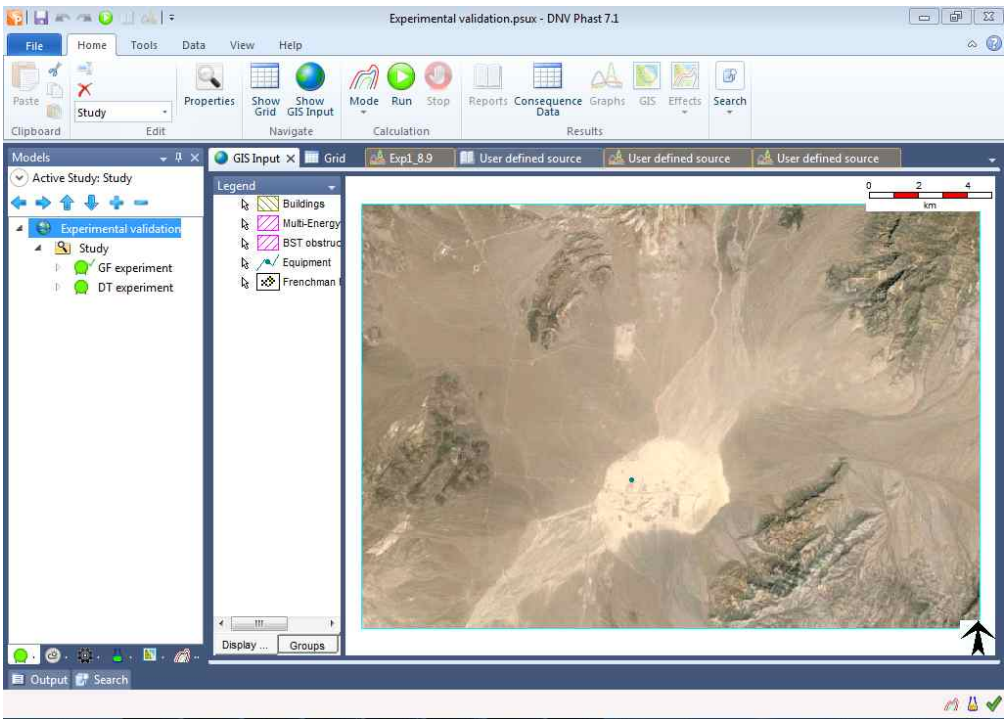


그림29. PHAST 내에서 GF, DT 실험의 지리정보 변환

GF 실험의 불산(HF)과 DT 실험의 암모니아는 모두 압축 액체로 저장되어 있다가 Short pipe를 통해 누출되므로 PHAST 내의 equipment 중 Pressure Vessel( )을 이용하였다. 기상정보는 각각의 실험마다 다르므로, 풍속과 대기안정도, 상대습도 등 서로 다른 기상정보를 변환하여 별도로 계산을 수행하였다. GF 실험(GF1, GF2, GF3)과 DT 실험(DT1, DT2, DT3, DT4)의 입력값은 아래 표와 같다.

표8. Goldfish 실험 PHAST 입력값

Series	Goldfish
Substance	Hydrogen fluoride
Release type	Continuous
Release height, m	1.263
Jet type	Horizontal
Dispersing surface	Land
Surface roughness length, m	0.0002
Ref. height for wind speed, m	2
Ref. height for air temp, m	2
Stability class	D
Solar flux, W/m^2	500
Bund diameter, m	0
Averaging time, s	66.6

GF1	GF2	GF3	
27.14	10.26	10.07	Release rate, kg/s
125	360	360	Duration, s
41.1	41.7	42.2	Release velocity, m/s
0.86	0.88	0.87	Discharge liquid mass fraction
5.6	4.2	5.4	Wind speed at ref. height, m/s
310.4	309.4	310	Ambient temperature, K
0.0562	0.126	0.35	Relative humidity
101325	101325	101325	Atmospheric pressure, N/m^2
310.4	309.4	310	Dispersing surface temp, K
0.117	0.111	0.113	Droplet diameter, mm

표9. Desert Tortoise 실험 PHAST 입력값

Series	Desert Tortoise
Substance	Anhydrous Ammonia
Release type	Continuous
Release height, m	0.79
Jet type	Horizontal
Dispersing surface	Dry Soil
Surface roughness length, m	0.003
Ref. height for wind speed, m	2
Ref. height for air temp, m	2.46
Stability class	D
Solar flux, W/m^2	500
Bund diameter, m	0
Averaging time, s	80

DT1	DT2	DT3	DT4	
80	112	130.7	96.7	Release rate, kg/s
126	255	166	381	Duration, s
90.3	72.7	59	60	Release velocity, m/s
0.82	0.82	0.803	0.795	Discharge liquid mass fraction
7.42	5.8	7.6	4.64	Wind speed at ref. height, m/s
302	304	307.05	306.9	Ambient temperature, K
0.132	0.175	0.148	0.213	Relative humidity
90888	90990	90586	90280	Atmospheric pressure, N/m^2
304.8	304	304.8	304	Dispersing surface temp, K
0.051	0.079	0.122	0.119	Droplet diameter, mm

2) Output data – Dispersion calculation

프로그램의 확산 계산 결과 값은 [부록4]에 정리하고, '3. 상용프로그램 모델 검증 및 비교분석' 단락에서 자세히 분석하도록 한다. 본 단락에서는 GF와 DT의 실험조건에서의 PHAST 농도 결과 값을 GIS그래프와 Maximum concentration footprint로 시각화된 그래프를 입력한다.

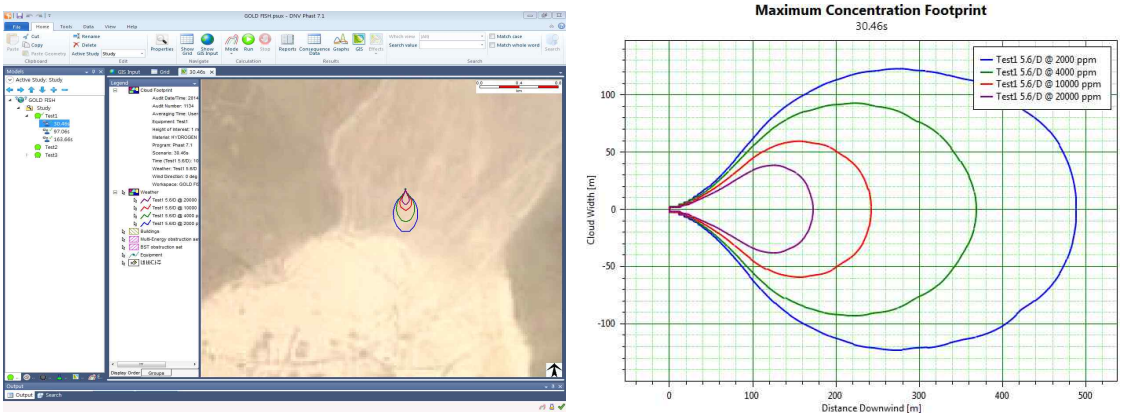


그림30. Goldfish 실험 PHAST 결과

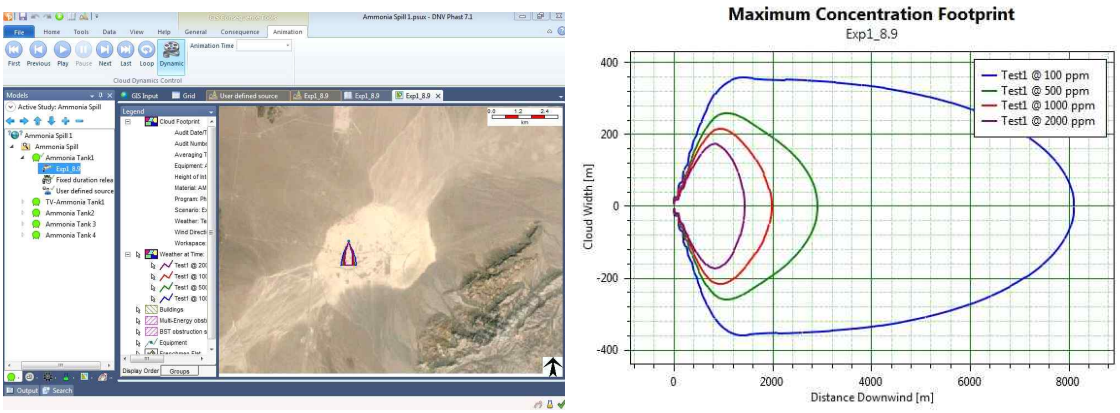


그림31. Desert Tortoise 실험 PHAST 결과

2.2.3. FLACS

1) Input data

표10. Desert Tortoise 실험 FLACS 입력값

SINGLE_FIELD_VARIABLES		
Pool depth	1	(m)
Toxic concentration	1	(mg/m3)
xH3N	1	(-)
Pressure	1	(barg)
Fuel mole fraction	1	(m3/m3)
Temperature	1	(K)
Velocity vector	3	(m/s)
Velocity component x-direction	0	(m/s)
Velocity component y-direction	0	(m/s)
Velocity component z-direction	0	(m/s)
Panel average pressure	1	(Pa)
Panel average drag	1	(Pa)

MONITOR_POINTS

number	downwind distance (m)	crosswind distance (m)	measurement height (m)	number	downwind distance (m)	crosswind distance (m)	measurement height (m)
1	100	-45.72	1	19	100	15.24	1
2	100	-45.72	2.5	20	100	15.24	2.5
3	100	-45.72	6	21	100	15.24	6
4	100	-30.48	1	22	800	0	1
5	100	-30.48	2.5	23	800	0	3.5
6	100	-30.48	6	24	800	0	8.5
7	100	-15.24	1	25	800	-100	1
8	100	-15.24	2.5	26	800	-100	3.5
9	100	-15.24	6	27	800	-100	8.5
10	100	0	1	28	800	-200	1
11	100	0	2.5	29	800	-200	3.5
12	100	0	6	30	800	-200	8.5
13	100	45.72	1	31	800	100	1
14	100	45.72	2.5	32	800	100	3.5
15	100	45.72	6	33	800	100	8.5
16	100	30.48	1	34	800	200	1
17	100	30.48	2.5	35	800	200	3.5
18	100	30.48	6	36	800	200	8.5

PRESSURE_RELIEF_PANELS			
NAME	Panel #		
POSITION	3	-10	0
SIZE	0	20	20
MATERIAL	60		
PANEL_SUBSIZES	0	0	

SINGLE_FIELD_SCALAR_TIME_OUTPUT	
NPP	1
NPDRAG	1

SIMULATION_AND_OUTPUT_CONTROL	
TSTART	-1
TMIN	-1
TMAX	1000
LAST	-1
LOAD	-1
CFLC	10
CFLV	1

SCALE	1		
MODD	1		
DTPLOT	2.5		
GRID	CARTESIAN		
INCOMPRESSIBLE	0		
WALLF	1		
HEAT_SWITCH	0		
BOUNDARY_CONDITIONS			
XLO	WIND		
WIND_SPEED	4.51		
WIND_DIRECTION	1	0	0
RELATIVE_TURBULENCE_INTENSITY	0		
TURBULENCE_LENGTH_SCALE	0		
WIND_BUILDUP_TIME	0		
XHI	NOZZLE		
YLO	WIND		
WIND_SPEED	4.51		
WIND_DIRECTION	1	0	0
RELATIVE_TURBULENCE_INTENSITY	0		
TURBULENCE_LENGTH_SCALE	0		
WIND_BUILDUP_TIME	0		
YHI	WIND		
WIND_SPEED	4.51		
WIND_DIRECTION	1	0	0
RELATIVE_TURBULENCE_INTENSITY	0		
TURBULENCE_LENGTH_SCALE	0		
WIND_BUILDUP_TIME	0		
ZLO	NOZZLE		
ZHI	WIND		
WIND_SPEED	4.51		
WIND_DIRECTION	1	0	0
RELATIVE_TURBULENCE_INTENSITY	0		
TURBULENCE_LENGTH_SCALE	0		
WIND_BUILDUP_TIME	0		
INITIAL_CONDITIONS			
UP-DIRECTION	0	0	1
GRAVITY_CONSTANT	9.8		
CHARACTERISTIC_VELOCITY	4.51		
RELATIVE_TURBULENCE_INTENSITY	0		
TURBULENCE_LENGTH_SCALE	0		
TEMPERATURE	28.83		
AMBIENT_PRESSURE	90861		
AIR	NORMAL		
GROUND_HEIGHT	0		
GROUND_ROUGHNESS	0.003		
REFERENCE_HEIGHT	2		
CANOPY_HEIGHT	0		
LATITUDE	36.48		
SURFACE_HEAT_P1	0	0	0
SURFACE_HEAT_P2	0	0	0
MEAN_SURFACE_HEAT_FLUX	0		
PASQUILL_CLASS	D		
GROUND_ROUGHNESS_CONDITION	RURAL		
GAS_COMPOSITION_AND_VOLUME			
POSITION_OF_FUEL_REGION	0	0	0
DIMENSION_OF_FUEL_REGION	0	0	0
VOLUME_FRACTIONS			
AMMONIA	1		

LEAKS

GENERAL:

gas	type	=	GENERIC (W=17.03, KAPPA=1.310)	GENERIC (W=17.03, KAPPA=1.310)	GENERIC (W=17.03, KAPPA=1.310)	GENERIC (W=17.03, KAPPA=1.310)
mole	weight	=	17.03	kg/kmol		
heat	ratio,	kappa	=	Cp/Cv	=	1.31
critical	pressure	ratio	=	0.544	-	

RESERVOIR:

critical	pressure	=	0.755	barg
pressure	=	12.4	barg	
temperature	=	-33	C	
density	=	11.344	kg/m3	
volume	=	41.5	m3	
initial	mass	=	470.757	kg

MACH:

speed	of	sound,	M=0	=	391.911	m/s
speed	of	sound,	M=1	=	364.667	m/s
pressure,	M=1	=	6.334	barg		
temperature,	M=1	=	-65.228	C		
density,	M=1	=	7.126	kg/m3		
maximum	velocity	=	995.454	m/s		

NOZZLE:

effective	diameter	=	74.678	mm
effective	area	=	4380.048	mm2
discharge	coefficient	=	0.85	-
sonic	massflow	=	11.383	kg/s
jet	force	=	6925.324	N

ATMOSPHERIC:

pressure	=	0.9	bara
temperature	=	15	C
density	=	0.64	kg/m3
TYPE	JET		
POSITION	0	0	0.79
SIZE	0	0	0
START_TIME	0		
DURATION	126		

OUTLET

AREA	0.06779		
MASS_FLOW	11.383		
VELOCITY	209.09		
RELATIVE_TURBULENCE_INTENSITY	0.1		
TURBULENCE_LENGTH_SCALE	0.029379		
TEMPERATURE	-43.6		
DIRECTION_COSINES	0	0	0

VESSEL

PRESSURE	0
TEMPERATURE	0
VOLUME	0
HEAT_EXCHANGE_COEFFICIENT	0
WALL_TEMPERATURE	0

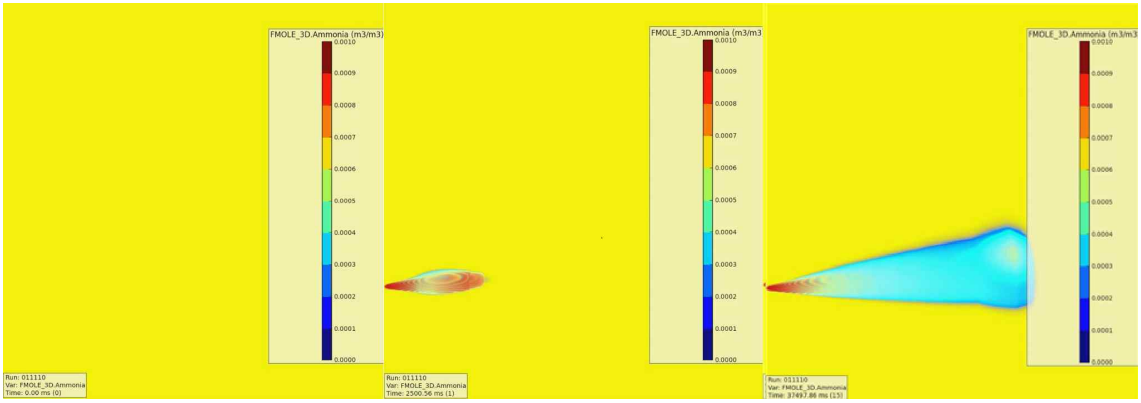
IGNITION

POSITION_OF_IGNITION_REGION	0	0	0
TIME_OF_IGNITION	999999		

2) Output data – Dispersion calculation

DT의 실험조건에서의 FLACS 농도 결과를 아래 그림과 같이 Geometry에 대해 3D 동영상(캡처화면)으로 시간에 따른 농도변화를 입력한다.

(a) Time=0s (b) Time=2.5s (c) Time=37.5s



(a) Time=132.5s (b) Time=137.5s (c) Time147.5=s

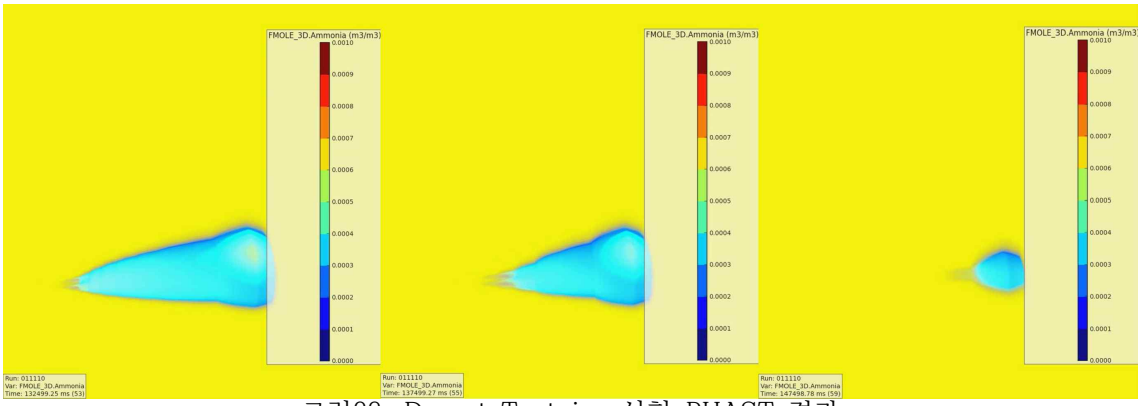


그림32. Desert Tortoise 실험 PHAST 결과

2.3. 상용 프로그램 모델 검증 및 비교분석

2.3.1. 프로그램 모델 검증

1) 모델 검증 방법

■ 모델 검증을 위한 계산 값

(a) Centerline concentration, c(x,0,z_cld), and concentration at a specified height H, c(x,0,H) as a function of downwind distance, x(m)
(b) Centerline height, z_cld(m) as a function of x(m)
(c) Cloud width and cloud depth, $H_{eff}(1+h_d)$, (m) as a function of x(m)
(d) Vapor and liquid temperature(K) as a function of x(m)

■ 모델 성능의 통계학적 평가

: 모델 예측값(predicted data)의 정확도를 실험값(observed data)을 이용하여 평가

▪ **For <Single experiment> with N data points**

$x_o = [x_{o1}, x_{o2}, \cdots, x_{oN}]$: array of observed data
$x_p = [x_{p1}, x_{p2}, \cdots, x_{pN}]$: array of predicted data

* Geometric mean bias, $MG = \exp(\overline{\ln x_o} - \overline{\ln x_p}) = \exp(\overline{\ln \frac{x_o}{x_p}}) = \exp[\frac{1}{N}\sum_{i=1}^{N} \ln(\frac{x_{oi}}{x_{pi}})]$

* Geometric variance, $VG = \exp[\overline{(\ln x_o - \ln x_p)^2}] = \exp[\overline{\ln(\frac{x_o}{x_p})^2}] = \exp[\frac{1}{N}\sum_{i=1}^{N} \ln(\frac{x_{oi}}{x_{pi}})^2]$

▪ **For <M_multiple experiment>**

for experiment j(j=1,⋯,M),
$x_{oj} = [x_{o1j}, x_{o2j}, \cdots, x_{oNj}]$: array of observed data
$x_{pj} = [x_{p1j}, x_{p2j}, \cdots, x_{pNj}]$: array of predicted data

* $MG_{tot} = \exp[\frac{1}{N_{tot}}\sum_{j=1}^{M}\sum_{i=1}^{N_j} \ln(\frac{x_{oij}}{x_{pij}})] = \prod_{j=1}^{M} \exp[\frac{1}{N_j}\sum_{i=1}^{N_j} \ln(\frac{x_{oij}}{x_{pij}})]^{\frac{N_j}{N_{tot}}} = \prod_{j=1}^{M} MG_j^{\frac{N_j}{N_{tot}}}$

* $VG_{tot} = \exp[\frac{1}{N_{tot}}\sum_{j=1}^{M}\sum_{i=1}^{N_j} \ln(\frac{x_{oij}}{x_{pij}})^2] = \prod_{j=1}^{M} \exp[\frac{1}{N_j}\sum_{i=1}^{N_j} \ln(\frac{x_{oij}}{x_{pij}})^2]^{\frac{N_j}{N_{tot}}} = \prod_{j=1}^{M} VG_j^{\frac{N_j}{N_{tot}}}$

FAC2(Factor of 2)는 모델 예측값이 실험값의 0.5배에서 2배 사이의 평균농도 값을 갖는 기준을 의미한다. 즉, MG 값이 0.5와 2.0 사이의 값을 갖는다.
마찬가지로, VG값이 1.6 정도가 되면 FAC2 기준 내에서 데이터들이 분포하고 있음을 나타낸다.

2) 모델 검증 결과 (검증 데이터는 [부록4]에 첨부)

표11. 상용 프로그램 모델 검증 결과

프로그램	실험	Data points	MG	VG
ALOHA	Goldfish(GF)	38	1.36	4.86
	Desert Tortoise(DT)	43	0.96	6.26
PHAST	Goldfish(GF)	48	0.76	2.05
	Desert Tortoise(DT)	32	1.48	4.55
FLACS	Desert Tortoise(DT)	96	1.08	1.00

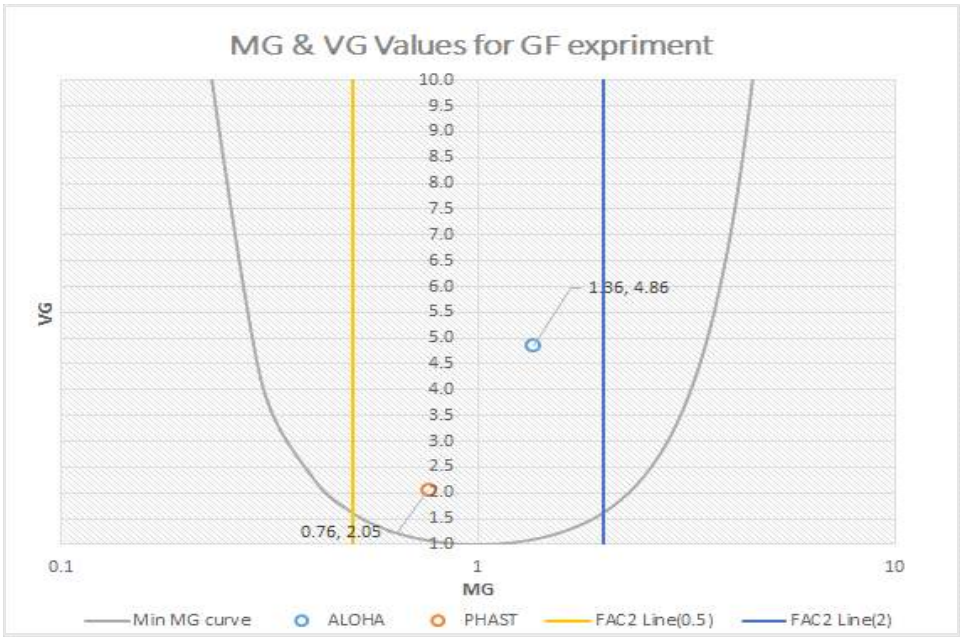


그림33. Goldfish 실험 모델 검증 결과

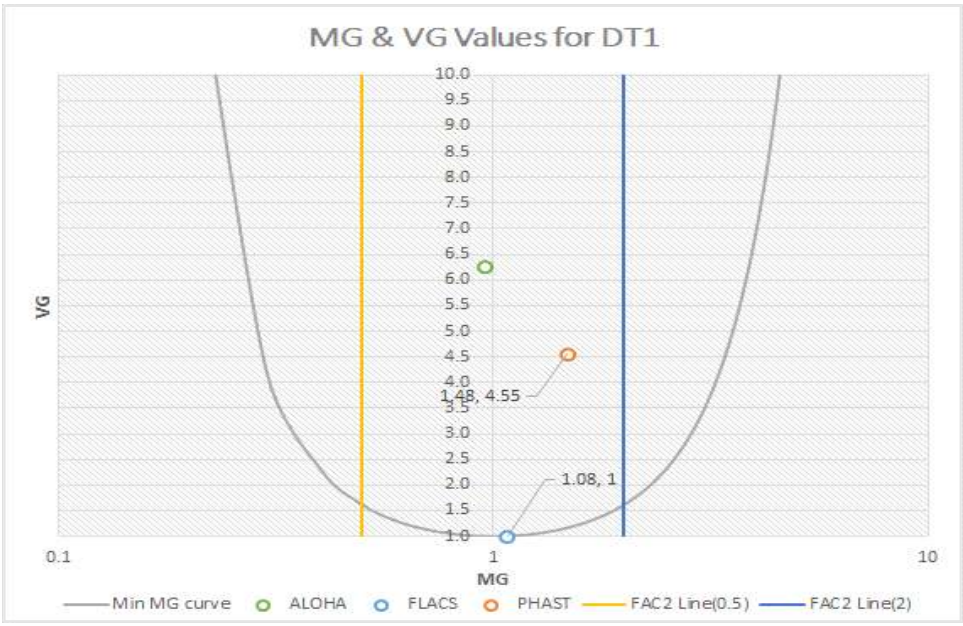


그림34. Desert Tortoise 실험 모델 검증 결과

2.3.2. 프로그램 비교분석 (SWOT)

SWOT은 Strength (강점) / Weakness (약점) / Opportunity (기회) / Threat (위협) 으로 구성되어 있다. 이 중 강점과 약점은 내부환경 분석을 통해 도출된 결과이고, 기회와 위협은 외부환경 분석을 통해 얻어낸 결과이다.

■ 강점(Strength)

(a) 사고 시뮬레이션
: Phast는 가스 확산, 폭발, 화재를 시뮬레이션하고 위험성을 평가하는 프로그램이며, FLACS는 가스 확산, 폭발, 화재를 3D로 시뮬레이션하고 폭발에 특화된 프로그램이다. 본 연구가 플랜트 내의 다양한 사고 시나리오를 상정한다는 점에서 사고 시뮬레이션의 역할은 매우 크다.

(b) 실시간 기상정보 지원
: 국내 기상정보를 실시간으로 입력할 수 있다.

■ 약점(Weakness)

(a) 확산 이외의 사고(폭발/화재 등)에 대한 정확도 검증의 어려움
: 본 보고서와 같이 가스 누출 사고를 바탕으로 확산 모델의 정확도는 검증할 수 있었으나, 실제 폭발, 화재 등의 사고 실험은 현실적으로 어렵기 때문에 Radiation heat, Overpressure 등의 계산 정확도를 검증하기 어렵다.

■ 기회(Opportunity)

(a) 정부의 안전 관련 분야 지원
: 정부에서는 유해화학물질관리법, 산업안전보건법, 위험물안전관리법, 고압가스안전관리법, 화학물질관리법 등을 개정 및 강화하고 있어 가스 확산 프로그램의 필요성이 증대되는 추세이다.

■ 위협(Threat)

(a) 연구 및 노하우를 축적한 선진 국제기업과의 경쟁
(b) 안정화된 시장으로의 진출에 의한 위험부담
: DNV사나 GexCon사와 같은 회사가 시장을 지배하고 있고 안전화되어 있기 때문에 해외 시장으로 진출하기 어렵다.
(c) 해외의 실시간 기상정보 적용의 어려움

Ⅲ 결론

본 보고서에서는 사고 시뮬레이션 상용 프로그램인 ALOHA, PHAST, FLACS의 사고 모델을 분석하고, Goldfish 실험과 Desert Tortoise 실험을 바탕으로 시간 및 위치에 따른 확산 농도 값을 비교하여 각 모델의 정확도를 검증하였다.

결과적으로 세 프로그램 모두 Factor of 2 이내의 범위의 정확도를 보였으며, 그 중에서도 CFD 기반의 FLACS 프로그램의 모델 정확도가 가장 높았다. 분석한 세 프로그램의 결과는 향후 개발될 프로그램의 평가 지표로서의 역할을 수행하게 된다.

이외에도 프로그램의 구동 방식과 사용자 환경을 비교하고, 비교 대상들을 총체적으로 분석하여 SWOT 분석을 시도하였다.

결론적으로, 본 연구에서 정압소 모델링 및 시뮬레이션을 수행할 프로그램으로 Excel과의 Interface가 비교적 유연하고, 가장 높은 정확도를 갖는 FLACS를 선정하였다. 그러나 정압소 공정보다 훨씬 더 복잡한 석유화학플랜트의 경우, 3D CFD 계산 시간이 기하급수적으로 증가하기 때문에 그 경우에는 재검토가 필요하다.

부록

1. Downwind distance별 확산농도 데이터 - GF Experiment

(Downwind distance = 300m)

Z=1m	Offset distance(m)								
Time(s)	-60	-45	-30	-15	0	15	30	45	60
30.46	0.4	0.5	32.4	40	1882.4	101.8	474.7	1033.5	2906.5
97.06	0	27	4970.6	15386.7	17135.3	19752.5	19851.6	25473	16844.5
163.66	0.1	1	1849.9	6018	7578.7	7160.7	8679	6365.9	7102.2
230.26	0.5	32.3	392.3	705.4	1948.8	592.2	691.4	331.4	106.4
296.86	11.1	45.5	843.7	896.9	777.9	121.6	760.1	237.6	185
363.46	0.1	1.2	38.9	211.2	387.8	146.5	795.6	418.4	225
430.06	0.2	1	51.9	187.5	116	122.8	304.1	244.8	141
496.66	0.1	1.5	97.9	228.3	273.8	170	472.8	164.6	86.8
563.26	0.5	2.2	29.8	55.6	74.9	244.1	147	177.2	82
629.86	0.5	2.2	29.8	55.6	74.9	244.1	147	177.2	82

Z=3m	Offset distance(m)				
Time(s)	-30	-15	0	15	30
30.46	7.6	4251.5	3894.7	2874.7	2083.8
97.06	1492.8	6604.1	5347.5	6569.4	3987.1
163.66	619.6	2922.6	2357.5	3083.9	3014.3
230.26	275.2	546.8	461.3	438.9	375.4
296.86	494.8	558.8	264.4	40.9	216
363.46	24.6	88.9	177.2	50.1	209.4
430.06	22.8	84.4	89.2	51.2	153.9
496.66	80.7	155.3	811.4	34.2	145.2
563.26	14.1	9999	33.1	82.4	35.6
629.86	14.1	9999	33.1	82.4	35.6

z=8m	Offset distance(m)				
Time(s)	-30	-15	0	15	30
30.46	5.1	1435.2	1875.8	3888.6	3582
97.06	42.2	107.4	953.3	570	422.3
163.66	3.7	7.7	754.8	559.2	359.5
230.26	113.2	7.6	53.9	57.2	2
296.86	162.4	26.1	61.8	27.7	9999
363.46	3.2	17.3	25.5	19.9	39.8
430.06	5.5	11.5	24.6	34.9	49
496.66	47.7	11.8	35.5	22.9	1078
563.26	2.9	5.5	5.9	5.2	5.6
629.86	2.9	5.5	5.9	5.2	5.6

(Downwind distance = 1000m)

Z=1m	Offset distance(m)										
Time(s)	-250	-200	-150	-100	-50	0	50	100	150	200	250
92	44.3	n/a	0.1	0.1	0.1	0.5	1.2	16.3	79.3	87.9	3.2
158	0	0.2	0	0.1	133.9	468.3	1712	3045	3097	1887	950.6
225	0	0.1	0.1	0.1	2.4	493.7	2067	2688	1649	312.9	16.9
292	0	0.1	0.3	13.4	53.4	150.4	188	240.5	75.2	5.8	3.2
358	0.2	0.1	0.1	8.9	44.2	26.7	79.3	105.7	82.7	11	5.4
425	0.1	0	0.1	0.1	16.9	38.5	55.1	108.1	81	36.2	7.9
491	0	0.1	0.1	0.2	2.9	7.4	30.3	40.2	33.3	26.8	8.1
558	0	0.1	0.1	0.1	1	11.3	45.5	57.9	66.9	5.9	3.1
625	0	0.1	0.1	0.2	1.4	5.2	14.2	28.9	31.5	4.6	2
691	0	0.2	0.2	0.4	1.6	6.6	12	18.6	14.5	4	1.9

Z=3m	Offset distance(m)						
Time(s)	-150	-100	-50	0	50	100	150
92	0	0	0.5	0.7	n/a	60.1	69.7
158	0	0	106.7	340.2	1878.6	2600	2130.4
225	0.1	0.2	2.5	419.6	2057.8	2410.6	1309.3
292	0.4	15.7	38.6	129.4	176.1	217.1	21.4
358	0.1	9	43.2	28.4	70.2	116.1	60.7
425	0	0.1	31.8	14.3	43.6	63.2	55.9
491	0	0.3	2.7	6.8	18.9	44.7	12.2
558	0	0.1	1.1	14.2	36.6	44	69.1
625	0.2	0.2	0.6	4.4	13.1	25.8	n/a
691	0.2	0.5	1.2	5.7	0	15.2	10.8

Z=8m	Offset distance(m)						
Time(s)	-150	-100	-50	0	50	100	150
92	0	0.1	0.6	2.5	14.5	65.5	82.6
158	0.1	0.1	91.5	210	777.5	837	1025.1
225	0	0.2		222.7	1221.5	934.5	931.4
292	0.5	14.9	43.9	86.6	93.8	76.6	28.1
358	0.1	7.3	40.5	14.6	53.7	43.2	40.8
425	0	0.1	30.4	11.7	44.7	39.1	36.5
491	0	0.4	2	7	23	10.6	21.7
558	0	0	2	10.7		32.6	27.3
625	0	0.2	1.6	3.8	10.6	7.6	12.6
691	0.1	0.5	1.3	3.1	5.6	6.5	7.5

(Downwind distance = 3000m)

z=1m	Offset distance(m)										
Time	-750	-600	-450	-300	-150	0	150	300	450	600	750
469.57	0.1	0	0.1	0	0.9	0.5	150.6	410.8	121.9	1.2	24.5
536.17	0.1	0.1	0	0	9.1	0.8	39.5	43.6	3.4	0.1	0.8
602.77	0	0	0.1	0	0.1	0.2	4.3	4.7	1	0	0.6
669.37	0	0	0	0	0	0.2	2.4	3.4	1.4	0.1	0.6
735.97	0	0	0	0	0.1	0.2	1.4	3.6	2.1	0.1	1.1
802.57	0	0	0	0	0	9.1	1.6	5.1	1.9	0	0.8
869.17	0	0	0	0	1	46.1	1.3	2.2	1	0	0.7
935.77	0	0	0	0.1	0.4	1.9	1.1	1.6	0.7	0	0.5
1002.4	0	0	0	0.1	0	0.2	1.1	2.1	0.7	0.1	0.3
1069.0	0	0	0.1	0	0.1	0.5	1.1	1.5	0.7	0.1	0.5

z=8m	Offset distance(m)		
Time	-150	0	150
469.57	4	21.2	127.4
536.17	12.5	43.8	20.1
602.77	0.1	0.6	2.8
669.37	0.1	0.2	1.5
735.97	0.1	0.8	6.8
802.57	0.2	0.5	1.3
869.17	1.4	n/a	1
935.77	0.4	0.5	0.8
1002.4	0.1	0.3	1.2
1069.0	0.1	0.2	1.4

2. Downwind distance별 확산농도 데이터 - DT Experiment

(Downwind distance = 100m)

Z=1m	Offset distance(m)						
Time(s)	-45.72	-30.48	-15.24	0	15.24	30.48	45.72
40	0.005	0.7287	2.56946	2.33465	1.35423	0.05752	0
120	0.00318	0.05722	4.34552	4.99983	2.81617	0.08691	0
200	0.00163	0.03038	0.08731	2.10525	0.54907	0.00727	0.0012
280	0.00296	0.05091	0.28511	1.22586	0.09275	0.00793	0
360	0.00271	0.02692	0.07681	0.77411	0.05275	0.00935	0
440	0.0022	0.04357	0.03428	0.29538	0.04397	0.04245	0
520	0.00055	0.05093	0	0.03962	0.07767	0.09162	0
600	0.0007	0.05681	0.05571	0.17152	0.00023	0.00946	0.0006

Z=6m	Offset distance(m)						
Time(s)	-45.72	-30.48	-15.24	0	15.24	30.48	45.72
40	0	0.489163	1.875438	1.669275	1.244875	0.052475	0.0133
120	0	0.007563	3.100213	2.85285	2.0455	0.038025	0.013425
200	0	0.003	0.010963	0.654525	0.200888	0.002188	0.009638
280	0	0.010013	0.0703	0.112863	0.008588	0.002575	0.012038
360	0	0.003125	0.000163	0.1788	0.016725	0.002838	0.009925
440	0	0.002625	0	0.056925	0.006688	0.020325	0.011763
520	0	0.001625	0	0.002175	0.002188	0.040063	0.0137
600	0	0.001	0.001663	0.013375	0.024475	0.001663	0.010263

(Downwind distance = 800m)

Z=1m	Offset distance(m)				
Time(s)	-200	-100	0	100	200
40	0	0.0001	0.002	0.001	0
120	0	0.0139	0.146863	0.001038	0
200	0	0.210288	0.882438	0.366263	0
280	0	0.002088	0.144575	0.225588	0
360	0	0.001025	0.002888	0.001888	0
440	0	0.001	0.002	0.001025	0
520	0	0.001	0.002	0.001	0
600	0	0.001	0.002	0.001	0

Z=3.5m	Offset distance(m)				
Time(s)	-200	-100	0	100	200
40	0	0	0.001	0.001975	0
120	0	0.010575	0.135163	0.002025	0
200	0	0.158413	0.799763	0.25885	0
280	1.25E-05	0.001388	0.179538	0.1404	0
360	0	0.001	0.015175	0.002	0
440	0	0.000875	0.00165	0.002	0
520	0	0.000025	0.0011	0.002	0
600	0	0	0.001	0.002	0.000263

Z=8m	Offset distance(m)				
Time(s)	-200	-100	0	100	200
40	0	0	0	0	0
120	0	0.024388	0.029975	0.00245	0
200	0	0.02545	0.0854	0.054725	0
280	0	0	0.001025	0.006088	0
360	0	0	0	0	0
440	0	0	0	0	0
520	0	0	0	0	0
600	0	0	0	0	0

3. Model Validation – GF Experiment

<ALOHA validation – GF experiment>

Time(s)	X(m)	Y(m)	Z(m)	Co	Cp	ln(Co/Cp)	{ln(Co/Cp)}^2
43.74	300	0	3	1050	5347.5	-1.62784	2.64986
50.22	300	0	3	2400	5347.5	-0.80116	0.641858
54.18	300	0	3	4370	5347.5	-0.20187	0.04075
60.6	300	0	3	6050	5347.5	0.123429	0.015235
63	300	0	3	5600	5347.5	0.046137	0.002129
81.6	300	0	3	6150	5347.5	0.139823	0.01955
139.8	300	0	3	6150	2357.5	0.95885	0.919394
160.8	300	0	3	5850	2357.5	0.90884	0.82599
165.6	300	0	3	4560	461.3	2.291029	5.248815
171	300	0	3	3390	461.3	1.994537	3.978176
180.6	300	0	3	2140	461.3	1.534513	2.354729
183.6	300	0	3	1030	461.3	0.803265	0.645235
190.8	300	0	3	250	461.3	-0.61259	0.375264
204	300	0	3	78.2	461.3	-1.77478	3.14984
262.8	300	0	3	57.1	264.4	-1.53266	2.349044
320.4	300	0	3	50.1	177.2	-1.26326	1.595821
403.2	300	0	3	43	89.2	-0.72968	0.532434
501.6	300	0	3	36	56.7	-0.45426	0.206348
574.8	300	0	3	29	33.1	-0.13224	0.017487
145.2	1000	0	3	35	340.2	-2.27419	5.17192
154.8	1000	0	3	115	340.2	-1.0846	1.176361
161.4	1000	0	3	238	419.6	-0.56703	0.321524
172.8	1000	0	3	346	419.6	-0.19286	0.037196
182.4	1000	0	3	447	419.6	0.063257	0.004001
189	1000	0	3	548	419.6	0.266973	0.071275
198	1000	0	3	646	419.6	0.431498	0.18619
200.4	1000	0	3	714	419.6	0.531581	0.282578
214.2	1000	0	3	731	419.6	0.555112	0.308149
235.2	1000	0	3	753	129.4	1.761157	3.101673
255.6	1000	0	3	730	129.4	1.730136	2.993371
271.8	1000	0	3	691	129.4	1.675231	2.8064
278.4	1000	0	3	590	129.4	1.517214	2.301939
285.6	1000	0	3	481	129.4	1.312959	1.723861
299.4	1000	0	3	353	28.4	2.520079	6.350798
308.4	1000	0	3	235	28.4	2.113196	4.465599
319.8	1000	0	3	141	28.4	1.602371	2.567592
327	1000	0	3	54.4	28.4	0.649975	0.422468
343.2	1000	0	3	17.8	28.4	-0.46719	0.218267

<PHAST validation – GF experiment>

Time(s)	X(m)	Y(m)	Z(m)	Xo(ppm)	Xp(ppm)	Xo/Xp	ln(Xo/Xp)	{ln(Xo/Xp)}^2
97.06	300	-30	1	4970.6	5974	0.832039	-0.18388	0.03381
97.06	300	-15	1	15386.7	6290	2.446216	0.894542	0.800206
97.06	300	0	1	17135.3	6398	2.678228	0.985155	0.970531
97.06	300	15	1	19752.5	6290	3.140302	1.144319	1.309466
97.06	300	30	1	19851.6	5974	3.323	1.200868	1.442084
97.06	300	-30	3	1492.8	4878	0.306027	-1.18408	1.40205
97.06	300	-15	3	6604.1	5135	1.286095	0.251611	0.063308
97.06	300	0	3	5347.5	5224	1.023641	0.023366	0.000546
97.06	300	15	3	6569.4	5135	1.279338	0.246343	0.060685
97.06	300	30	3	3987.1	4878	0.817364	-0.20167	0.040671
97.06	300	0	8	953.3	1296	0.735571	-0.30711	0.094315
97.06	300	15	8	570	1274	0.44741	-0.80428	0.646867
97.06	300	30	8	422.3	1210	0.349008	-1.05266	1.108092
163.66	300	-30	1	1849.9	5974	0.309659	-1.17229	1.374252
163.66	300	-15	1	6018	6290	0.956757	-0.04421	0.001954
163.66	300	0	1	7578.7	6398	1.184542	0.169356	0.028682
163.66	300	15	1	7160.7	6290	1.138426	0.129647	0.016808
163.66	300	30	1	8679	5974	1.452795	0.37349	0.139494
163.66	300	-15	3	2922.6	5135	0.569153	-0.56361	0.317652
163.66	300	0	3	2357.5	5224	0.451283	-0.79566	0.633077
163.66	300	15	3	3083.9	5135	0.600565	-0.50988	0.259983
163.66	300	30	3	3014.3	4878	0.617938	-0.48137	0.231715
163.66	300	0	8	754.8	1296	0.582407	-0.54059	0.292232
163.66	300	15	8	559.2	1274	0.438932	-0.82341	0.678003
163.66	300	30	8	359.5	1210	0.297107	-1.21366	1.472974
225.47	1000	0	1	493.7	442	1.116968	0.110618	0.012236
225.47	1000	200	1	312.9	222	1.409459	0.343206	0.117791
225.47	1000	0	3	419.6	439	0.955809	-0.0452	0.002043
225.47	1000	0	8	222.7	417	0.534053	-0.62726	0.393456
225.47	1000	50	8	1221.5	399	3.061404	1.118873	1.251878
225.47	1000	100	8	934.5	350	2.67	0.982078	0.964478
225.47	1000	150	8	931.4	283	3.291166	1.191242	1.419057
292.07	1000	0	1	150.4	442	0.340271	-1.07801	1.162109
292.07	1000	50	1	188	423	0.444444	-0.81093	0.657608
292.07	1000	100	1	240.5	372	0.646505	-0.43617	0.190248
292.07	1000	150	1	75.2	300	0.250667	-1.38363	1.914435
292.07	1000	0	3	129.4	439	0.294761	-1.22159	1.492285
292.07	1000	50	3	176.1	420	0.419286	-0.8692	0.755513
292.07	1000	100	3	217.1	369	0.588347	-0.53044	0.281365
469.57	3000	150	1	150.6	70.2	2.145299	0.763279	0.582595
469.57	3000	0	8	21.2	83.9	0.252682	-1.37562	1.892343
469.57	3000	150	8	127.4	69.8	1.825215	0.601698	0.36204
536.17	3000	150	1	39.5	70.2	0.562678	-0.57505	0.33068
536.17	3000	300	1	43.6	40.4	1.079208	0.076227	0.005811
536.17	3000	450	1	3.4	16	0.2125	-1.54881	2.398823
536.17	3000	-150	8	12.5	69.8	0.179083	-1.71991	2.958074
536.17	3000	0	8	43.8	83.9	0.52205	-0.64999	0.422489
536.17	3000	150	8	20.1	69.8	0.287966	-1.24491	1.549811

4. Model Validation – DT Experiment

<ALOHA validation – DT experiment>

Time(s)	X(m)	Y(m)	Z(m)	Cp	Co	ln(Co/Cp)	{ln(Co/Cp)}^2
52	100	0	2.5	19.48212649	2.476	-2.0628531	4.255363
95	100	0	2.5	19.02505695	4.701	-1.39798165	1.954353
137	100	0	2.5	19.21177733	3.046	-1.84169424	3.391838
151	100	0	2.5	2.353982301	1.998	-0.16396181	0.026883
207	100	0	2.5	0.159024705	1.119	1.951131139	3.806913
302	100	0	2.5	0.154955364	0.429	1.018319815	1.036975
353	100	0	2.5	0.098767434	0.049	-0.70094764	0.491328
592	100	0	2.5	0.086232754	0.012	-1.97214344	3.88935
76	800	0	3.5	0.00093026	0.001	0.072291441	0.005226
79	800	0	3.5	0.010904376	0.001	-2.38916418	5.708105
142	800	0	3.5	0.470746126	0.167	-1.03632512	1.07397
161	800	0	3.5	0.483876143	0.809	0.513969946	0.264165
178	800	0	3.5	0.485043422	0.817	0.521400677	0.271859
199	800	0	3.5	0.486844229	0.914	0.629886357	0.396757
213	800	0	3.5	0.478062861	0.804	0.519857037	0.270251
218	800	0	3.5	0.470220236	0.881	0.627856453	0.394204
230	800	0	3.5	0.463332801	0.957	0.725357803	0.526144
232	800	0	3.5	0.431366209	0.846	0.673561958	0.453686
238	800	0	3.5	0.390616023	0.8	0.716886689	0.513927
241	800	0	3.5	0.349151457	0.878	0.922140792	0.850344
244	800	0	3.5	0.303987138	0.818	0.989876944	0.979856
249	800	0	3.5	0.268769107	0.604	0.809721525	0.655649
251	800	0	3.5	0.237230274	0.495	0.735526474	0.540999
254	800	0	3.5	0.17882163	0.45	0.922858752	0.851668
263	800	0	3.5	0.153225284	0.17	0.103889157	0.010793
265	800	0	3.5	0.103269667	0.131	0.237853634	0.056574
268	800	0	3.5	0.076105621	0.089	0.156514241	0.024497
274	800	0	3.5	0.055363636	0.027	-0.71808613	0.515648
279	800	0	3.5	0.02726978	0.01	-1.00319402	1.006398
284	800	0	3.5	0.005475426	0.007	0.245640106	0.060339
285	800	0	3.5	0.000752636	0.006	2.07593324	4.309499
394	800	0	3.5	0.000753491	0.004	1.669332044	2.786669
481	800	0	3.5	0.000752636	0.002	0.977320951	0.955156
559	800	0	3.5	0.000752636	0.001	0.28417377	0.080755
660	800	0	3.5	6.99951E-05	0.001	2.659329556	7.072034
870	800	0	3.5	6.99951E-05	0.001	2.659329556	7.072034
138	800	0	8	0.495008052	0.081	-1.81012487	3.276552
148	800	0	8	0.514304207	0.071	-1.98013506	3.920935
157	800	0	8	0.534951456	0.047	-2.43202841	5.914762
165	800	0	8	0.54375	0.134	-1.40064978	1.96182
188	800	0	8	0.546036881	0.048	-2.43148551	5.912122
215	800	0	8	0.539836878	0.252	-0.76183793	0.580397
226	800	0	8	0.529883405	0.224	-0.86101094	0.74134

<PHAST validation – DT experiment>

Time(s)	X(m)	Y(m)	Z(m)	Co(ppm)	Cp(ppm)	Co/Cp	ln(Co/Cp)	{ln(Co/Cp))^2
41	100	0	1	4.2401	5.175489	0.819265	-0.199347	0.039739228
85	100	0	1	5.003725	6.145351	0.814229	-0.205513	0.042235695
117	100	0	1	4.156625	6.699890	0.620401	-0.477387	0.227899069
152	100	0	1	2.7866	0.593913	4.691925	1.545843	2.389630751
179	100	0	1	1.8074	0.467357	3.867274	1.352549	1.829391187
210	100	0	1	1.653875	0.404091	4.092819	1.409234	1.985940685
244	100	0	1	1.408475	0.364533	3.863777	1.351645	1.826945269
400	100	0	1	0.38885	0.150510	2.583547	0.949163	0.9009114
41	100	0	2.5	2.889537	0.929534	3.108586	1.134168	1.286337535
85	100	0	2.5	2.917037	1.089834	2.676586	0.984542	0.969323877
117	100	0	2.5	2.164462	1.165166	1.857642	0.619308	0.383542469
152	100	0	2.5	1.121812	0.495833	2.262476	0.816460	0.666606988
179	100	0	2.5	0.426025	0.379196	1.123495	0.116444	0.013559307
210	100	0	2.5	0.238362	0.329078	0.724336	-0.322499	0.104005947
244	100	0	2.5	0.118862	0.292757	0.406009	-0.901378	0.812483481
400	100	0	2.5	0.062875	0.105527	0.595814	-0.517825	0.268143085
141	800	0	1	0.714475	0.127220	5.616055	1.725629	2.977797169
185	800	0	1	0.815225	0.149612	5.448926	1.695418	2.874444519
217	800	0	1	0.49575	0.158261	3.132466	1.141820	1.303754456
247	800	0	1	0.180012	0.036394	4.946142	1.598607	2.555547527
274	800	0	1	0.003287	0.028080	0.117074	-2.144944	4.600788732
305	800	0	1	0.003112	0.023581	0.131987	-2.025048	4.100822114
339	800	0	1	0.002637	0.020427	0.129114	-2.047054	4.190431319
390	800	0	1	0.002162	0.004212	0.513300	-0.666893	0.444746817
141	800	0	3.5	0.631675	0.123583	5.111337	1.631461	2.661665175
185	800	0	3.5	0.760212	0.145900	5.210478	1.650671	2.724717259
217	800	0	3.5	0.501087	0.154740	3.238247	1.175032	1.380701214
247	800	0	3.5	0.208525	0.035874	5.812689	1.760043	3.097752599
274	800	0	3.5	0.037762	0.027755	1.360560	0.307896	0.094800259
305	800	0	3.5	0.028275	0.023337	1.211576	0.191922	0.036834366
339	800	0	3.5	0.007112	0.020198	0.352130	-1.043752	1.089418589
390	800	0	3.5	0.00365	0.004228	0.863267	-0.147031	0.021618113

<FLACS validation – DT experiment>

Time(s)	X(m)	Y(m)	Z(m)	Co(ppm)	Cp(ppm)	Co/Cp	ln(Co/Cp)	{ln(Co/Cp))^2
33	100	0	1	0.04613	0.045863	1.005832	0.005816	3.38E-05
34	100	0	1	0.05044	0.045863	1.099809	0.095137	0.009051
35	100	0	1	0.04969	0.045863	1.083456	0.080156	0.006425
36	100	0	1	0.04301	0.045863	0.937803	-0.06422	0.004124
37	100	0	1	0.04256	0.045863	0.927991	-0.07473	0.005585
38	100	0	1	0.04212	0.045863	0.918397	-0.08513	0.007246
39	100	0	1	0.04212	0.045863	0.918397	-0.08513	0.007246
40	100	0	1	0.04241	0.045863	0.92472	-0.07826	0.006125
41	100	0	1	0.04791	0.045863	1.044644	0.043676	0.001908
42	100	0	1	0.05742	0.045863	1.252003	0.224745	0.05051
43	100	0	1	0.05662	0.045863	1.23456	0.210714	0.044401
44	100	0	1	0.0534	0.045863	1.16435	0.152163	0.023154
45	100	0	1	0.05059	0.045863	1.10308	0.098106	0.009625
46	100	0	1	0.05099	0.045863	1.111801	0.105982	0.011232
47	100	0	1	0.0538	0.045863	1.173072	0.159626	0.02548
48	100	0	1	0.053	0.045863	1.155628	0.144644	0.020922
49	100	0	1	0.0522	0.045863	1.138185	0.129435	0.016753
50	100	0	1	0.04865	0.045863	1.060779	0.059004	0.003481
51	100	0	1	0.04851	0.045863	1.057727	0.056122	0.00315
52	100	0	1	0.04836	0.045863	1.054456	0.053025	0.002812
53	100	0	1	0.04568	0.045863	0.996021	-0.00399	1.59E-05
54	100	0	1	0.04821	0.045863	1.051185	0.049919	0.002492
55	100	0	1	0.04553	0.045863	0.99275	-0.00728	5.29E-05
56	100	0	1	0.04227	0.045863	0.921668	-0.08157	0.006654
57	100	0	1	0.04509	0.045863	0.983156	-0.01699	0.000289
58	100	0	1	0.04464	0.045863	0.973344	-0.02702	0.00073
59	100	0	1	0.04063	0.045863	0.885909	-0.12114	0.014675
60	100	0	1	0.04004	0.045863	0.873044	-0.13577	0.018433
61	100	0	1	0.04628	0.045863	1.009103	0.009062	8.21E-05
62	100	0	1	0.05079	0.045863	1.107441	0.102052	0.010415
63	100	0	1	0.05461	0.045863	1.190733	0.174569	0.030474
64	100	0	1	0.05662	0.045863	1.23456	0.210714	0.044401
65	100	0	1	0.05642	0.045863	1.230199	0.207176	0.042922
66	100	0	1	0.05642	0.045863	1.230199	0.207176	0.042922
67	100	0	1	0.05119	0.045863	1.116162	0.109896	0.012077
68	100	0	1	0.05139	0.045863	1.120523	0.113796	0.012949
69	100	0	1	0.04687	0.045863	1.021968	0.02173	0.000472
70	100	0	1	0.0436	0.045863	0.950668	-0.05059	0.002559
71	100	0	1	0.04657	0.045863	1.015426	0.015309	0.000234
72	100	0	1	0.0494	0.045863	1.077133	0.074302	0.005521
73	100	0	1	0.053	0.045863	1.155628	0.144644	0.020922
74	100	0	1	0.05923	0.045863	1.291469	0.25578	0.065424
75	100	0	1	0.05984	0.045863	1.304769	0.266026	0.07077
76	100	0	1	0.05179	0.045863	1.129245	0.121549	0.014774
77	100	0	1	0.0494	0.045863	1.077133	0.074302	0.005521
78	100	0	1	0.04955	0.045863	1.080403	0.077334	0.005981

79	100	0	1	0.05044	0.045863	1.099809	0.095137	0.009051
80	100	0	1	0.04955	0.045863	1.080403	0.077334	0.005981
81	100	0	1	0.04598	0.045863	1.002562	0.002559	6.55E-06
82	100	0	1	0.04256	0.045863	0.927991	-0.07473	0.005585
83	100	0	1	0.0387	0.045863	0.843827	-0.16981	0.028835
84	100	0	1	0.04271	0.045863	0.931262	-0.07121	0.005072
85	100	0	1	0.05139	0.045863	1.120523	0.113796	0.012949
86	100	0	1	0.05763	0.045863	1.256582	0.228395	0.052164
87	100	0	1	0.06326	0.045863	1.37934	0.321605	0.10343
88	100	0	1	0.05803	0.045863	1.265304	0.235312	0.055372
89	100	0	1	0.04806	0.045863	1.047915	0.046802	0.00219
90	100	0	1	0.04553	0.045863	0.99275	-0.00728	5.29E-05
91	100	0	1	0.04672	0.045863	1.018697	0.018524	0.000343
92	100	0	1	0.04836	0.045863	1.054456	0.053025	0.002812
93	100	0	1	0.04806	0.045863	1.047915	0.046802	0.00219
94	100	0	1	0.0494	0.045863	1.077133	0.074302	0.005521
95	100	0	1	0.05501	0.045863	1.199455	0.181867	0.033076
96	100	0	1	0.05401	0.045863	1.17765	0.163521	0.026739
97	100	0	1	0.05662	0.045863	1.23456	0.210714	0.044401
98	100	0	1	0.05944	0.045863	1.296048	0.259319	0.067247
99	100	0	1	0.05722	0.045863	1.247642	0.221256	0.048954
100	100	0	1	0.05461	0.045863	1.190733	0.174569	0.030474
101	100	0	1	0.04895	0.045863	1.067321	0.065151	0.004245
102	100	0	1	0.04583	0.045863	0.999291	-0.00071	5.03E-07
103	100	0	1	0.04761	0.045863	1.038103	0.037395	0.001398
104	100	0	1	0.04643	0.045863	1.012374	0.012298	0.000151
105	100	0	1	0.04286	0.045863	0.934532	-0.06771	0.004585
106	100	0	1	0.04123	0.045863	0.898991	-0.10648	0.011338
107	100	0	1	0.04093	0.045863	0.89245	-0.11378	0.012947
108	100	0	1	0.03766	0.045863	0.82115	-0.19705	0.038828
109	100	0	1	0.04405	0.045863	0.96048	-0.04032	0.001626
110	100	0	1	0.04791	0.045863	1.044644	0.043676	0.001908
111	100	0	1	0.04643	0.045863	1.012374	0.012298	0.000151
112	100	0	1	0.04717	0.045863	1.028509	0.02811	0.00079
113	100	0	1	0.05199	0.045863	1.133606	0.125403	0.015726
114	100	0	1	0.05079	0.045863	1.107441	0.102052	0.010415
115	100	0	1	0.05561	0.045863	1.212537	0.192715	0.037139
116	100	0	1	0.05803	0.045863	1.265304	0.235312	0.055372
117	100	0	1	0.05863	0.045863	1.278386	0.245599	0.060319
118	100	0	1	0.05964	0.045863	1.300409	0.262679	0.069
119	100	0	1	0.05763	0.045863	1.256582	0.228395	0.052164
120	100	0	1	0.06064	0.045863	1.322213	0.279307	0.078012
121	100	0	1	0.05742	0.045863	1.252003	0.224745	0.05051
122	100	0	1	0.05044	0.045863	1.099809	0.095137	0.009051
123	100	0	1	0.04747	0.045863	1.03505	0.03445	0.001187
124	100	0	1	0.05139	0.045863	1.120523	0.113796	0.012949
125	100	0	1	0.05541	0.045863	1.208176	0.189112	0.035763
126	100	0	1	0.05441	0.045863	1.186372	0.1709	0.029207
127	100	0	1	0.0491	0.045863	1.070591	0.068211	0.004653
128	100	0	1	0.0491	0.045863	1.070591	0.068211	0.004653

사고 시뮬레이션 방법론 분석

보고서 검토 결과

핵심성과 1

사고 시뮬레이션 관련 기술현황 파악

핵심성과 2

정압 설비 및 석유화학 플랜트 모사용 사고 시뮬레이션 검토 및 선정

검토자 소속 및 성명

소속 : 엔지니어링 개발 연구 센터(EDRC)

성명 : 이 철 진

(서명) _____

검토일 : 2015. 3. 16

검토결과

핵심성과 1 달성도

■ 달성 □미달성

핵심성과 2 달성도

■ 달성 □미달성

1. 성과물의 적절성 검토

햅틱 플랜트 안전훈련시스템 개발의 초기 대상 공정으로 선정된 도시가스 정압소의 사고 시뮬레이션 방법론 분석을 위해서는, 관련 기술현황을 파악하고 본 연구에서 정압 설비 모사를 위한 상용 프로그램 분석 및 검증 단계가 필수적이다. 검증된 상용 프로그램은 향후 보다 복잡한 석유화학 플랜트 대상 공정에도 적용될 수 있어야 하며, 이에 본 검토 보고서는 기존 기술 분석의 구체성과 프로그램 검증 기준에 중점을 두어 서술하였다.

제출된 사고 시뮬레이션 방법론 분석 보고서는 향후 해당 기관이 수행할 사고 시뮬레이션 모델 정립에 반드시 필요한 내용들을 잘 기술하고 있으며, 특히 시뮬레이션 수행 이전에 전제 되어야 할 모델 검증 과정이 핵심을 이루고 있다는 점에서 성과물의 적절성이 우수하다.

차년도 보고서부터는 향후 공정 시뮬레이션과의 연계 방법에 대해 보다 구체적인 방법에 대한 기술 과정이 필요하며, 사고 시나리오 선정에 대한 적절성 검토가 추가로 요구될 것이다.

2. 성과물 내용의 적절성 검토

사고 시뮬레이션 관련 기술 현황 파악을 위해, 상용 프로그램의 시장 현황 및 성능 평가 내용이 잘 분석되어 있으며, 프로그램의 모델 차원(1-D, 2-D, 3-D)에 따라 대표 프로그램을 적절히 선정하였다는 점에서 우수하다. 또한 각 모델의 정확도를 실제 누출 실험(Desert Tortoise, Gold Fish Experiments)를 바탕으로 검증하여 향후 개발될 프로그램에의 활용도를 구체적이고 명확하게 평가하였다. 그러나 도시가스 정압소의 경우 Light hydrocarbon 계열의 가스를 취급하기 때문에, 해당 누출 실험(암모니아, 불화수소)이 도시가스의 누출 실험을 대표할 수 있는지 여부에 대한 평가가 향후 필요하다.

기존 상용 프로그램 검증이 대부분 매우 적은 data points에 대해 수행되었던 것과는 달리, 30~50개의 sample에 대해 정확도 평가를 한 점이 매우 우수하다.

프로그램의 정확도 검증 이외에, 햅틱 기반 플랜트 안전훈련 시스템 개발을 위한 추가 척도로서 계산 시간과 공정 시뮬레이션과의 연계성을 제시하였다는 점이 우수하다. 계산 시간의 경우 구체적인 시간을 측정하여 훌륭히 비교되었으나, 공정 시뮬레이션과의 연계성의 경우 추가 검토 결과가 필요해 보인다. 그러나 해당 내용의 경우 공정 시뮬레이션 연계를 담당할 타 기관과 협업하여 수행될 내용이라 판단된다.

정압소 내 시나리오 별 사고 시뮬레이션 모델

보고서 검토 결과

핵심성과 1

정압소 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가개발

핵심성과 2

사고 시나리오 별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출

핵심성과 3

사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가제시

검토자 소속 및 성명

소속 : 전북도시가스

성명 : 김 영 승

(서명) 김영승

검토일 : 2016. 12. 21

검토결과

핵심성과 1 달성도

■ 달성 □미달성

핵심성과 2 달성도

■ 달성 □미달성

핵심성과 3 달성도

■ 달성 □미달성

1. 성과물의 적절성 검토

본 보고서는 햅틱 플랜트 안전훈련 시스템 개발 과제에 대한 3차년도 서울대학교의 목표인 정압소 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발과 결과 도출 및 훈련 가이드 라인 추가 제시에 대한 자체 평가 내용을 다룬다.

제출된 사고 시나리오별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출 보고서에는 지역 정압소의 운전 이상 데이터 통계 자료를 분석하고 이를 기반으로 정압소 내 사고 시나리오를 정의하고, 시나리오별 사고 시뮬레이션 모델을 구축하는 과정과 그 결과를 제시하고 이를 통해서 훈련 가이드 라인을 제시하였다. 이를 통해서 아이시스텍의 공정 시뮬레이션 결과와 통합하여 열린기술에서 공정·사고 시뮬레이션 연동 프로토타입을 제시할 수 있는 기반을 마련했다는 점에서 3차년도 목표를 달성했다고 할 수 있다.

차년도부터는 새로운 석유화학 플랜트를 대상 공정으로한 안전훈련 시스템을 개발함에 따라서 지금까지 정압소를 대상으로 분석하고 개발한 결과물을 기반으로 사고의 범위 및 종류를 재검토하고 훈련원의 훈련 효과를 증진시킬 수 있는 실제를 잘 모사할 수 있는 사고 시뮬레이션 결과를 도출해 낼 수 있도록 해야 할 것이다.

2. 성과물 내용의 적절성 검토

사고 시나리오를 정의함에 있어서 실제 정압소의 사고 이력과 대상 시스템인 지역정압소 뿐만 아니라 그 전 · 후 시스템인 지구정압소와 소비처와의 관계 및 그 제원을 먼저 파악하므로 발생 가능한 모든 종류의 사고를 포함하고자 한 점에서 실효성 높은 시나리오들 이라고 평가 할 수 있다.

또한 각각의 사고 시나리오들은 아이시스텍에서 진행한 공정 시뮬레이션에서의 유체의 정보들을 기반으로 하여 사고의 규모를 정의하고 사고 시뮬레이터를 이용하여 파급효과를 분석하였으므로 사고와 공정 시뮬레이션을 연동한 훈련프로그램 제작이라는 목적에 부합한다고 할 수 있다. 추가로 열린기술에서 개발하는 사고·공정 시뮬레이션 간의 연계 속도 향상을 위하여 오프라인 데이터베이스를 구축해 놓으므로 계산상의 오랜 시간이 걸린다는 3D-CFD의 한계점을 극복하는 동시에 장점인 정확도를 갖출 수 있도록 했다는 점이 우수하다고 평가할 수 있다.

다양한 사고 시나리오별 시뮬레이션 결과를 기반으로 정량적인 사고 피해 규모를 확인하고 이로써 훈련원의 조치에 따른 평가로서 각각 다른 사고 결과를 피드백으로 제시하므로 훈련효과를 높일 수 있는 근거를 마련했다는 점이 가장 큰 의의라고 할 수 있겠다. 또한 기존에는 정성적인 분석을 통해 결정했던 사고의 골든타임을 정량적인 시뮬레이션을 통해서 각 조건별로 정확히 계산해 볼 수 있었다는 점에서도 의의가 있겠다.

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

사고 시나리오 별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출

2016. 12.

서 울 대 학 교

목차

Ⅰ 서론 ····· 3
1. 연구 목표 ····· 3
2. 연구 내용 및 범위 ····· 4
Ⅱ 본론 ····· 6
1. 정압소 내 발생 가능한 사고 유형 분석 ····· 6
1.1. 지역정압소 운전 이상 데이터 통계 ····· 6
1.2. 지역정압소 운전 이상 데이터(트러블 사례) ····· 7
1.3. 지역정압소 내 사고 시나리오 정의 및 생성 ····· 21
2. 정압소 내 사고 모델링 및 시뮬레이션 ····· 23
2.1. 도시가스 정압소 사고 시뮬레이션 모델 ····· 23
2.2. 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시 ····· 29
Ⅲ. 결론 ····· 38

그림 목차

그림 1. Stabilizer Spring, Diaphragm 부식사진 ····· 10
그림 2. Stabilizer Air Vent 위치 변경 사진 ····· 11
그림 3. 동결된 AFV Pilot 사진-1 ····· 13
그림 4. 동결된 AFV Pilot 사진-2 ····· 14
그림 5. 히팅 케이블 설치 사진 ····· 15
그림 6. AFV 분해사진, 페어링 너트 ····· 17
그림 7. AFVSensing Line 개선 사진 ····· 20
그림 8. 2차측 라인 변경 사진 ····· 21
그림 9. 정압기 레코더 기록지 ····· 22
그림 10. 국내 천연가스 공급도(상) 및 대상 공정(지역정압소) 정압기 도면 및 사진(하) ····· 23
그림 11. 도시가스 지역정압소 이상 시나리오 ····· 24
그림 12. 훈련 및 시뮬레이션 인터페이스 ····· 26
그림 13. 누출원 시뮬레이션 구동 알고리즘 ····· 26
그림 14. FLACS User Interface ····· 28
그림 15. RANS 기반 k-e 모델의 난류모사 ····· 29
그림 16. 지역정압소 확산 시뮬레이션 기본 모델 ····· 29
그림 17. 폭발을 위한 가스의 LFL/UFL 예시 ····· 30
그림 18. 높이 3.75m에서 시간에 따른 누출 가스 농도 ····· 30
그림 19. 정압소 외부에서 본 시간에 따른 누출 가스 농도 ····· 31
그림 20. 높이 5m에서 정압소 주변지역의 시간에 따른 누출 가스 농도 31

그림 21. 높이 3.75m에서 폭발로 인한 순간적인 과압 ····· 32
그림 22. 훈련원 조작 반영을 위한 확산 시뮬레이션 데이터 처리 ····· 35
그림 23. 훈련원 조치에 따른 정압소 내부 누출 가스 농도 ····· 36
그림 24. 훈련원 조치에 따른 순간적인 정압소 내부 과압 ····· 38
그림 25. 공정 이상 시나리오에서 이어지는 사고 시나리오 트리 ····· 39

표 목차

표 1. 연구 내용 및 범위 ····· 6
표 2. 전북 도시가스 정압소 사고 통계(2012~2014) ····· 7
표 3. 군산 도시가스 정압소 사고 통계(2013~2014) ····· 8

Ⅰ 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 3차년도 서울대학교 성과보고서로서, 2차년도에 개발된 도시가스 정압소 내 사고 시나리오에 이어서 총 사고 시나리오 10개에 대하여 각각의 시뮬레이션 모델을 개발하고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 제시를 목표로 한다.

사고 시뮬레이션 결과는 1~3차년도 대상 공정인 도시가스 정압소의 시뮬레이션 모델(파일) 및 사고 모사 결과를 포함한다.

2. 연구 내용 및 범위

표 1. 연구 내용 및 범위

1	**정압소 내 발생 가능한 사고 시나리오 추가 개발(총 10개)**
	- 정압소 내 발생 가능한 사고 유형을 분석하고 이를 바탕으로 시뮬레이션 할 사고 시나리오를 개발한다.
2	**사고 시뮬레이션 기본 모델 개발(총 10개)**
	- 정압소 도면 및 운전 데이터를 바탕으로 상용 3D-CFD 프로그램인 Gexcon_FLACS를 이용하여 시뮬레이션 모델을 개발한다.
3	**사고 시뮬레이션 수행 및 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시(총 10개)**
	- 개발한 사고 모델 내에 생성한 사고 시나리오를 입력하여 가스 누출 및 확산 계산을 수행한다. - 누출 및 확산 계산을 수행한 경우 중에서 화재 및 폭발로 이어질 수 있는 시나리오에서는 추가적으로 화재 및 폭발 계산을 수행한다. - 도출한 사고 시뮬레이션 결과를 바탕으로 훈련원이 훈련환경에서 수행할 가이드라인을 제시한다.

II 본론

1. 정압소 내 발생 가능한 사고 유형 분석

1.1. 지역정압소 운전 이상 데이터 통계

표 2. 전북 도시가스 정압소 사고 통계(2012~2014)

행 레이블	개수 :이상종류	행 레이블	개수 : 이상종류
1차압력 이상	759	MOV4 full open	24
1차전위 이상	1938	RTU 열림	6106
2차압력 이상	2374	SSV 1 닫힘	223
2차전위 이상	828	SSV 2 닫힘	210
MOV1 alarm	9	SSV 3 닫힘	3
MOV1 full close	24	SSV 4 닫힘	3
MOV1 full open	124	SSVA 닫힘	663
MOV2 alarm	5	SSVB 닫힘	664
MOV2 full close	4	SSVC 닫힘	4
MOV2 full open	32	SSVD 닫힘	4
MOV3 alarm	6	가스 누설	1036
MOV3 full close	3	출입문 열림	19206
MOV3 full open	20	통신 이상	1707
MOV4 alarm	7	정전 발생	1123
MOV4 full close	6	**총합계**	**37115**

표 3. 군산 도시가스 정압소 사고 통계(2013~2014)

행 레이블	개수 :이상종류	행 레이블	개수 : 이상종류
1차압경보	49	MOV3 이상	3
2차압력경보	1092	MOV3 작동	3
Digital alarm	9	ON	56
가스누설	690	SSV1 밸브닫힘	991
MOV1 완전차단	10	SSV2 밸브닫힘	811
MOV1 이상	19	SSV3 밸브닫힘	15
MOV1 작동	21	문닫힘	2
MOV2 완전차단	2	문열림	13377
MOV2 이상	7	정전이상	697
MOV2 작동	4	통신모드(3G)	1
MOV3 완전차단	2	통신모드(3G)경보	2
통신모드(3G)전환	152	**총합계**	**18958**

1.2. 지역정압소 운전 이상 데이터(트러블 사례)

(1) AFV정압기 Spring 부식으로 가동 안됨

1. 발생일시 : 2000. 00. 00 (0) ~ 00:00~00:00
2. 발생장소 : 000000 지역정압기
3. 시설현황 : A.F.V 2`` (Harnoreg Pilot) + Cabinet Type
4. 발생내용 : 점검중에 main line의 SSV 작동 시험을 하기 위하여 sub line으로 절체를 하였지만 가동되지 않았다.
   Stabilizer Spring과 2차 Pilot Spring을 시계 방향으로 조였지만 가동되지 않고 2차압력이 1.6kPa 까지 저하되어 main line으로 재가동 하였다.
5. 발생원인 : Stabilizer Spring을 분해하여 조사한 결과 Stabilizer의 air vent로 수분이 유입되어 Spring 부식으로 압력

유지에 이상이 발생함

6. 조치내용

1) 분해점검 line의 1차측, 2차측 밸브를 차단하고 구간내 가스를 퍼지한다.

2) Stabilizer와 2차 Pilot을 분리한다.

3) 부식이 진행된 Stabilizer Spring을 교체한다.

4) 분해점검의 역순으로 재조립한다.

5) Stabilizer Spring과 2차 Pilot Spring을 최대한 풀어준다.

6) 분해점검 line의 1차측 밸브를 open하고 밀림을 확인한다.

7) 이상이 없을 경우 2차측 밸브를 open 한다.

8) 분해점검 line의 sensing line valve를 open한다.

9) Stabilizer Spring과 2차 Pilot을 시계 방향으로 조여서 가동한다.

10) 작동상의 이상이 없을 경우에 철수한다.

7. 대책

1) Stabilizer의 경우 Air vent는 6시방향, 2차 Pilot의 Air Vent는 1시, 3시, 9시, 11시 방향으로 조정한다.

2) 분해 점검시 Stabilizer와 2차 Pilot을 분해하여 Spring의 상태를 확인한다.





그림 1. Stabilizer Spring, Diaphragm 부식사진





그림 2. Stabilizer Air Vent 위치 변경 사진

(2) Cage 동결로 SSV 차단

1. 발생일시 : 2000. 00. 00 (0) 01:00~10:30
2. 발생장소 : 0000 지역정압기
3. 시설현황 : A.F.V 3”(Harnoreg Pilot) + Cabinet Type
4. 발생내용 : 정압기 가동중 필터엘리먼트의 수분으로 인하여

AFV Cage와 Pilot의 동결 발생으로 AFV Body Sleeve에서 1차압력을 완전히 차단되지 못하여 2차압력이 상승됨으로 SSV가 닫힘.

5. 발생원인 : 0000지역정압기 철거(2005.07.22)후 신규 지역정압기에 설치되기까지 5개월동안 외부에 방치되는 과정에서 필터 엘리먼트로 수분이 유입되어 이로 인해 수분이 1차 Pilot 와 AFV Cage 에 동결 발생시킴.
즉 수분이 함유된 가스가 AFV 케이지를 통과할 때 온도강하(약3℃)로 수분이 케이지부분에 동결되어 미사용시간대 밀림현상으로 SSV가 닫힘.

<참고> *줄톰슨계수

고압의 가스가 밸브나 노즐를 통과할 때 단열팽창이 일어난다. 이 경우 동작유체의 온도는 압력강하에 비례하여 감소하게 되는데 이때의 계수를 줄톰슨계수라 한다.

천연가스의 경우 줄-톰슨계수는 0.56℃/(kg/cm2)

공기가 단열팽창 할때는 포화상태를 유지하면서 수증기의 일부가 응결, 승화해서 물 또는 얼음이 된다.

***단열팽창**

물체가 열의 출입을 수반하지 않고 부피를 팽창시키는 단열변화.

이때의 대부분의 기체는 온도가 내려가고 물체는 냉각된다.

6. 조치내용

1) Main Line Regulator Sensing Valve 차단하여 밀림여부를 확인한다.

2) Sub Line으로 가동상태를 확인한다.

3) 필터라인의 1차측, 2차측 밸브를 차단하고 구간 내 가스를 퍼지 한다.

4) 필터점검을 시행하여 엘리먼트의 수분유입 상태를 확인한다.

5) AFV 와 Pilot를 분해하여 동결여부를 확인하고 수분을 제거한다.

6) AFV 와 Pilot를 조립하여 본체에 체결한다.

7) 1차측 밸브를 서서히 Open한다.

8) 2차측 밸브 상단의 퍼지밸브를 Open하여 밀림여부를 확인한다

9) 밀림 이상이 없는경우 2차측 밸브를 Open한다.

10) Regulator Sensing Line Valve 를 서서히 Open한다.

11) 정압기의 작동상태를 확인한다.

12) 정압기 Set 내 잔류 수분을 제거하기 위하여 힛팅케이블과 보온덮개를 설치한다.

7. 대책

1) 정압기 철거후 장기간 외부에 보관하지 않도록 조치한다.

2) 신규관로 설치후 장기간 가스공급을 못할 경우 배관내 질소를 주입하여 수분이 발생하지 않도록 한다.

3) 신규정압기 가동전 필터 엘리먼트의 상태를 필히 확인한다.



그림 3. 동결된 AFV Pilot 사진-1





그림 4. 동결된 AFV Pilot 사진-2





그림 5. 히팅 케이블 설치 사진

(3) Cage 동결로 SSV 차단

1. 발생일시 : 2000,00,00 (0) 14:50~16:10
2. 발생장소 : 0000 지역정압기
3. 시설현황 : A.F.V 2” (Harnoreg Pilot) + 건물 Type
4. 발생내용 : 0000 지역정압기의 2차압력이 1시간동안에 3.2kPa까지 상승되어 긴급하게 출동한 사례이며, 이 지역정압기의 경우에는 후단 사용량이 극히 적은 경우이므로 1차압력이 밀릴때에는 급격하게 2차압력이

상승하게 되므로 빠른 출동이 이루어져야 함.

5. 발생원인 : A.F.V 의 분해점검시 페어링 너트부분을 완전히 조이지 않고 체결함으로써 분해점검후에는 즉시 밀림현상이 없었으나, 주변도로에서의 진동으로 인하여 페어링 너트부분이 이완되어 1차측에서 2차측으로 페어링너트를 통하여 압력 밀림현상이 발생됨.

6. 조치내용

1) 출동 즉시 밀림현상 Line 을 구분한다.

2) Regulator Sensing Line Valve 를 차단하고 2차측 밸브를 차단한다.

3) 2차측 밸브 상단의 퍼지밸브를 Open하여 밀림여부를 확인한다.

4) 밀림현상이 확인되면 1차측 밸브를 차단한다.

5) 1차측, 2차측 밸브 구간내 가스를 퍼지한다.

6) A.F.V를 배관에서 해체하여 분해점검을 실시한다.

7) 분해점검후 페어링 너트를 조인후 A.F.V 를 체결한다.

8) 1차측 밸브를 서서히 Open한다.

9) 2차측 밸브 상단의 퍼지밸브를 Open하여 밀림여부를 확인한다

10) 밀림이상이 없는경우 2차측 밸브를 Open한다.

11) Regulator Sensing Line Valve 를 서서히 Open한다.

12) 작동상의 이상이 없을 경우 철수한다.

7. 대책

1) 분해점검시에 페어링 너트의 O-Ring및 조임상태를 확인한다.

2) 가동전 1차압력을 공급하여 밀림상태를 확인한다.

3) 공급량이 적은 지역정압기의 경우에는 2차압력이 비정상적으로 상

승할 경우 즉시 출동 체제를 구축한다.

첨부 :A.F.V 분해사진 & 페어링 너트

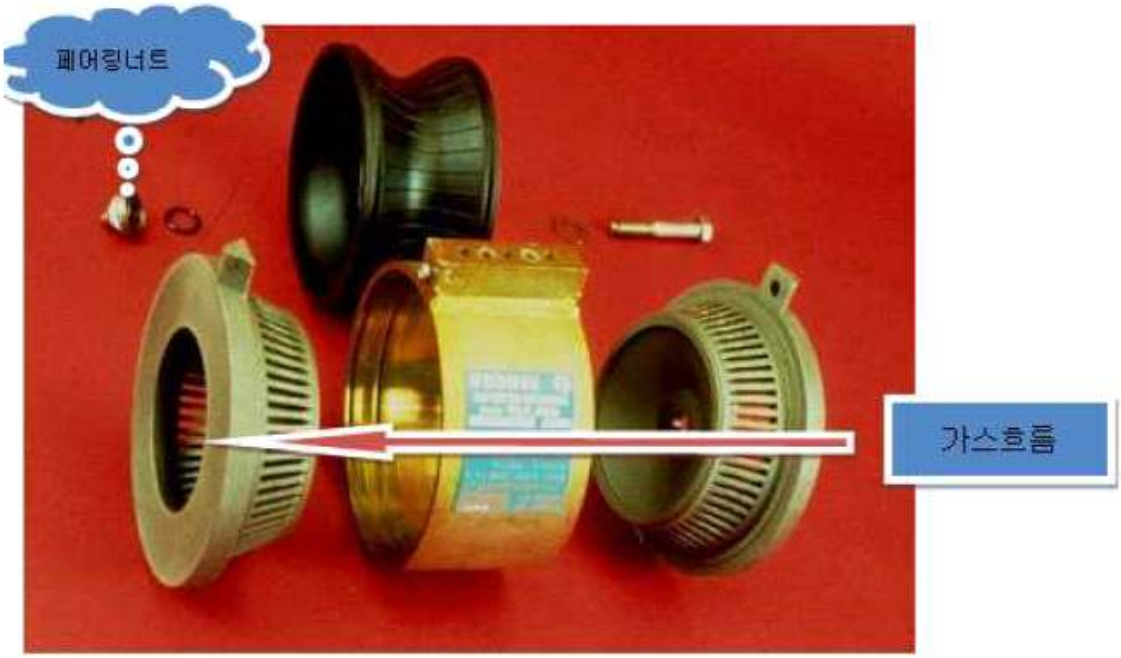


그림 6. AFV 분해사진, 페어링 너트

(4) 용량 초과로 SSV 차단

1. 발생일시 : 2000.00.00, 00:00~00:00

2. 발생장소 : 0000 지역정압기

3. 시설현황 : A.F.V 2” (Harnoreg Pilot) + Cabinet Type

4. 발생내용 : 0000 지역정압기가 가동중에 SSV가 작동되고, 2차압력이 1.8kPa까지 저하됨. 이지역은 저압 환상망으로 구축됨으로 공급중단은 발생하지 않음.

*최대상승압력 : 5.5 kPa (현장 레코더기록지)

*상황실발생값 : 3.97 kPa (전송값)

5. 발생원인 : 000 지역은 3개의 지역정압기가 저압환상망으로 구축되어 운영하고 있던 중 0000 2 지역정압기의 셋팅 압력이 높게 가동되어 2개의 지역정압기(0000, 0000)는 가동되지 않으므로 0000의 지역정압기가 용량을 초과하여 공급됨으로 유속에 의한 Regulator Sensing Line의 압력이 이상저하로 인해 AFV Sleeve가 Full Open 되어 2차압력의 급격한 상승으로 SSV가 작동됨.

● 환상망정압기 공급유량(동시사용률 24%적용) : 6,284m3/hr

- 0000 지역정압기 : 893 m3/hr
- 0000 지역정압기 : 3,480 m3/hr
- 0000 지역정압기 : 1,911 m3/hr

● AFV 정압기 최대용량 : 6,000 m3/hr

● **AFV 정압기 용량의 80% 기준 : 4,888 m3/hr**

● AFV 정압기 80% 이상 공급시 헌팅이 발생할 수 있음

6. 조치내용

1) Main, Sub Line의 Regulator Sensing Valve 차단한다.

2) 차단된 SSV 를 복귀시킨다.

3) Main Line의 Regulator Sensing Valve 를 서서히 Open시킨다.

4)설정된 압력에서 가스흐름이 발생하다가 공급되는 가스량이 증가 하면서 유속이 빨라지고 SSV가 차단된다(SSV 차단 동일현상 발생)

5)주변 저압 환상망(0000,0000)으로 구축된 정압기의 작동 상태를 확인(가동 중지됨)한다.

6) 0000 지역정압기의 셋팅압력을 감압시킨다.

7) 정압기의 용량에 따라 공급부하를 다르게 설정한다.

7. 대책

1)AFV Sensing Line 취출위치를 변경한다. [기존 Cabinet Type의 경우 (헤더부분 → 안전밸브라인에서 취출)

2) Cabinet Type 의 경우 AFV Main Line(엘보라인)을 고정 활용한다.

3)가스흐름을 안정적으로 유지하지 위하여 2차측 라인변경(Y자라인)

4)저압 환상망으로 구축된 지역정압기의 경우 공급유량을 적정하게 분산하여 조정한다.



그림 7. AFVSensing Line 개선 사진



그림 8. 2차측 라인 변경 사진

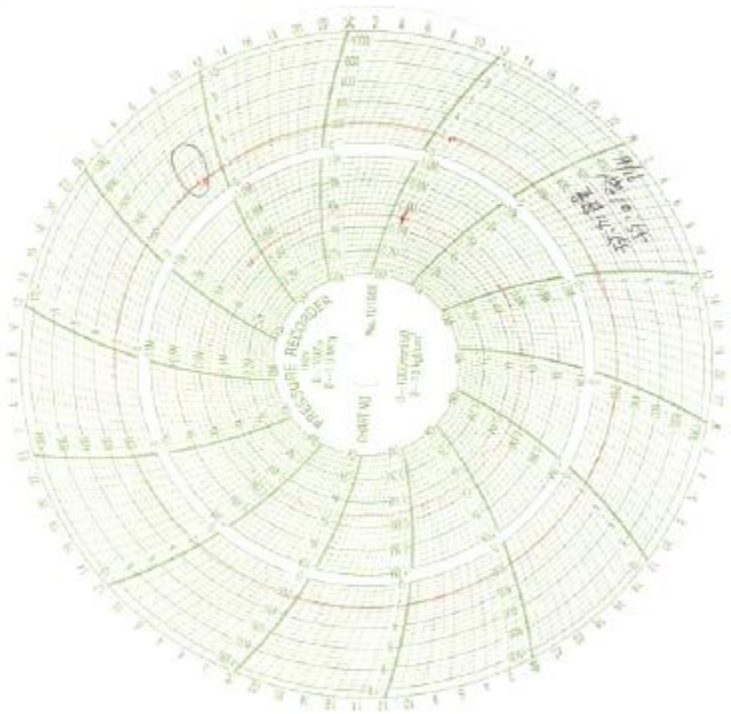


그림 9. 정압기 레코더 기록지

1.3. 지역정압소 내 사고 시나리오 정의 및 생성

(1) 공정 분석

국내 천연가스는 Fig. 3와 같이 인수기지에서부터 한국가스공사(KOGAS)의 공급배관망을 통해 70kg/cm2의 압력으로 KOGAS 공급관리소로 공급되며, 이는 다시 지구정압소(8.5kg/cm2)와 중압배관을 통한 지역정압소(6kg/cm2)를 거쳐 2kPag까지 충분히 감압된 뒤 저압배관을 통해 주택이나 업무용 수요처로 공급된다. 가스도매사업자의 정압소(Governor station)는 천연가스의 공급효율을 높이기 위해 설정된 압력에 따라 고압으로 수송된 가스를 사용자에게 공급할 수 있도록 적정 압력으로 감압시키는 기능을 가지며, 압력을 감압 및 조절하는 정압기와 급격한 팽창에 의한 온도 저하를 보상하기 위한 가스히터, 외부 이물질

유입으로부터 기기장치를 보호하기 위한 가스필터, 긴급상황 발생 시 고압가스를 차단하는 긴급 차단밸브 및 방산(Relief) 장치와 여러 계측 제어장치로 구성된다.

특히 지역정압소의 경우 인구가 밀집한 주거지역 근처에 위치하기 때문에 고압가스의 누출사고에 대한 잠재위험도가 매우 높아 본 연구에서 안전훈련시스템의 도입 대상 공정으로 선정하였다. 지역정압기는 메인라인(상)과 예비라인(하)의 두 라인으로 구성되어 있으며 그림상 붉은색 부분 내부의 중압가스(6kg/cm2)가 전단밸브 및 필터, 그리고 자동차단밸브인 S.S.V(Slam Shutoff Valve)을 거쳐 메인밸브(FISHER)로 유입되고 2kPag로 감압된 후 노란색 부분을 통해 수요처로 공급된다.

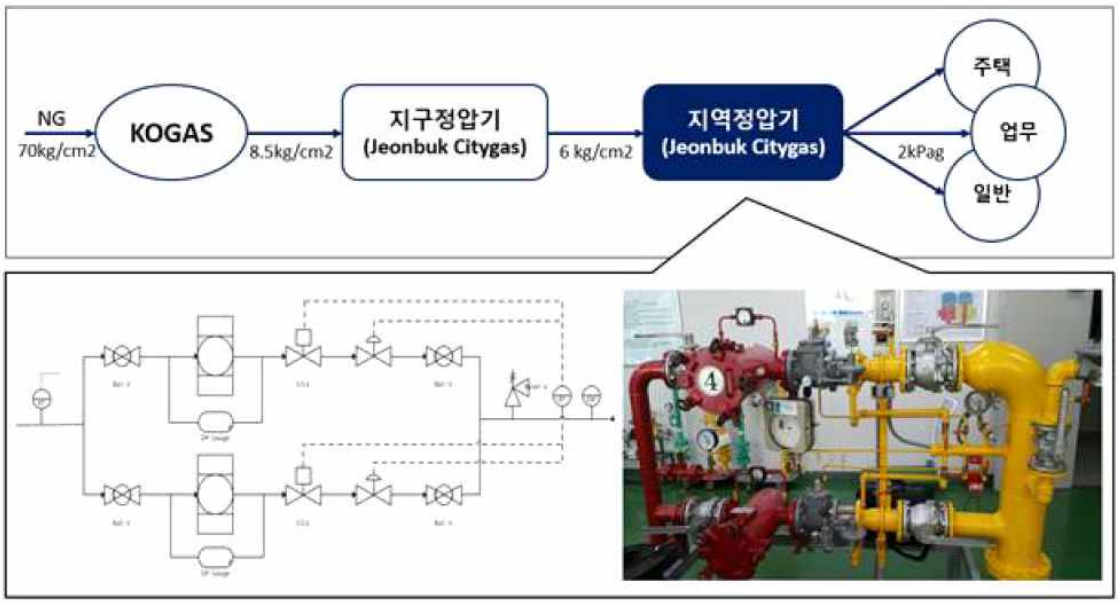


그림 10. 국내 천연가스 공급도(상) 및 대상 공정(지역정압소) 정압기 도면 및 사진(하)

(2) 시나리오 생성

앞선 자료에서 볼 수 있는 것고 같이 정압소에서는 누출 사고가 빈번하

게 일어난다. 정압소 공정에서 다루는 주요 물질은 천연가스(메탄)인데, 이는 인화성 물질로 누출이 되었을 경우에는 화재로 인한 폭발같은 추가적인 사고가 발생할 수 있다. 이러한 사고 시나리오를 정의하기 위해서는 일단 공정 이상 시나리오에서부터 출발하여야 한다. 아이시스텍에서 제작한 메인라인(①)과 예비라인(②)으로 구성된 지상형 지역정압소에서 발생할 수 있는 공정 이상 시나리오는 그림. 11과 같이 10가지로 분류할 수 있다. 본 연구에서는 사고 상황을 '정압소의 운전변수(압력 등)에 심각한 이상이 생겨 공정장치에 물리적인 피해를 야기하고 이에 따라 추가적인 2차 피해를 야기 시킬 수 있는 현상'이라고 정의한다. 이러한 정의에 따르면 사고 상황이라고 부를 수 있는 것은 그림 11.에서 총 7개를 찾을 수 있다. 따라서 이러한 공정 이상 시나리오들을 사고 상황으로 간주하고 이에 이어서 사고 시나리오를 제작하였다. 본 보고서에서는 이러한 시나리오들에 대하여 사고 시뮬레이션 모델들을 개발하고 이를 훈련에 직접 적용하여 훈련 효과를 평가하였다.

2. 정압소 내 사고 모델링 및 시뮬레이션

2.1. 도시가스 정압소 사고 시뮬레이션 모델

(1) 누출상황 동적 공정 및 사고 시뮬레이션 연동 모델

본 연구에서 선정한 세 가지 시나리오 중 사고 시뮬레이션과의 연동을 요구하는 상황은 Hole이 생성되고 그 지점으로 누출이 일어나는 상황이다. 해당 시나리오 구현을 위해 원래의 정상상태 공정시뮬레이션 모델에서 메인밸브 후단에서의 누출을 계산하기 위해 스트림을 하나 생성하여 밸브를 달고 개폐율 초기값을 0으로 지정하였다. 훈련 시작에서부터 누출 발생까지의 훈련 가이드라인은 아래 그림과 같이 도식화 할 수 있다. 프로그램 상에서 2차압력 상승 시나리오가 시작되면 2차압력(2nd

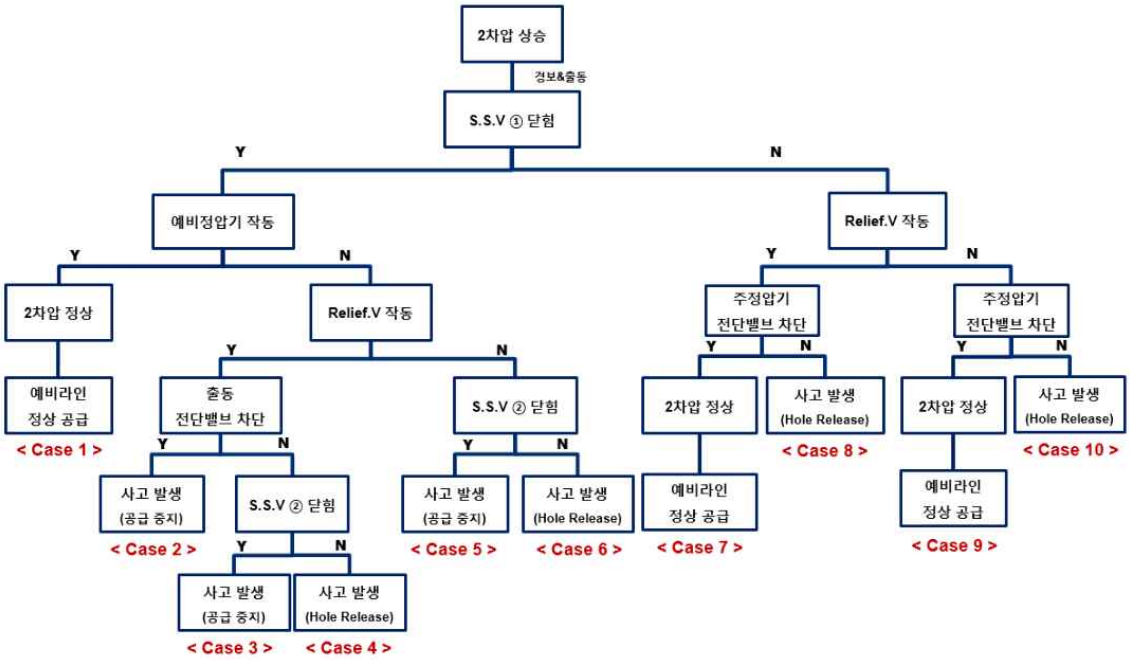


그림 11. 도시가스 지역정압소 이상 시나리오

Pressure)이 동적 공정 시뮬레이션 모델로부터 실시간으로 훈련원에게 전송되고, 훈련강사가 지정한 누출압력(202.6kPag-시나리오에 따라 변경 가능)에 도달하면 해당 시점의 공정변수(압력, 온도 등) 값을 토대로 프로그램 내의 누출원 시뮬레이션이 자동적으로 수행된다. 또한 누출원 시뮬레이션의 결과(Q(t))를 입력값으로 하는 3D-CFD 확산 시뮬레이션 결과가 선택적으로 데이터 뱅크로부터 불러와져서, 실시간으로 훈련원에게 제공되어 적절한 조치를 취할 수 있도록 유도한다. 이러한 일련의 과정은 하나의 루프(Loop)를 형성하여 지속적으로 이루어지는데 만약 훈련원이 시기 적절한 조치를 취한다면(e.g. 전단밸브 차단) 훈련은 종료된다. 하지만 적절한 조치를 취하지 못한다면 누출된 가스는 정압소 내부에 계속 축적될 것이고 어느 시점부터 화재 및 폭발이 가능한 농도(Flammable range)에 도달하게 된다. 따라서 이때부터는 3D-CFD 화재 및 폭발 시뮬레이션으로부터 얻어진 과압(Overpressure)과 연소 생성물(CO_2 등) 결과값들을 데이터 뱅크로부터 불러오게 된다. 만약 가이

드라인 상에서 제시한 비상 상황 대처 골든타임(Golden time)내에 적절한 조치를 취하지 못하였을 경우에는 이러한 루프는 멈춤과 동시에 시나리오는 정지된다.

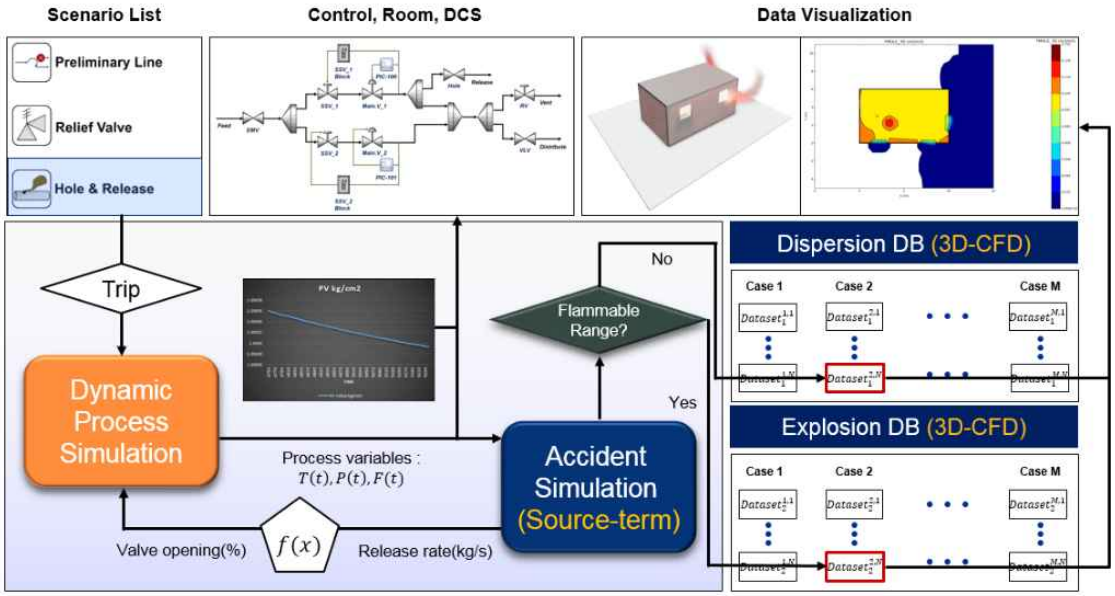


그림 12. 훈련 및 시뮬레이션 인터페이스

(2) 누출원 시뮬레이션 모델

누출원 시뮬레이션 모델은, 외부와의 압력 차에 의해 유체가 누출될 시 해당 시점에서의 공정 시뮬레이션 결과값을 전송 받아서 식 (1)에 따라 누출 유량(kg/h)을 계산하고, 해당 결과값을 확산 모델로 전송한다. 누출 현상은 공정 시뮬레이션 상에도 실시간으로 반영되어야 하므로, 공정 모델 내에 스트림을 하나 더 생성하여 해당 유량만큼 밸브를 통해 누출되도록 식(2)의 UDF(User Defined Function)으로 누출밸브 개폐율을 조정한다.

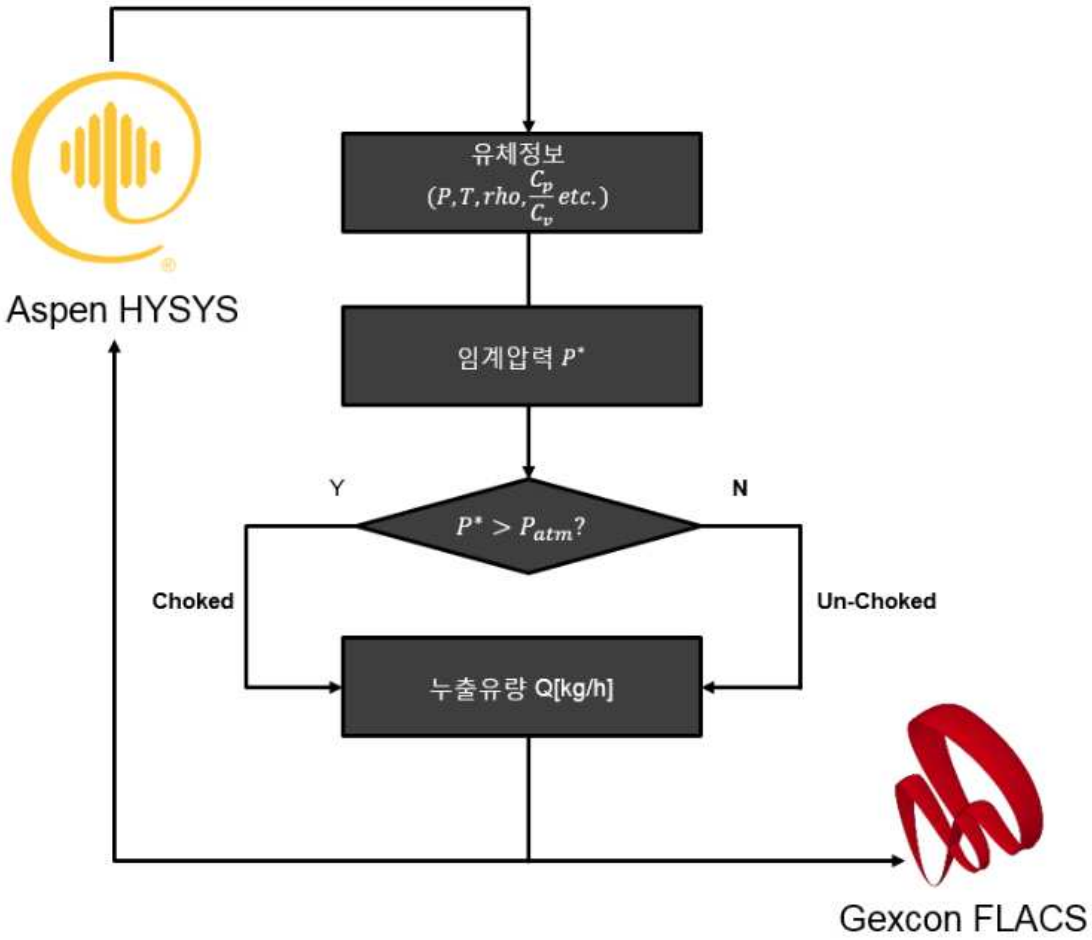


그림 13. 누출원 시뮬레이션 구동 알고리즘

(3) 확산 시뮬레이션 모델

확산 모델은, 실내 모델과 실외 모델이 있다. 확산 계산의 정확성을 높이기 위해 3D CFD 소프트웨어인 Gexcon사의 FLACS을 이용하였다. 누출원 시뮬레이션과 달리 CFD 확산 계산은 계산시간이 매우 길기 때문에 실시간 정보 전달이 필수적인 훈련 프로그램에 적용하기 위해서는 오프라인 데이터 활용이 불가피하다. 본 연구에서는 이전단계에서 생성된 시나리오의 누출조건에 따라 미리 계산 결과를 저장해둔 후, 훈련원의 조치에 따라 실시간으로 데이터를 처리하여 제공하는 방법을 개발하였

다.

Release rate (for choked flow): $Q = C_{disc} A \sqrt{\frac{C_p}{C_V} \times \rho_i \times P_i \times \left(\frac{2}{\frac{C_p}{C_v}+1}\right)^{\frac{\frac{C_p}{C_v}+1}{\frac{C_p}{C_v}-1}}}$ (1)

UDF(Simple resistance equation): $Q = k\sqrt{Vopen \times dP \times \rho}$ (2)

$Q = mass\ flowrate \left[\frac{kg}{h}\right]$

C_{disc} = discharge coefficient

A = hole area [m2]

C_p/C_v = specific heat ratio

ρ_i = inlet fluid density $\left[\frac{kg}{m3}\right]$

P_i = inlet pressure [kPa]

$k = conductance \left[\frac{kg}{hr\cdot(kPa\cdot kg/m3)^{0.5}}\right]$

Vopen = valve opening[%]

dP = friction delta pressure[kPa]

(4) 화재 & 폭발 시뮬레이션 모델

Gexcon 사의 FLACS에는 화재 및 폭발 시뮬레이션 모델도 존재한다. 누출과 같이 폭발 시뮬레이션도 폭발로 인하여 발생하는 연소 생성물과 과압의 정확한 계산을 위하여 3D-CFD 계산이 필요하다. 이 때문에 확산 시뮬레이션과 같은 이유로 공정 시뮬레이션과의 실시간 연동을 위하여 오프라인 데이터베이스의 활용이 필요하다. 확산 시뮬레이션 모데로가 마찬가지로 이전단계에서 생성된 시나리오의 누출조건에 따라 미리 계산 결과를 저장해둔 후, 훈련원의 조치에 따라 실시간으로 데이터를 처리하여 제공하는 방법을 사용한다.

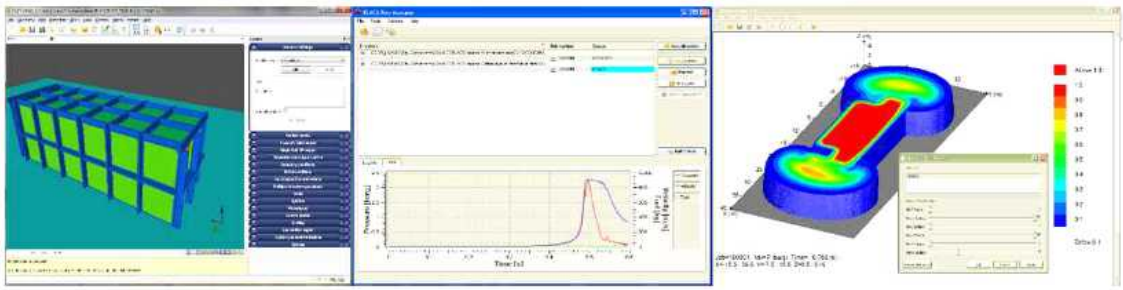


그림 14. FLACS User Interface

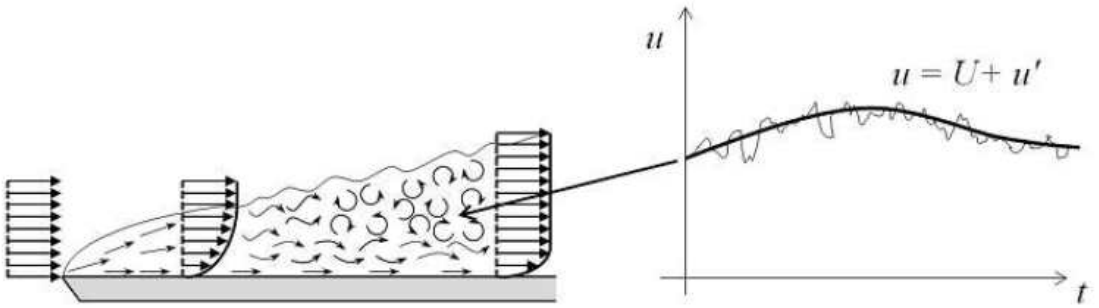


그림 15. RANS 기반 k-e 모델의 난류모사

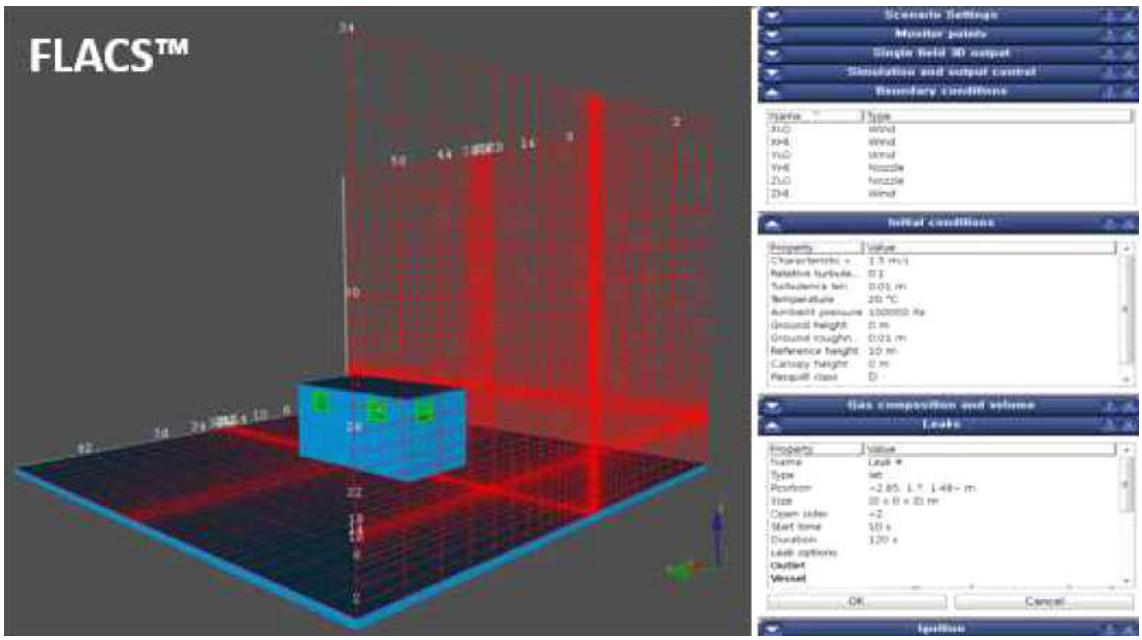


그림 16. 지역정압소 확산 시뮬레이션 기본 모델

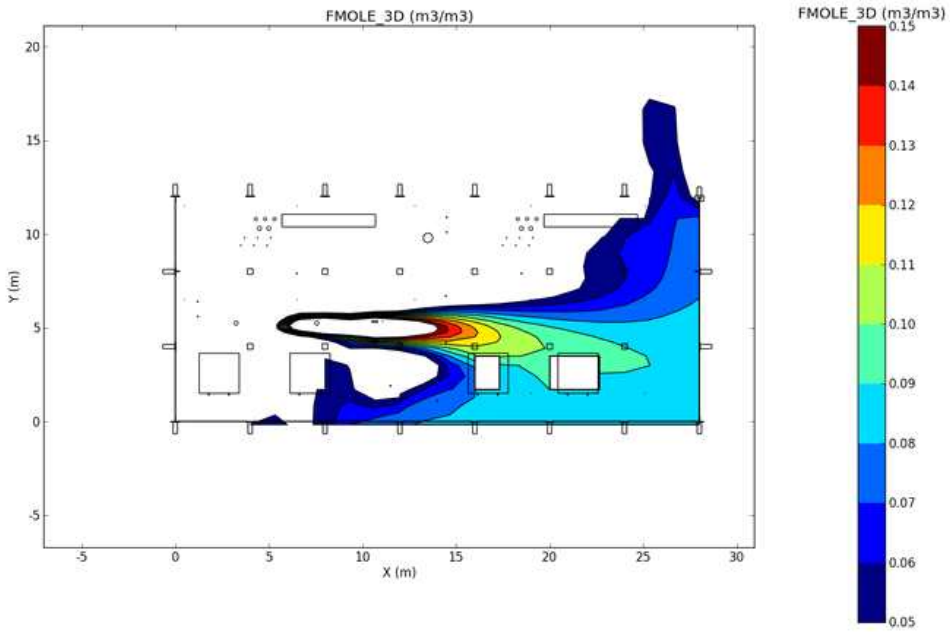


그림 17. 폭발을 위한 가스의 LFL/UFL 예시

2.2. 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시

(1) 시뮬레이션 결과 도출

압력 레코스타(Recorder)에서 상승된 압력(1.0kPag)을 견디지 못하고 10mm누출이 5분 동안 지속되었을 때의 확산 시뮬레이션 결과를 아래와 같이 정압소 내부와 외부에 대하여 각각 얻었다.

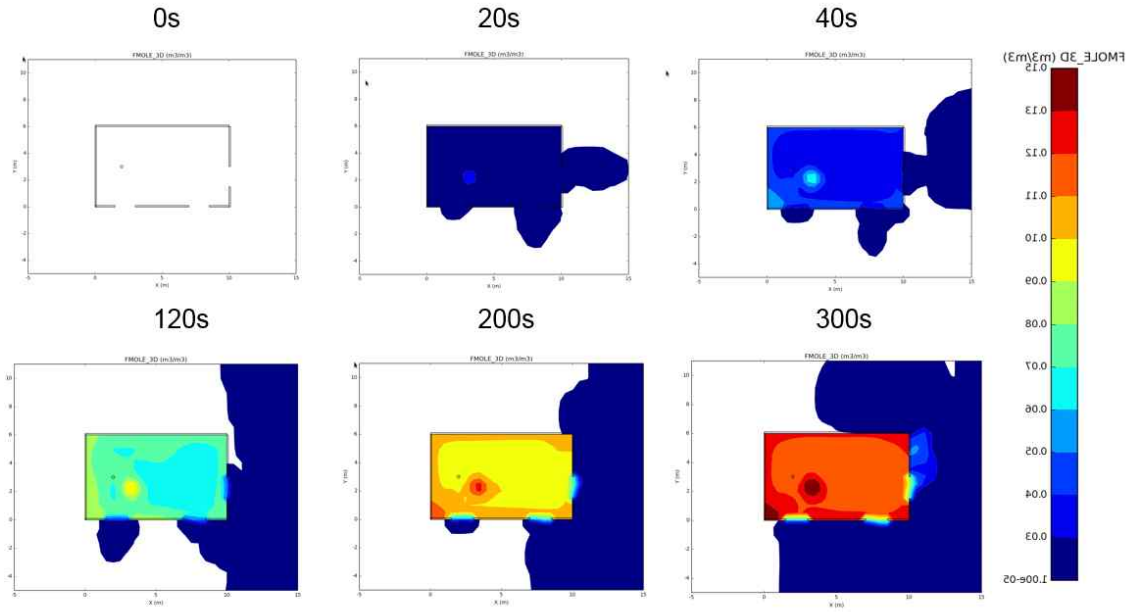


그림 18. 높이 3.75m에서 시간에 따른 누출 가스 농도

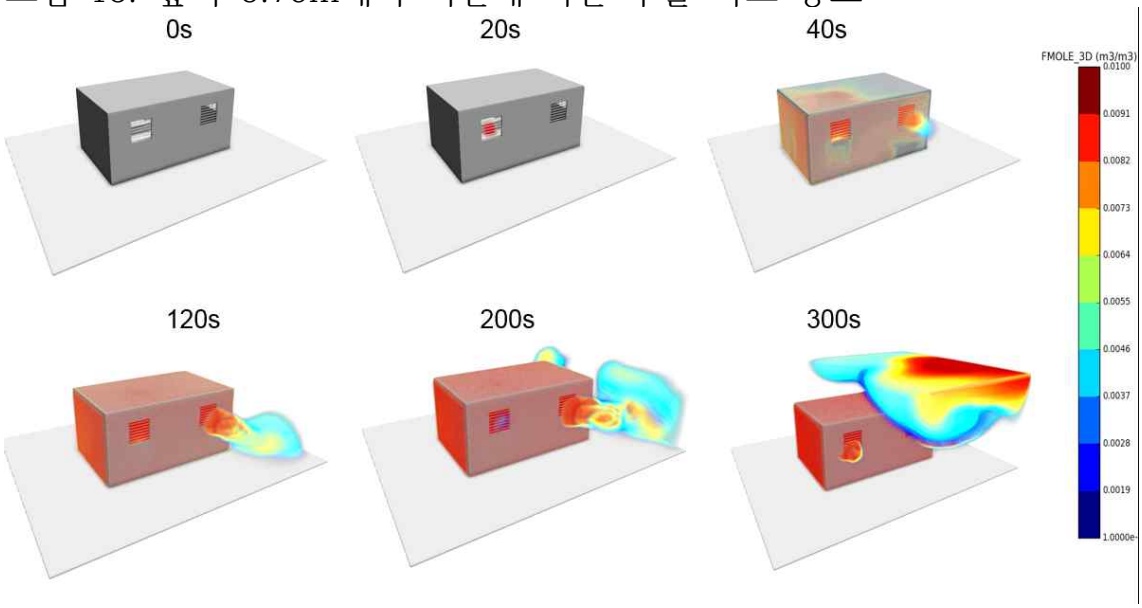


그림 19. 정압소 외부에서 본 시간에 따른 누출 가스 농도

또한 가스가 5분이상 누출되어 LFL(Lower Flammable Limit)을 초과하였을 때 정압소 내부에서 이로 인한 폭발로 인한 순간적인 과압

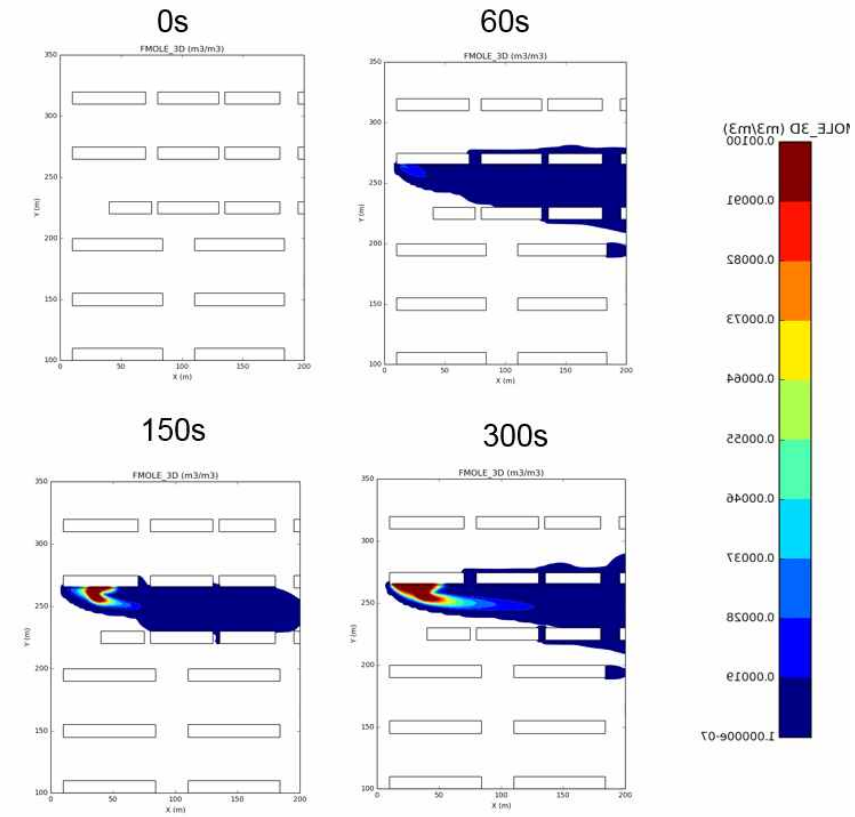


그림 20. 높이 5m에서 정압소 주변지역의 시간에 따른 누출 가스 농도

(Overpresure)값을 아래 그림과 같이 얻을 수 있었다. 정압소 외부에서는 그림 20.에서 보이는 것과 같이 누출된 가스농도가 LFL을 초과하지 못하였기 때문에 폭발 시뮬레이션 결과는 얻을 수 없었다.

(2) 훈련 가이드라인 제시

누출이 시작되면 현장 훈련원이 제어실 운전원에게 사고 정보를 전달받아서 현장으로 출동하고, 정압실의 경우에는 수동 조작이 가능한 긴급차단밸브를 폐쇄한다. 훈련원의 조작은 사고시뮬레이션에도 실시간 반영되어야 하므로, 본 연구에서는 아래와 같은 방법으로 확산 시뮬레이션 데이터를 처리하였다.

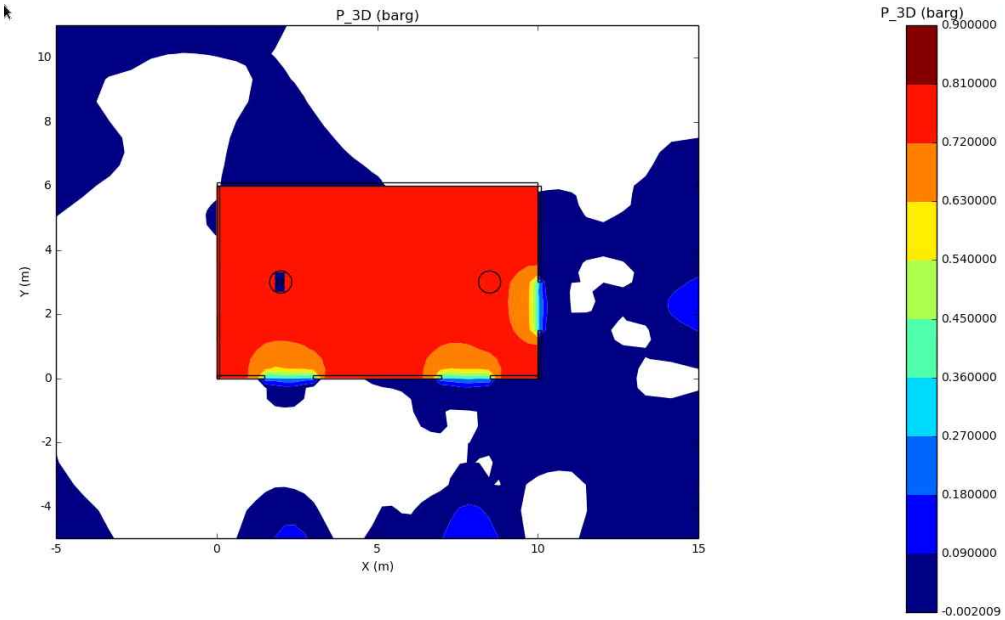


그림 21. 높이 3.75m에서 폭발로 인한 순간적인 과압

1) 훈련원 조작 시나리오 생성

- 지역정압소의 경우, 누출 시 현장 운전원이 지역정압소 근처 차단밸브를 잠금 조치하는 것을 대표 조작 시나리오로 선정한다.

2) 누출 시간 범위 선정

- 누출 경보를 받고 출동한 훈련원이 현장(지역정압소)에 도착하는 데 걸리는 평균 시간이 15분이므로, 누출 최소 시간을 15분으로 정하고, 최대 시간은 30분으로 정하여 30분 이후까지 차단하지 못하면 훈련 실패로 판단한다.

3) 확산 및 화재, 폭발 시뮬레이션 데이터 뱅크 구축

- 누출시간을 15분부터 30분까지 1분 간격으로 총 15개의 확산 시뮬레

이션 결과를 저장하고 각 확산 데이터 Ci(x,y,z,t)를 Dataset_i(i=15, 16, … ,20)으로 라벨링한다. 이렇게 구축된 데이터베이스에서 가스 농도가 LFL을 초과하여 폭발이 가능한 경우에 대하여 폭발 시뮬레이션을 각각 실시하고 이 또한 데이터베이스에 저장한다.

4) 훈련원 조작(차단밸브 잠금)에 따른 시뮬레이션 결과 전송

- 훈련 프로그램 상에서 누출이 시작되면, 먼저 최대 누출시간 (=30min)에 해당하는 확산 시뮬레이션 결과를 시간에 따라 훈련원에게 실시간 전송된다. 이후 훈련원이 현장에 도착하여 특정시점에 차단밸브를 잠그면(프로그램 내에서 밸브를 마우스 클릭하는 형식), 식 (3)과 같이 그 시점에서부터의 확산결과는 을 누출시간으로 하는 확산 시뮬레이션 결과로 치환되어 훈련원에게 전송한다.

$$C(x,y,z,t) = C^{30}(x,y,z,(t-t_{release})) \qquad at\ t_{release} < t < t_{action}$$

$$= C^{(t_{action}-t_{release})}(x,y,z,(t-t_{release})) \qquad at\ t_{action} < t < t_{max}$$

예를 들어, 훈련 시작 이후 10분 뒤에 누출이 발생하였고 훈련원이 그로부터 20분 뒤에 차단밸브를 잠근 상황이라면, 10~30분 동안 Dataset30의 농도 데이터를 실시간으로 전송하다가, 30분~최대시간동안은 Dataset20의 농도 데이터로 바꿔서 실시간으로 전송한다.

그리고 만약 훈련원의 조치가 늦어서 누출된 가스가 정압소 내부에 축적되어 폭발이 일어나기에 충분한 농도에 도달하면 데이터베이스에 구축해놓은 폭발시뮬레이션 Dataset을 불러와 폭발에 따른 실시간 과압과 폭발로 인하여 변한 누출 가스 농도를 볼 수 있게 하였다.

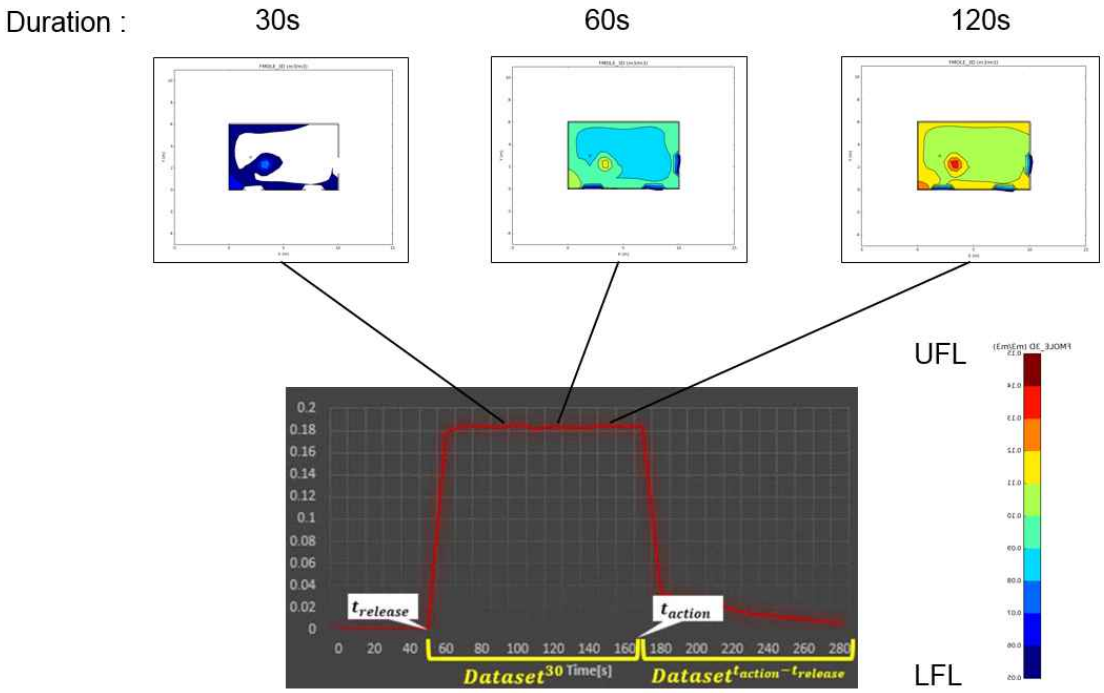


그림 22. 훈련원 조작 반영을 위한 확산 시뮬레이션 데이터 처리

(3) 훈련 평가

데이터 처리 기법을 프로그램에 구현하여 훈련 종료 후 훈련원의 조치를 평가할 수 있도록 설계하였다. 이상 시나리오 가동 이후 훈련원의 조치(공급밸브 차단) 시간을 20분과 25분 그리고 30분 세 가지로 구분하여, (t=30min)에서의 확산 시뮬레이션 및 폭발 시뮬레이션 결과를 비교하였다. 그림 23. 과 24.에서 볼 수 있듯이 훈련원의 조치에 따라서 사고 시뮬레이션 결과가 확연하게 다르게 나타나는 것을 확인할 수 있다. 폭발의 경우에는 훈련원이 20min에 조치를 취하면 가스농도가 LFL을 넘지 못하였기 때문에 일어나지 않았으며 훈련원이 25min에 조치를 취하는 경우(국소적 발화 폭발)에는 30min에 조치를 취하는 경우(광역 발

화 폭발)보다 폭발이 일어날 수 있는 범위가 적어서 과압이 더 적게 나타났다.훈련원의 정확한 상황 판단과 신속 정확한 조치에 따라 발생하는 사고 규모를 최소화 할 수 있기 때문에, 해당 기법을 바탕으로 햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템에 적용할 시 훈련원의 능숙도에 따른 훈련 평가를 수행할 수 있다.

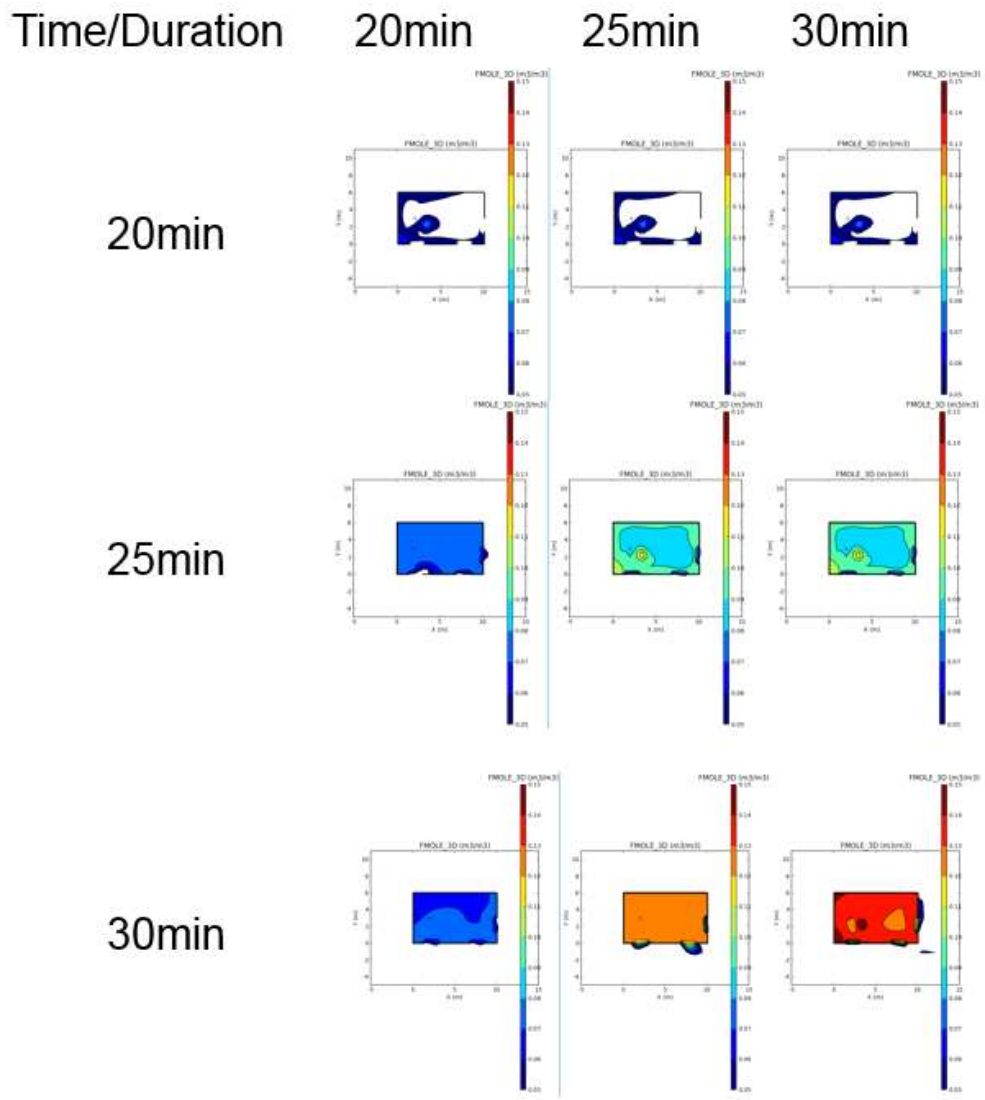


그림 23. 훈련원 조치에 따른 정압소 내부 누출 가스 농도

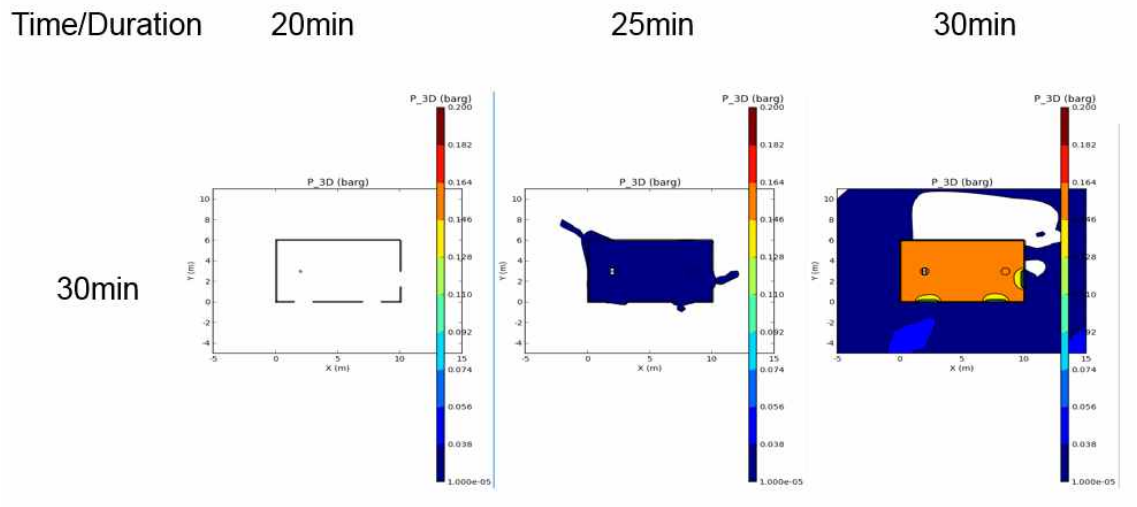


그림 24. 훈련원 조치에 따른 순간적인 정압소 내부 과압

Ⅲ. 결론

정압소의 공정 이상에서부터 이어지는 사고 시뮬레이션을 실시하여 훈련원의 조치에 따른 피해가 얼마나 달라지는지 정량적으로 확인할 수 있었다. 앞서서 사고 상황이라고 정의한 '정압소의 운전변수(압력 등)에 심각한 이상이 생겨 공정장치에 물리적인 피해를 야기하고 이에 따라 추가적인 2차 피해를 야기 시킬 수 있는 현상'은 아이시스텍에서 제작한 공정 이상 시나리오에 대하여 총 7개가 있으며 각각의 경우에 서로 다른 조건(압력 등)을 활용하여 실내확산, 실외확산, 발화 및 폭발 시뮬레이션 모델 및 시나리오를 개발하였다.(총 11개)

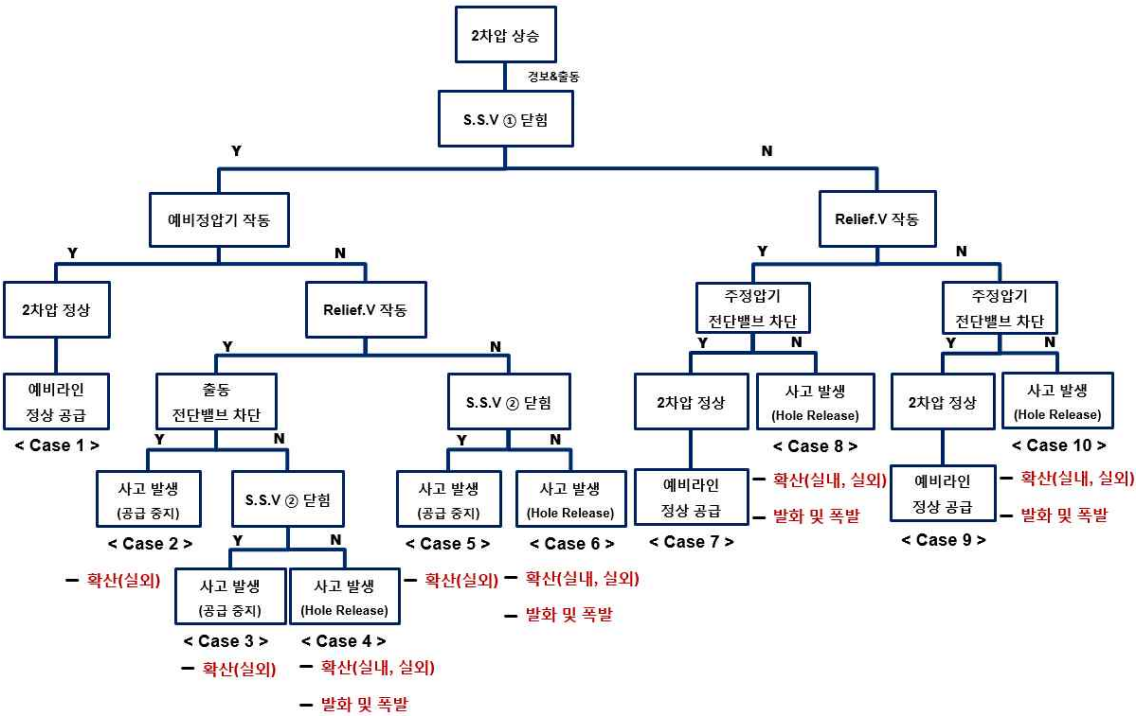


그림 25. 공정 이상 시나리오에서 이어지는 사고 시나리오 트리

석유화학플랜트 내 시나리오 별
사고 시뮬레이션 모델

보고서 검토 결과

핵심성과 1

석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석

핵심성과 2

석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발

핵심성과 3

석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시

검토자 소속 및 성명

소속 : 현대오일뱅크

성명 :

(서명)_____

검토일 : 2017. 10. 17

검토결과

핵심성과 1 달성도

□ 달성 □미달성

핵심성과 2 달성도

□ 달성 □미달성

핵심성과 3 달성도

□ 달성 □미달성

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 모델개발

2017. 10.

서 울 대 학 교

목차

Ⅰ 서론 ····· 4
1. 연구 목표 ····· 4
2. 연구 내용 및 범위 ····· 5
Ⅱ 본론 ····· 6
1. 석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석 ····· 7
1.1. 대상공정개요 ····· 7
1.2. RDS 공정 사고 이력데이터 확보 및 분석 ····· 8
1.3. RDS 공정 내 사고 시나리오 정의 및 생성 ····· 10
2. RDS 공정 내 사고 모델링 및 시뮬레이션 ····· 16
2.1. RDS 공정 사고 시뮬레이션 모델 ····· 16
2.2. 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시 ····· 22
III. 결론 ····· 28

그림 목차

그림 1. HOU 공정 block diagram ····· 7
그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도 ····· 7
그림 3. RDS 공정 emergency shut down logic ····· 9
그림 4. 단순화된 RDS 공정 block diagram ····· 9
그림 5. RDS 공정 시뮬레이션 범위 ····· 11
그림 6. Fractionator PFD ····· 12
그림 7. Fractionator 사고 시나리오 트리 ····· 14
그림 8. HLPS PFD ····· 14
그림 9. HLPS 사고 시나리오 트리 ····· 16
그림 10. 훈련 및 시뮬레이션 인터페이스 ····· 17
그림 11. 누출원 시뮬레이션 알고리즘 ····· 18
그림 12. FLACS User Interface ····· 19
그림 13. RANS 기반 k-e 모델의 난류모사 ····· 20
그림 14. 지역정압소 확산 시뮬레이션 기본 모델 ····· 20
그림 15. 폭발을 위한 가스의 LFL/UFL 예시 ····· 21
그림 16. RDS공정 CAD 파일 ····· 23
그림 17. FLACS에 import 시킨 RDS CAD파일 ····· 23
그림 18. Fractionator 후단에서의 화재 ····· 24
그림 19. Fractionator 후단에서의 폭발 ····· 24
그림 20. Fractionator 후단에서의 누출 ····· 25
그림 21. HLPS Top line에서의 화재 ····· 26
그림 22. HLPS Top line에서의 폭발 ····· 26
그림 23. HLPS Top line에서의 누출 ····· 27

Ⅰ 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 4차년도 서울대학교 성과보고서로서, 석유화학플랜트에서 발생할 수 있는 여러 가지 사고 이력데이터를 확보하고 분석하며 이러한 분석결과를 토대로 실제 발생가능성이 높은 사고 시뮬레이션 모델을 제작하는 일련의 과정을 기술하는 것을 목표로 한다.

사고 시뮬레이션 모델은 1~3차년도 대상 공정인 도시가스 정압소의 시뮬레이션 모델을 일부 포함하며 이를 토대로 새롭게 개발된 모든 모델을 총괄한다.

2. 연구 내용 및 범위

표 1. 연구 내용 및 범위

1	**석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석**
	- 석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형을 분석하고 이를 바탕으로 시뮬레이션 할 사고 시나리오를 개발한다.
2	**석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 기본 모델 개발**
	- 석유화학플랜트 도면 및 운전 데이터를 바탕으로 상용 3D-CFD 프로그램인 Gexcon_FLACS를 이용하여 여러가지 시뮬레이션 모델을 개발한다.
3	**석유화학플랜트 내 기본 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시**
	- 개발한 사고 모델 내에 생성한 사고 시나리오를 입력하여 가스 누출 및 확산 계산을 수행한다. - 누출 및 확산 계산을 수행한 경우 중에서 화재 및 폭발로 이어질 수 있는 시나리오에서는 추가적으로 화재 및 폭발 계산을 수행한다. - 도출한 사고 시뮬레이션 결과를 바탕으로 훈련원이 훈련환경에서 수행할 가이드라인을 제시한다.

II 본론

1. 석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석

1.1. 대상공정개요

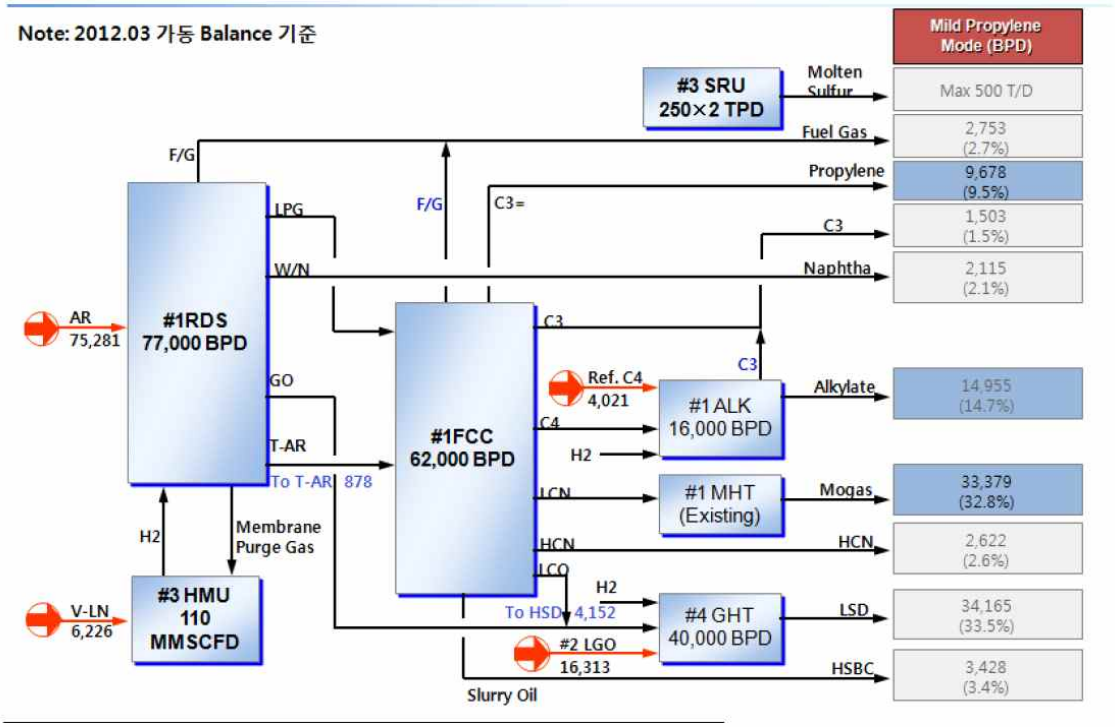


그림 1. HOU 공정 block diagram

HOU 공정은 Heavy Oil Upgrading 공정의 약자로써 황이 다량 함유되어있는 고유황 중질유를 경유 및 저유황 중질유로 전환시키고 이렇게 얻어진 저유황 중질유를 유동층 촉매반응으로 분해하여 프로필렌, 휘발유, 경유 및 중유 등을 얻는 일련의 공정들을 포괄하는 총칭이다. 2012년 기준으로 현대오일뱅크 대산공장에서는 하루 약 66,000배럴의 중질유를 처리하여 하루 약 10,000배럴의 프로필렌, 35,500배럴의 휘

발유, 18,000배럴의 경유와 3,300의 중유를 생산하고 있다.

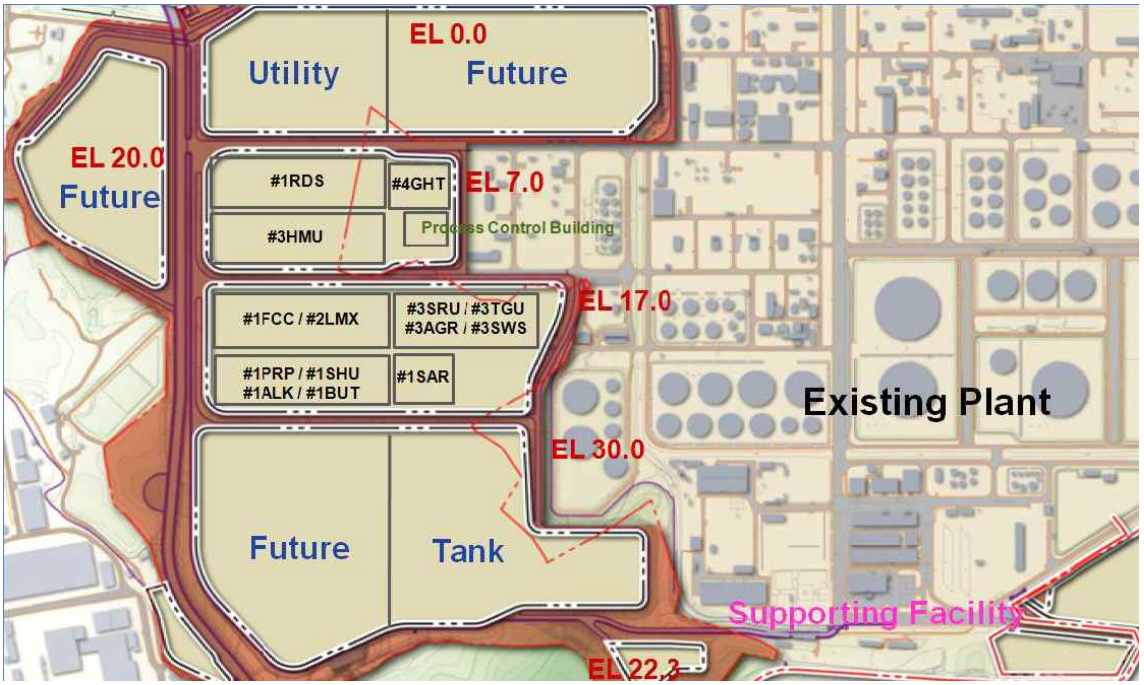


그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도

대상공정인 RDS는 Residue De-Sulfurization 공정의 약자로 전단의 CDU(Crude Distillation Unit:상압증류공정)에서 생상된 AR(Atmospheric Residue:상압잔사유)에 포함된 불순물을 제거하여 후단의 FCC(Fludized Catalytic Cracking) 공정의 원료를 생산하는 공정이다. Licensor는 미국의 Chevron Lummus Global 사이며 반응기의 온도가 400℃ 이상, 압력이 200기압(수심 2,000m에 해당하는 초고압) 공정이다.

1.2. RDS 공정 사고 이력데이터 확보 및 분석

RDS 공정에서 가장 빈번하게 일어나는 사고는 파이프라인의 플랜지(flange)를 통한 기체 혹은 액체의 누출과 이에 수반되는 추가적인 화재 및 폭발이다. 실제로 이러한 일련의 과정을 가장 빈번하게 발생시키는

원인물질은 수소이지만 공정 전반적인 물질이 인화성의 탄화수소(hydrocarbon)이므로 누출 및 화재, 폭발은 수소가 많은 부분 뿐만 아니라 공정의 어느 부분에서도 발생할 수 있다. 아래의 그림 3은 현대오일뱅크에서 제공받은 RDS 공정의 emergency shut down logic 표이다. RDS 공정의 shut down logic은 요약한 바와 같이 비교적 단순하며 유럽 특허사(Haldor Topsoe, Shell)에 비해 Automatic shut down logic은 상당히 제한적이므로 공정 비상상황 발생시에 DCS 및 현장 운전원의 철저한 상황 이해와 대처방법 숙지가 필수적이다. 만약 이러한 이상상황에서 훈련원이 적절한 대처를 하지 못할 시에는 공정의 특정부분에 압력이 축적되어 flange를 통한 기체 혹은 액체의 누출이 일어날 것이고 2차대처가 적절하지 못할 시에는 화재 및 폭발사고 또한 일어날 수 있다.

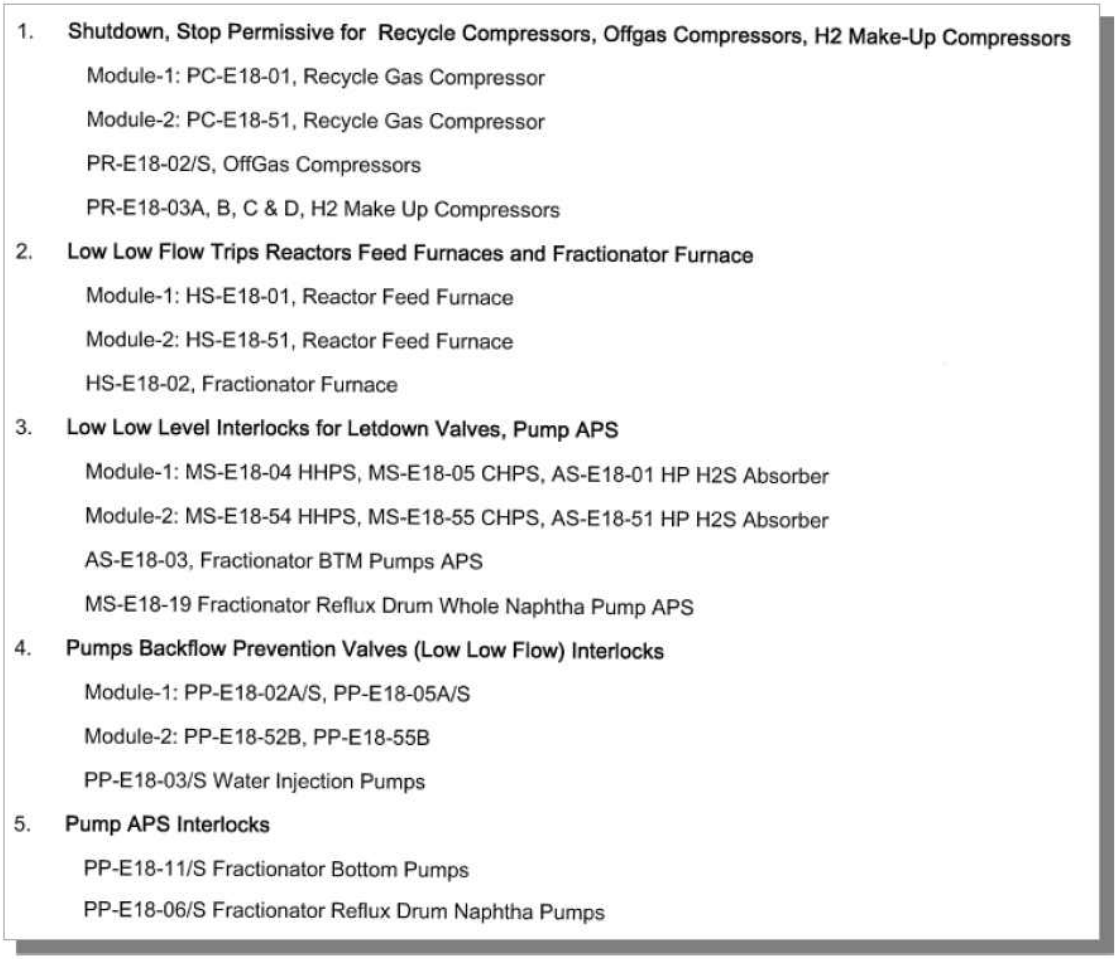


그림 3. RDS 공정 emergency shut down logic

본 과제에서는 RDS 공정 전체가 아닌 일부분을 모사하기로 협의되었다.[1] 모사가 협의된 부분은 그림 4에서 Low pressure separation section 및 fractionation section이다. 따라서 그림 3에서 실제로 분석이 필요한 부분은 **3번의 Low Low Level Interlocks for Letdown Valves, Pump APS, 4번의 Pumps Backflow Prevention Valves (Low Low Flow) Interlock 및 5번의 Pump APS Interlocks** 항목이다. 이를 토대로 발생가능한 시나리오를 정리 및 분석하였다.

1) 자세한 내용은 열린기술의 보고서 참조.

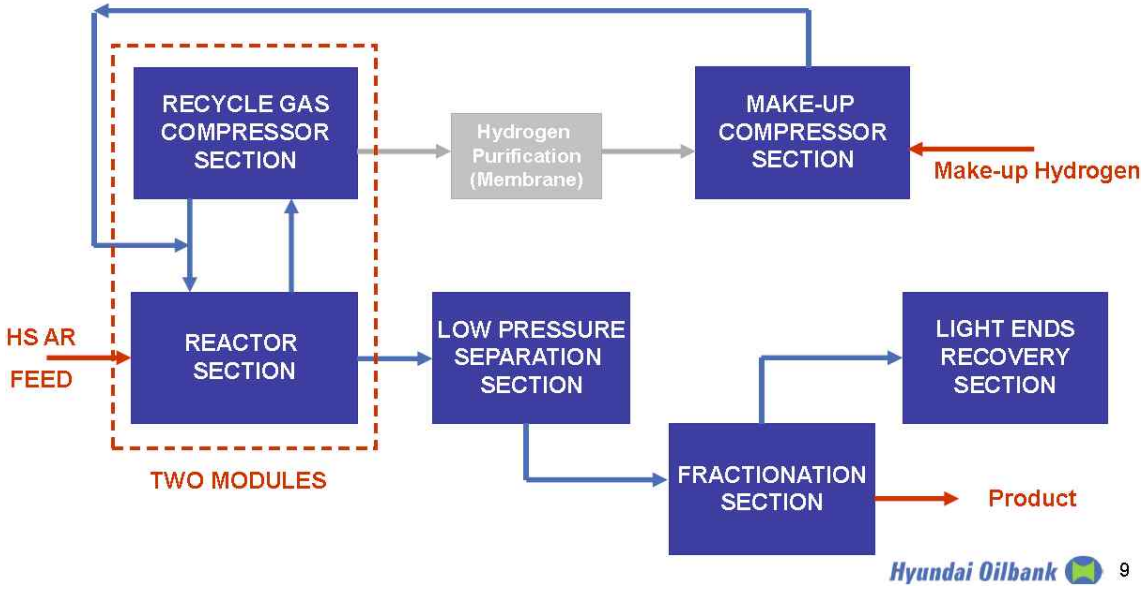


그림 4. 단순화된 RDS 공정 block diagram

1.3. RDS 공정 내 사고 시나리오 정의 및 생성

(1) 공정 이상 분석

일단 혼동을 피하기 위하여 본 연구에서는 사고 상황을 'RDS 공정의 운전변수(압력 등)에 심각한 이상이 생겨 공정장치에 물리적인 피해를 야기하고 이에 따라 추가적인 2차 피해를 야기 시킬 수 있는 현상'이라고 정의한다.

RDS 공정시뮬레이션 범위는 그림 5와 같다. 누출로부터 시작되는 사고 시나리오 정의를 위해서는 일단공정 이상 시나리오에서부터 출발하여야 한다. 또한 사고 발생 후에 훈련원의 적절한 대처여부에 따라서 사고 시나리오의 종료 또는 확장이 일어날 수 있다. 현대오일뱅크에서 얻은 자료와 1세부와의 협력을 통하여 가능한 공정이상 및 사고 시나리오를 도출할 수 있었다.

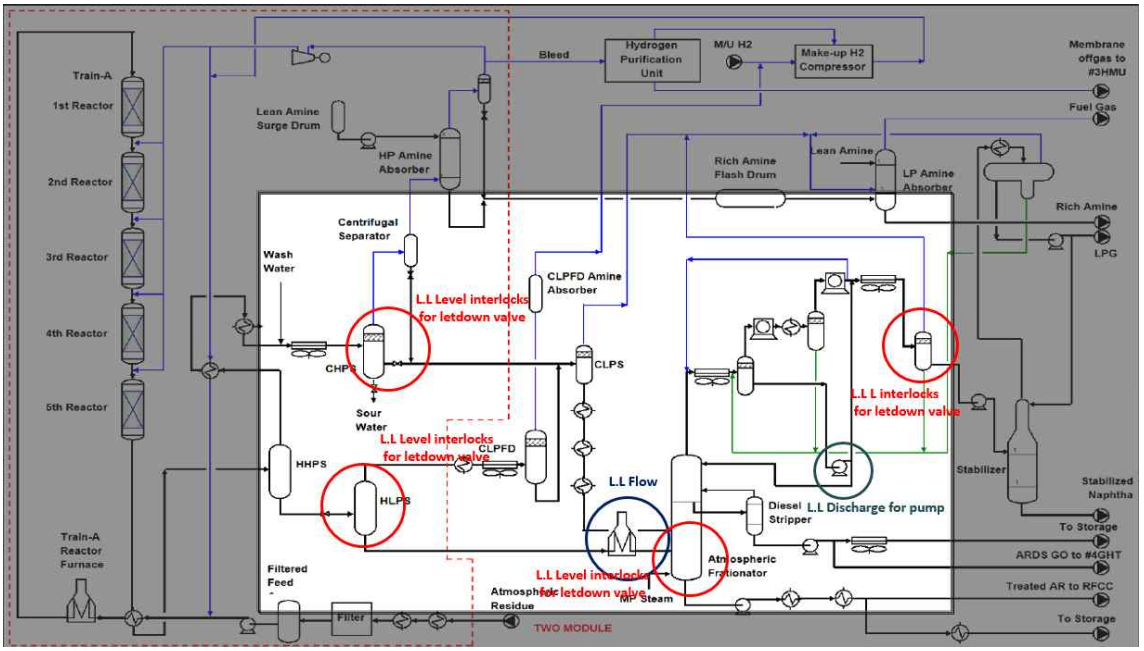


그림 5. RDS 공정 시뮬레이션 범위

Point 1. Fractionator 후단에서의 누출

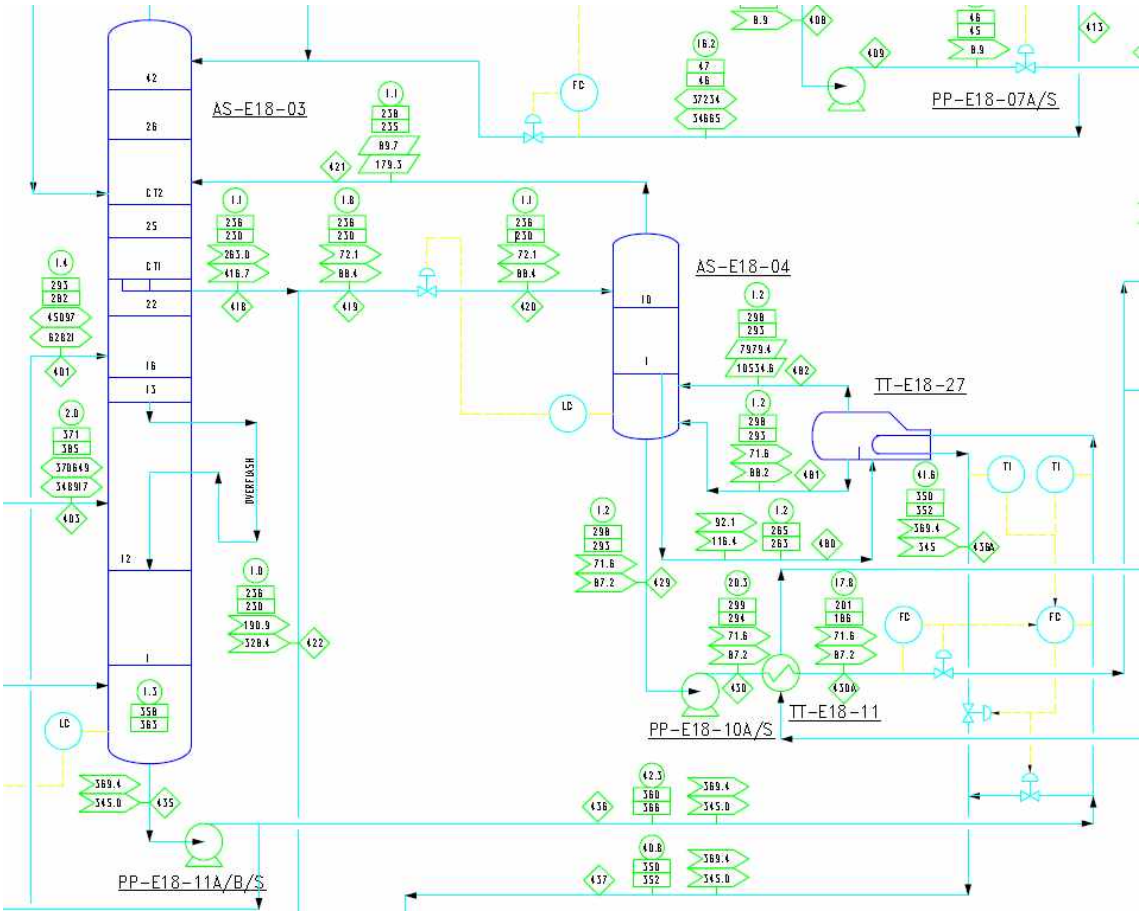


그림 6. Fractionator PFD

첫 번째 가능한 시나리오는 그림 6의 fractionator(PP-E18-11A/B/S)의 후단에서 발생하는 시나리오이다. 현대오일뱅크측에서 제시한 자료에 따르면 일단 어떠한 원인(fractionator inlet valve 결함으로 인한 feed 유량 감소 혹은 level controller 오작동)으로 인하여 fractionator bottom에서의 liquid level이 low low에 도달 한다. Bottom의 liquid level이 줄어듦에 따라 pump(PP-E18-11A/B/S) suction 쪽으로 유입되는 liquid 유량이 감소하고 이에 따라서 pump의 APS(Automatic power switch)가 작동해야 하지만 작동하지 않고 펌프에 공급되는 전기(work)는 일정하므로 discharge pressure 가 상승하게 된다.

Discharge 압력이 상승함에 따라서 운전원이 적절한 대처(Pump Shut down Process)를 진행하여야 하지만 이를 이행하지 않았을 경우에는 압력이 계속 상승하여 pipeline flange 쪽에서 누출이 발생하게 된다. 만약 누출이 발생하게 된다면 이것은 2차사고(화재, 폭발 등)으로 이어질 수 있으므로 훈련원은 현장으로 출동하여 적절한 대처(인근 장치들의 total shut down)를 취해야 하는데 이를 제대로 이행하지 않을 경우 2차사고가 일어나게 된다.

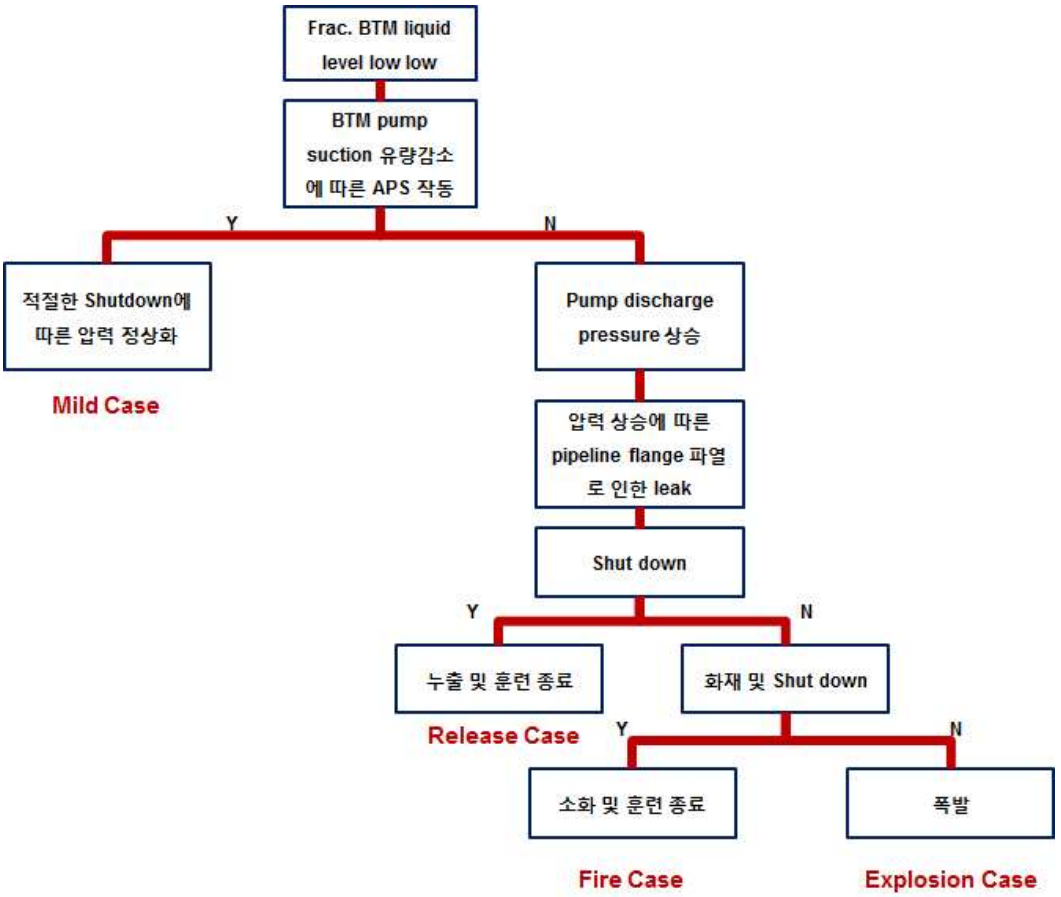


그림 7. Fractionator 사고 시나리오 트리

Point 2. HLPS(Hot Low Pressure Separator) Top Line에서 고압의 수소 누출

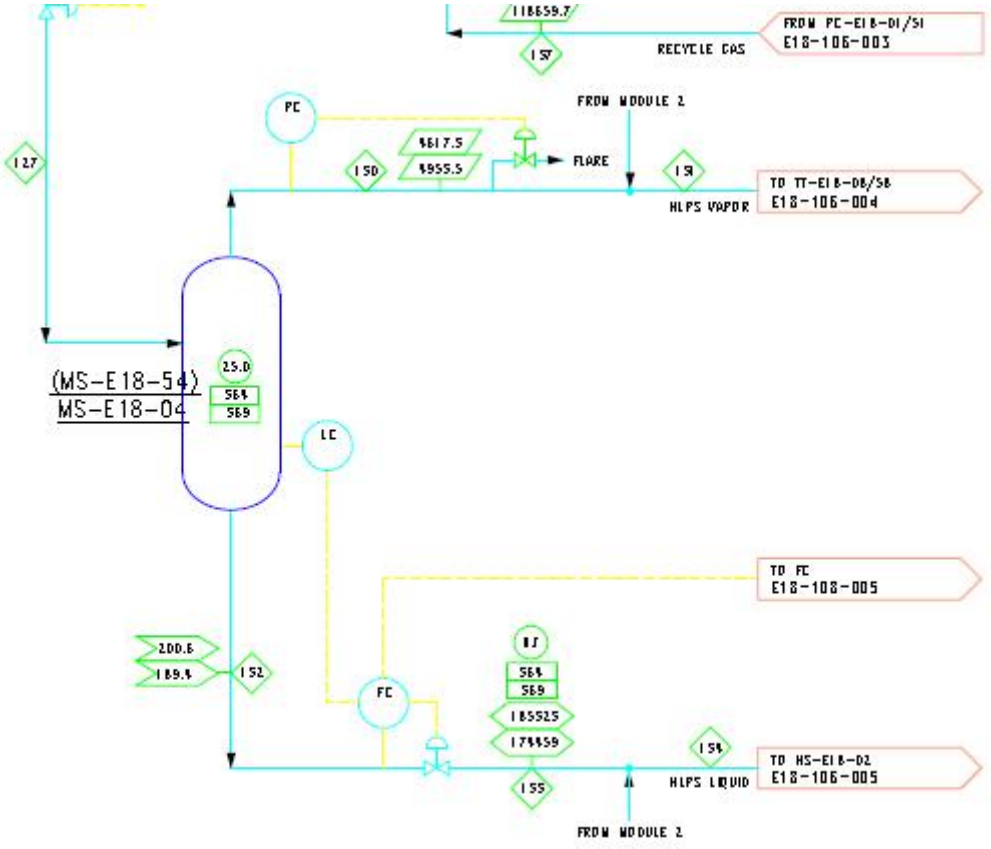


그림 8. HLPS PFD

두 번째 시나리오는 그림 8의 HLPS(Hot Low Pressure Separator, MS-E18-04)에서 발생하는 사고 시나리오이다. 그림 8에서 볼 수 있는 것과 같이 HLPS의 level은 cascade control 구조인데 이때의 FC의 actuator(valve)는 fail to close라고 가정한다. 일단 임의의 원인에 의하여 FC의 전원(power)가 차단되면 해당 valve의 opening(%)가 감소하게된다. 이로인하여 valve 전단 unit인 HLPS의 압력과 level이 상승하게 되고, HLLPS의 압력이 상승함에 따라 운전원은 이상의 원인인 FC의 전원을 복원하여 controller가 정상작동하도록 조치하여 압력이 다시 안정화되고 separator의 level이 normal 값으로 복원되어야 하지만 그렇지 않을 경우 vapor line의 flange에서 PSV로의 고온, 고압의 수소가

누출되는 사고가 발생하게 된다. 만약 누출이 발생하면 훈련원의 대처 방법에 따라서 point 1과 같이 2차사고 발생 유무가 결정된다.

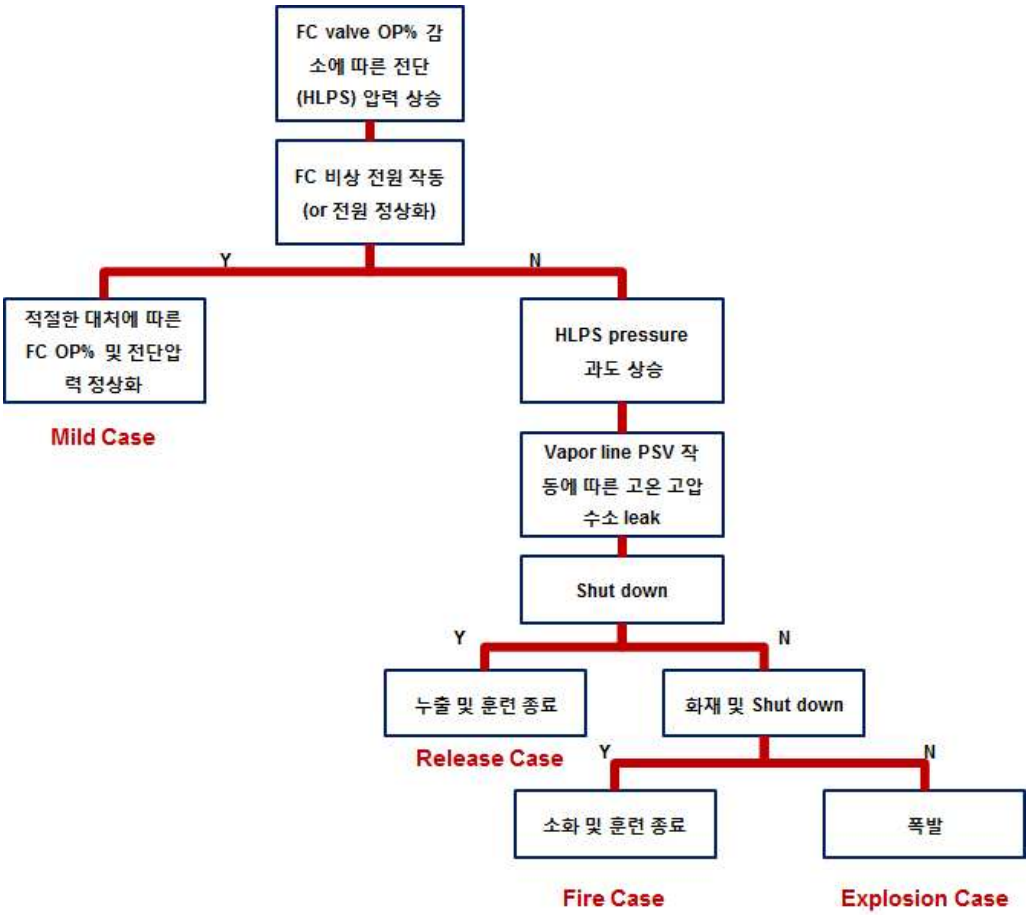


그림 9. HLPS 사고 시나리오 트리

2. RDS 공정 내 사고 모델링 및 시뮬레이션

2.1. RDS 공정 사고 시뮬레이션 모델

(1) 누출상황 동적 공정 및 사고 시뮬레이션 연동 모델

본 연구에서 시나리오 중 사고 시뮬레이션과의 연동을 요구하는 상황은 flange 주변에 hole이 생성되고 그 지점으로 누출이 일어나는 상황이다. 해당 시나리오 구현을 위해 원래의 정상상태 공정시뮬레이션 모델에서 누출량을 계산하기 위해 스트림을 하나 생성하여 밸브를 달고 개폐율 초

기값을 0으로 지정하였다. 훈련 시작에서부터 누출 발생까지의 훈련 가이드라인은 아래 그림과 같이 도식화 할 수 있다. 프로그램 상에서 압력 상승 시나리오가 시작되면 압력이 동적 공정 시뮬레이션 모델로부터 실시간으로 훈련원에게 전송되고, 훈련강사가 지정한 누출압력에 도달하면 해당 시점의 공정변수(압력, 온도 등) 값을 토대로 프로그램 내의 누출원 시뮬레이션이 자동적으로 수행된다. 또한 누출원 시뮬레이션의 결과(Q(t))를 입력값으로 하는 3D-CFD 확산 시뮬레이션 결과가 선택적으로 데이터 뱅크로부터 불러와져서, 실시간으로 훈련원에게 제공되어 적절한 조치를 취할 수 있도록 유도한다. 이러한 일련의 과정은 하나의 루프(Loop)를 형성하여 지속적으로 이루어지는데 만약 훈련원이 시기 적절한 조치를 취한다면(e.g. 전단밸브 차단) 훈련은 종료된다. 하지만 적절한 조치를 취하지 못한다면 누출된 가스는 공정 내부에 계속 축적될 것이고 어느 시점부터 화재 및 폭발이 가능한 농도(Flammable range)에 도달하게 된다. 따라서 이때부터는 3D-CFD 화재 및 폭발 시뮬레이션으로부터 얻어진 복사량(Thermal Radiation) 과압(Overpressure)과 연소 생성물(CO2 등) 결과값들을 데이터 뱅크로부터 불러오게 된다. 만약 가이드라인 상에서 제시한 비상 상황 대처 골든타임(Golden time)내에 적절한 조치를 취하지 못하였을 경우에는 이러한 루프는 멈춤과 동시에 시나리오는 정지된다.

(2) 누출원 시뮬레이션 모델

기본적인 모델식은 전년도와 유사하다. 누출원 시뮬레이션 모델은, 외부와의 압력 차에 의해 유체가 누출될 시 해당 시점에서의 공정 시뮬레이션 결과값을 전송 받아서 식 (1)에 따라누출 유량(kg/h)을 계산하고, 해당 결과값을 확산 모델로 전송한다. 누출 현상은 공정 시뮬레이션 상

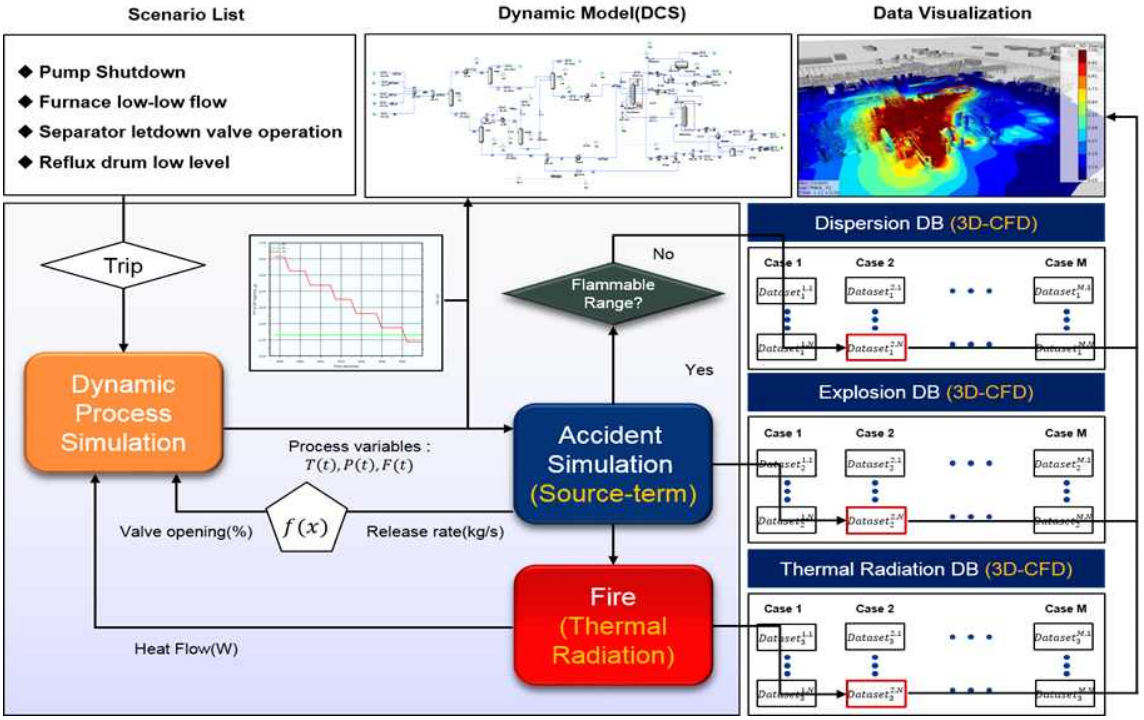


그림 10. 훈련 및 시뮬레이션 인터페이스

에도 실시간으로 반영되어야 하므로, 공정모델 내에 스트림을 하나 더 생성하여 해당 유량만큼 밸브를 통해 누출되도록 식(2)의 UDF(User Defined Function)으로 누출밸브 개폐율을 조정한다.

(3) 확산 시뮬레이션 모델

확산 계산의 정확성을 높이기 위해 3D CFD 소프트웨어인 Gexcon사의 FLACS을 이용하였다. 누출원 시뮬레이션과 달리 CFD 확산 계산은 계산시간이 매우 길기 때문에 실시간 정보 전달이 필수적인 훈련 프로그램에 적용하기 위해서는 오프라인 데이터 활용이 불가피하다. 본 연구에서는 이전단계에서 생성된 시나리오의 누출조건에 따라 미리 계산 결과를 저장해둔 후, 훈련원의 조치에 따라 실시간으로 데이터를 처리하여 제공하는 방법을 개발하였다.

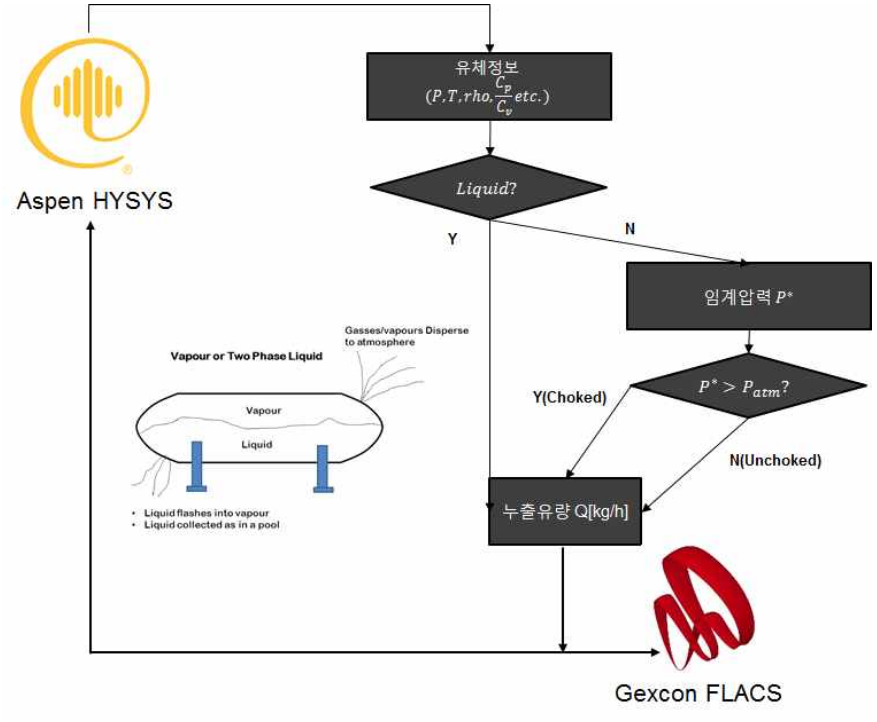


그림 11. 누출원 시뮬레이션 알고리즘

Release rate (for choked flow): $Q = C_{disc} A \sqrt{\frac{C_p}{C_V} \times \rho_i \times P_i \times \left(\frac{2}{\frac{C_p}{C_v}+1}\right)^{\frac{\frac{C_p}{C_v}+1}{\frac{C_p}{C_v}-1}}}$ (1)

UDF(Simple resistance equation): $Q = k\sqrt{Vopen \times dP \times \rho}$ (2)

$Q = mass\ flowrate \left[\frac{kg}{h}\right]$

C_{disc} = discharge coefficient

A = hole area [m2]

C_p/C_v = specific heat ratio

ρ_i = inlet fluid density $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m3}}\right]$

P_i = inlet pressure [kPa]

$k = conductance \left[\frac{kg}{hr\cdot(kPa\cdot kg/m3)^{0.5}}\right]$

Vopen = valve opening[%]

dP = friction delta pressure[kPa]

(4) 화재 & 폭발 시뮬레이션 모델

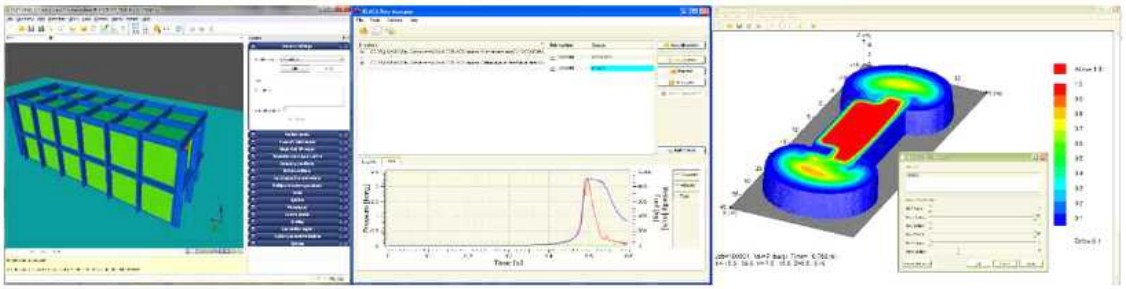


그림 12. FLACS User Interface

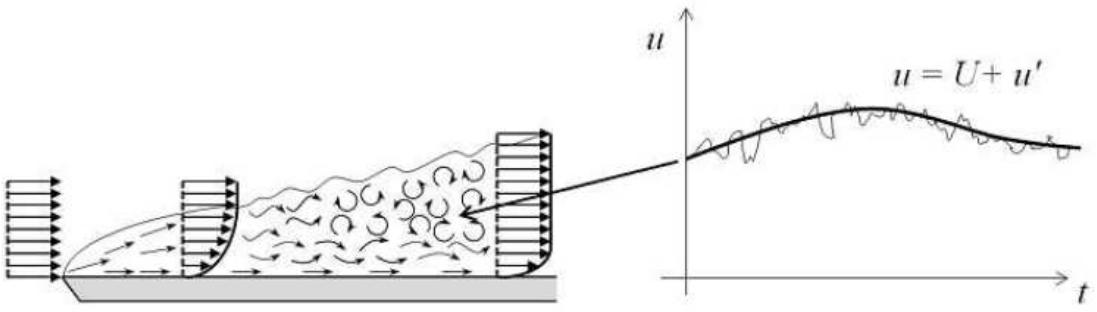


그림 13. RANS 기반 k-e 모델의 난류모사

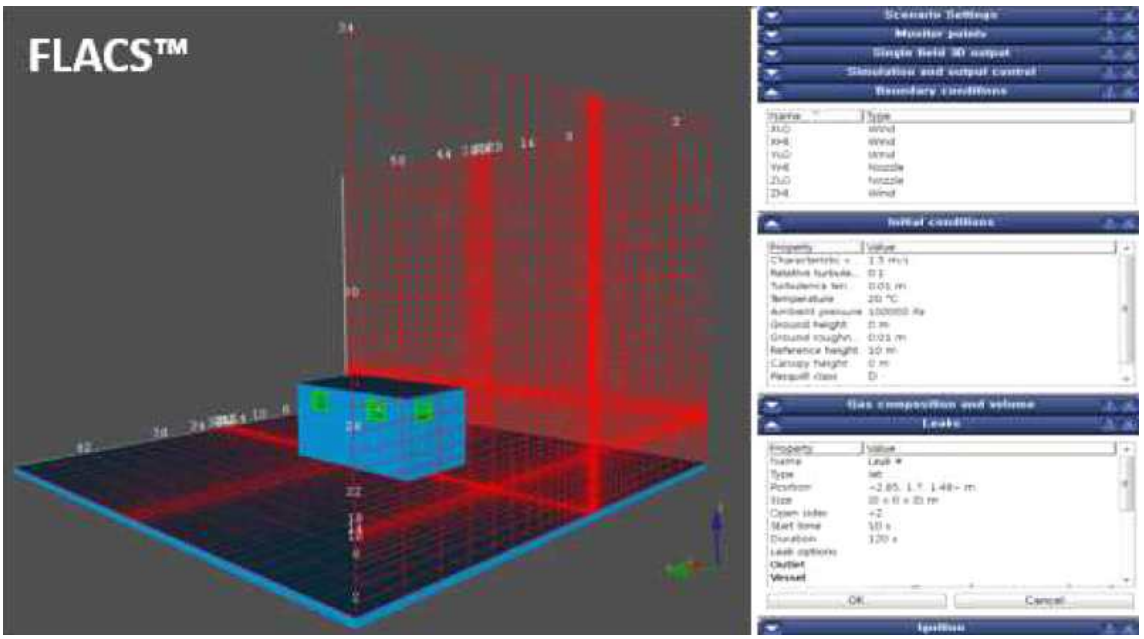


그림 14. 지역정압소 확산 시뮬레이션 기본 모델

Gexcon 사의 FLACS에는 화재 및 폭발 시뮬레이션 모델도 존재한다. 누출과 같이 폭발 시뮬레이션도 폭발로 인하여 발생하는 연소 생성물과 과압의 정확한 계산을 위하여 3D-CFD 계산이 필요하다. 이 때문에 확산 시뮬레이션과 같은 이유로 공정 시뮬레이션과의 실시간 연동을 위하여 오프라인 데이터베이스의 활용이 필요하다. 확산 시뮬레이션 모데로가 마찬가지로 이전단계에서 생성된 시나리오의 누출조건에 따라 미리 계산 결과를 저장해둔 후, 훈련원의 조치에 따라 실시간으로 데이터를 처리하여 제공하는 방법을 사용한다.

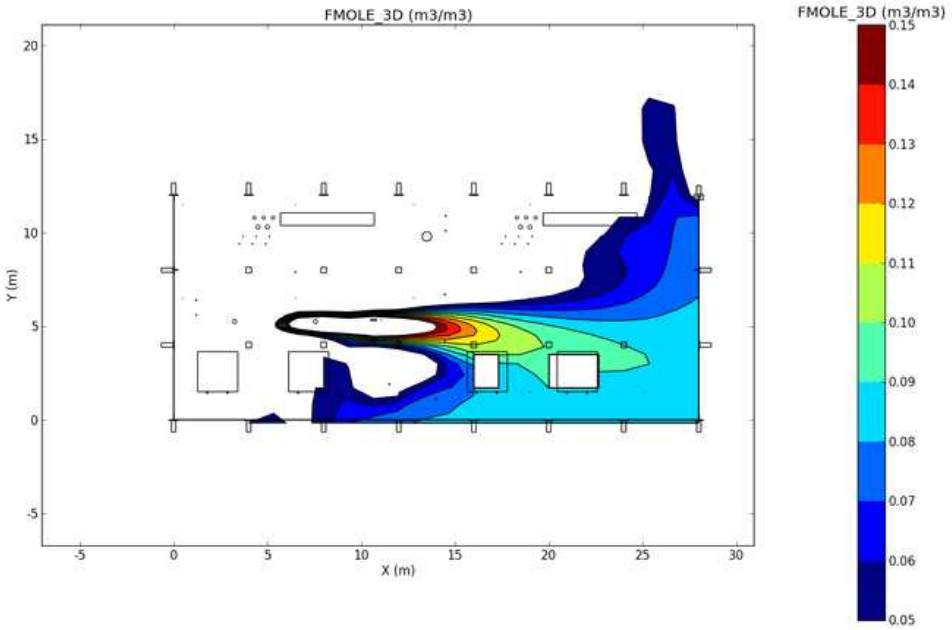


그림 15. 폭발을 위한 가스의 LFL/UFL 예시

2.2. 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시

다음으로 위에서 다룬 Fractionator 후단에서의 누출, HLPS Top line에서의 고압의 수소 누출 두 가지 사고에 대하여 시뮬레이션을 해 보았다. 두 가지 사고 시나리오 모두 대처의 여부에 따라 압력 정상화, 누출, 화재, 폭발 4가지의 결과가 나오게 된다. 이 중, 정상화 상태를 제외 한

누출, 화재, 폭발 3가지의 경우에 대하여 시뮬레이션을 하였다.

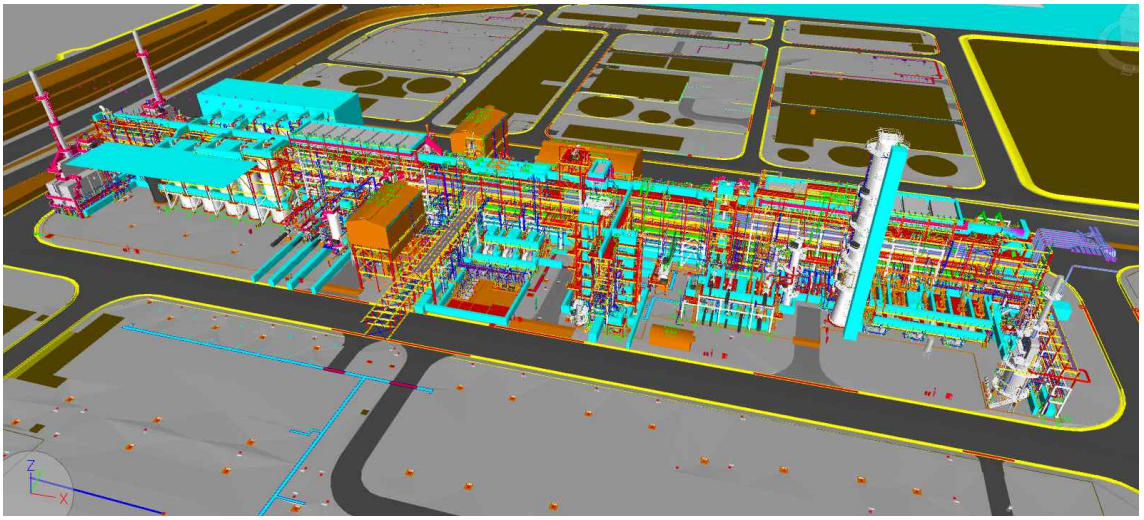


그림 16. RDS공정 CAD 파일

그림 16 은 대상 공정인 RDS공정의 Navisworks 3D CAD파일이다. 이를 Microstation의 DGN파일로 변환하여, FLACS에 geometry import시킨 결과는 다음과 같다.

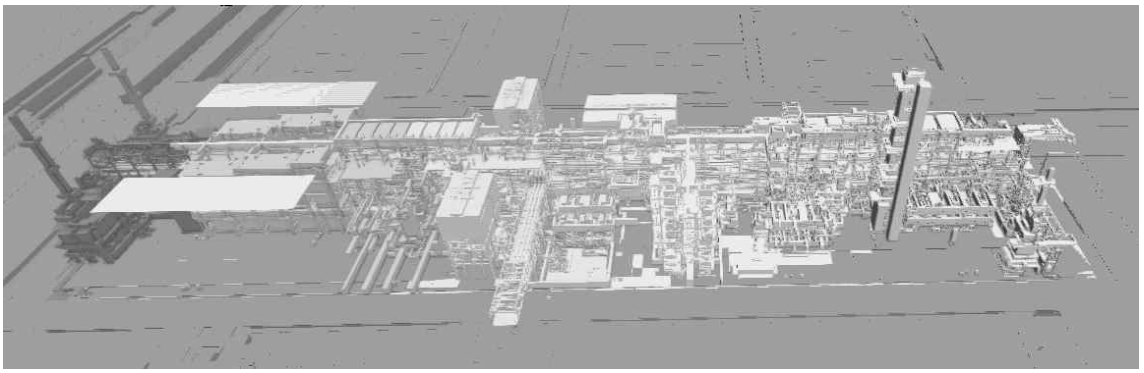


그림 17. FLACS에 import 시킨 RDS CAD파일

(1) Fractionator 후단에서의 누출

Fractionator 후단에서의 압력과 온도는 약 2bar, 240℃로 대부분 탄화수소로 이루어져 있다. 누출 방향은 공장과 수평인 방향으로 시뮬레이

션 하였다.

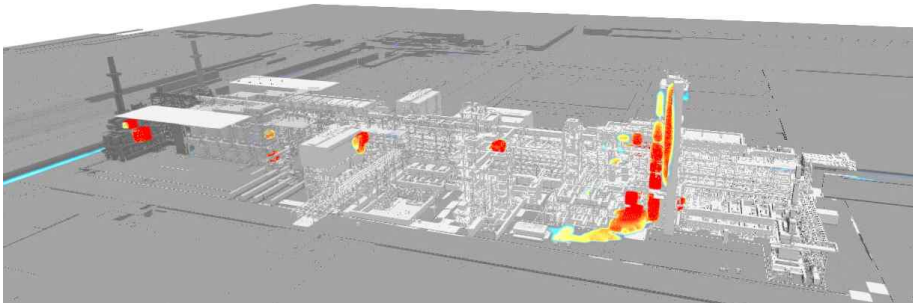


그림 18. Fractionator 후단에서의 화재

화재의 경우에는 fractionator 후단에서 누출이 일어나, 탄화수소가 연소되는 경우인데, 이러한 경우 위의 그림을 보면 fractionator 후단에서부터 전단까지 불이 발생하게 되고, 누출된 가스가 공장 내부를 통과하여 반대편 까지 영향을 미치게 되는 것을 확인할 수 있다.

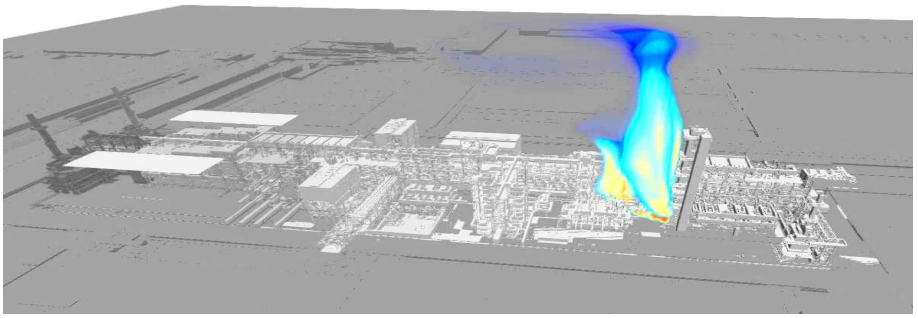


그림 19. Fractionator 후단에서의 폭발

폭발의 경우에는 누출된 가스가 지속적으로 연소되는 화재의 경우와는 다르게 급속하게 연소함으로서 누출범위의 근방에서 폭발이 발생하게 되는 것을 확인할 수 있다.

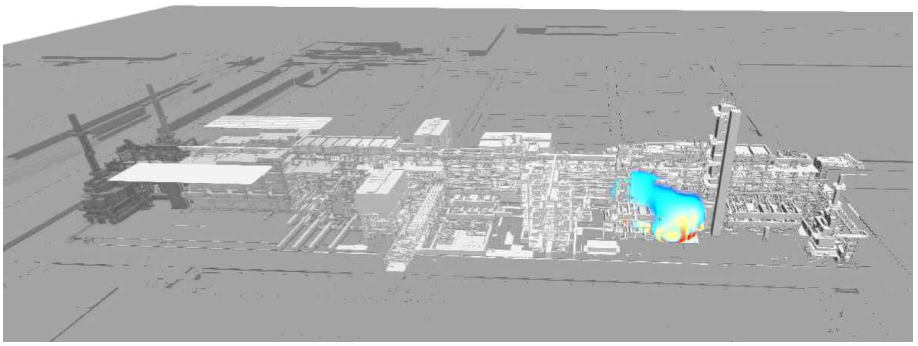


그림 20. Fractionator 후단에서의 누출

누출의 경우, 2bar라는 비교적 낮으 합력에서 일어나기 때문에 화재와 폭발과는 다르게 광범위한 범위로 가스가 퍼지게 됨을 알 수 있었다. 이러한 경우, 누출이 발생하여 가스가 쌓인 후 폭발이 일어나게 되면, 앞의 누출과 거의 동시에 발화점에서 화재나 폭발이 일어나는 경우보다 더욱 위험한 사고가 발생할 수 있다고 예측할 수 있다.

(2) HLPS Top line에서의 고압의 수소 누출

HLPS Top line에서의 압력은 25bar이고 온도는 370℃의 고온 고압의 수소가 누출되는 사고 시나리오이다. 누출 방향은 앞의 시나리오와 다르게 공장에 수직인 방향으로 누출된다고 가정하였다.

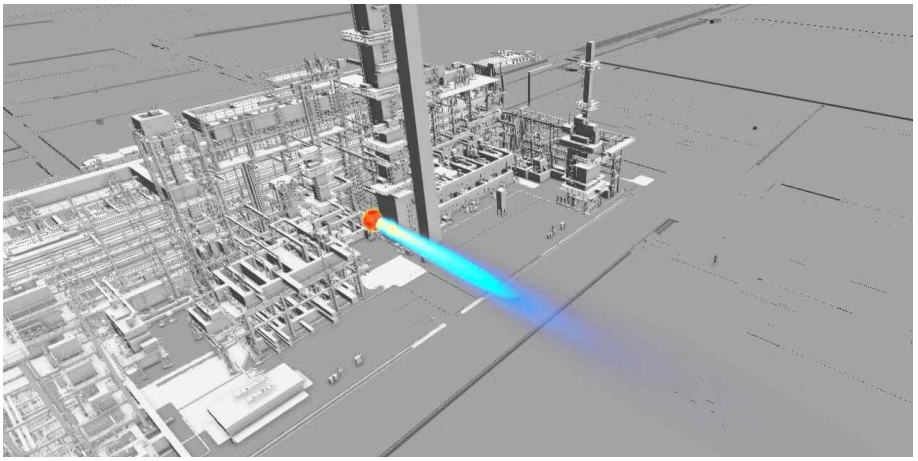


그림 21. HLPS Top line에서의 화재

HLPS Top line에서의 화재는 25bar라는 비교적 고압에서의 누출이기 때문에, 널리 퍼지는 시나리오1에서의 화재와 다르게, 누출되는 방향으로 화재가 발생함을 알 수 있다. 이는 실제 사고에서 고압의 수소가스가 누출되면 자연 발화하여 누출되는 방향으로 불기둥을 생성하는데, 이와 비슷한 결과임을 볼 수 있다.

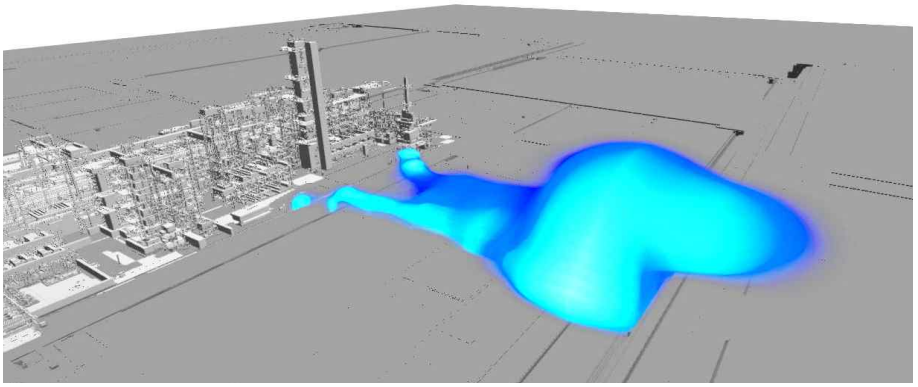


그림 22. HLPS Top line에서의 폭발

폭발의 경우에는 누출이 일어난 뒤, 일정 시간 후 발화점에서 폭발이 일어나게 되는데, 폭발로 발생한 화염이 진행방향으로 퍼지게 되어서 위와 같은 시뮬레이션 결과를 얻을 수 있었다.

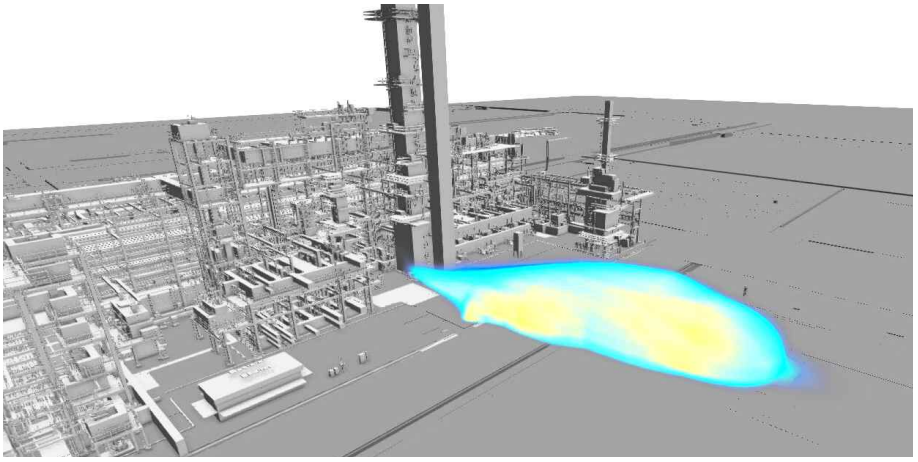


그림 23. HLPS Top line에서의 누출

단순 누출의 경우, 누출과 동시에 발화하는 화재의 경우와 다르게 누출이 일어난 뒤 거리가 멀어질수록 점차 확산되는 모습을 보인다.

(3) 훈련 가이드라인 제시

Fractionator 후단에서의 누출은 inlet valve경함으로 인한 feed 유량 감소 혹은 level controller 오작동으로 인하여 fractionator bottom에서의 liquid level이 낮아져서 이에 따른 pump의 discharge pressure가 높아져서 pipeline의 압력이 높아져 발생하게 되는 사고이다. 따라서 우선 제어실 운전자인 Control Room Operator (CROP)가 제어실 화면에서 가스 디텍터가 가스 누출을 감지하였다는 경고를 보게 되면, 이를 현장 운전원인 Field Operator (FOP)에게 전달하여서 가스 누출이 일어나는 정확한 파이프의 위치를 파악한 뒤, 전후단의 valve를 닫아 주도록 한다. 또한 현장 운전원은 화재가 발생할 경우, stream ring을 작동하여서 화재 초기 진압을 실시하여서 더 큰 화재나 폭발이 일어나지 않도록 대처한다. 사고에 대한 대응 후, 제어실 운전자에게 상황을 보고하고 제어실 운전자는 Feed를 차단하여서 shutdown 조치를 취하도록 한다.

HLPS Top line에서 고압 수소 누출 사고는 HLPS의 level controller의 문제로 HLPS의 압력이 상승하게 되어서 pipeline flange 쪽에서 고압의 수소가 누출되는 사고이다. 이러한 사고는 위의 Fractionator 후단에서의 누출 사고와 다르게, 고온 고압의 수소가 누출됨과 동시에 눈에 보이지 않는 화재로 발화 할 가능성이 크기 때문에 제어실 운전자가 이상 온도 상승이나 수소 누출을 확인하게 되면, 현장 운전원에게 사고 상황을 알린 뒤, 사고 지점 주변을 제어하도록 하고 제어실에서 HLPS의 feed를 차단한 뒤, shutdown 조치를 취하도록 하여야 한다.

Ⅲ. 결론

본 보고서에서는 대상공정인 석유화학플랜트인 RDS공정에서 발생할 수 있는 사고 이력 데이터를 확보하고 분석하여 실제로 발생 가능성이 높은 사고 시나리오를 정의하였고, 이에 따른 결과로 Fractionator 후단에서의 누출과 HLPS Top line에서 고압의 수소 누출 두 가지의 사고 시나리오를 생성하였다.

또한 개발된 사고 시나리오를 바탕으로 사고 시나리오 트리를 생성하고, 이러한 값을 입력하여 가스 누출 및 확산 계산을 수행하여 이러한 시나리오를 바탕으로 이러한 사고 상황에서 훈련원의 대처로 일어날 수 있는 화재 및 폭발 계산을 수행하였다.

이렇게 생성한 시나리오는 FLACS를 이용하여 가스 누출 및 확산, 화재, 폭발 시뮬레이션을 하였고, 이에 따른 결과를 이용하여 각 사고 별 훈련원의 적절한 훈련 가이드라인을 제시하였다.

석유화학플랜트 내 공정 이상 및 사고 시나리오 제작 및 검증

보고서 검토 결과

핵심성과 1

석유화학플랜트 내 발생 가능한 공정 이상 및 사고 유형 분석(HAZOP)

핵심성과 2

석유화학플랜트 내 공정 이상 및 사고 발생 시 비상조치법 분석

핵심성과 3

분석 결과를 토대로 한 실제 효용성이 높은 공정 이상 및 사고 시나리오 제작

검토자 소속 및 성명

소속 : 현대오일뱅크

성명 : 안 준 섭

(서명) _____

검토일 : 2018. 04. 30

검토결과

핵심성과 1 달성도

☑ 달성 □미달성

핵심성과 2 달성도

☑ 달성 □미달성

핵심성과 3 달성도

☑ 달성 □미달성

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

석유화학플랜트 내 사고 시뮬레이션 모델 개발

2018. 11.

서 울 대 학 교

목차

I. 서론 ····· 3
1. 연구 목표 ····· 4
2. 연구 내용 및 범위 ····· 5
II. 본론 ····· 6
1. 석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석 ····· 6
1.1. 대상공정개요 ····· 6
1.2. RDS 공정 사고 이력데이터 확보 및 분석 ····· 7
1.3. RDS 공정 내 사고 시나리오 정리 ····· 9
(1) 반응기 누출 시나리오 ····· 9
(2) HLPS 누출 시나리오 ····· 9
2. RDS 공정 내 사고 모델링 및 시뮬레이션 ····· 11
2.1. RDS 공정 사고 시뮬레이션 모델 ····· 11
(1) 누출상황 동적 공정 및 사고 시뮬레이션 연동 모델 ····· 11
(2) 누출원 시뮬레이션 모델 ····· 12
(3) 확산 시뮬레이션 모델 ····· 13
(4) 화재 & 폭발 시뮬레이션 모델 ····· 15
2.2. 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시 ····· 16
(1) 반응기 누출 시나리오 ····· 17
(2) HLPS 누출 시나리오 ····· 20
(3) 조건에 따른 시나리오 결과 비교 ····· 22
(4) 훈련 가이드라인 제시 ····· 24
III. 결론 ····· 26

그림 목차

그림 1. HOU 공정 block diagram ····· 6
그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도 ····· 6
그림 3. RDS 공정 emergency shut down logic ····· 8
그림 4. 훈련 및 시뮬레이션 인터페이스 ····· 12
그림 5. 누출원 시뮬레이션 알고리즘 ····· 13
그림 6. FLACS User Interface ····· 14
그림 7. RANS 기반 k-e 모델의 난류모사 ····· 14
그림 8. 지역정압소 확산 시뮬레이션 기본 모델 ····· 14
그림 9. 폭발을 위한 가스의 LFL/UFL 예시 ····· 16
그림 10. RDS공정 CAD 파일 ····· 17
그림 11. FLACS에 import 시킨 RDS CAD파일 ····· 17
그림 12. 반응기 전단 누출로 인한 확산 ····· 18
그림 13. 반응기 전단 누출로 인한 화재 ····· 19
그림 14. 반응기 전단 누출로 인한 폭발 ····· 19
그림 15. Fractionator 후단에서의 누출과 반응기 전단 누출 비교 ···· 20
그림 16. HLPS 누출로 인한 확산 ····· 21
그림 17. HLPS 누출로 인한 화재 ····· 21
그림 18. HLPS 누출로 인한 폭발 ····· 22
그림 19. 풍속의 영향 비교 (1) 5m/s (2) 10m/s ····· 23
그림 20. 풍향의 영향 비교 ····· 24

표 목차

표 1. 연구 내용 및 범위 ····· 5

Ⅰ. 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 5차년도 서울대학교 성과보고서로서, 석유화학플랜트에서 발생할 수 있는 여러 가지 사고 이력 데이터를 확보하고 분석하며 이러한 분석결과를 토대로 실제 발생 가능성이 큰 사고 시뮬레이션 모델을 제작하고, 시뮬레이션 돌린 모델의 결과를 분석하여 위 결과를 기반으로 훈련 가이드라인을 제시하기까지 일련의 과정을 기술하는 것을 목표로 한다.

사고 시뮬레이션 모델은 4차년도 대상 공정인 석유화학플랜트의 시뮬레이션 모델을 포함하며 이를 토대로 추가로 개발된 모든 모델을 총괄한다.

2. 연구 내용 및 범위

표 1. 연구 내용 및 범위

1	**사고 시나리오 별 시뮬레이션 모델 개발 및 결과 도출**
	- 석유화학플랜트 도면 및 운전 데이터를 바탕으로 추가된 발생 가능한 사고 시나리오에 따라 각 상홍에 맞는 시뮬레이션 모델을 사용 3D CFD 프로그램인 Gexcon사의 FLACS를 이용하여 개발한다. - 개발한 사고 모델 시나리오에 맞게 가스 누출 및 확산 계산을 수행한다. - 가스 누출 및 확산 이외에 화재 및 폭발이 일어날 수 있는 시나리오에서는 추가적으로 화재 및 폭발 계산을 수행한다.
2	**사고 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 제시**
	- 도출한 사고 시뮬레이션 결과를 바탕으로 훈련원이 훈련 환경에서 수행할 가이드라인을 제시한다.

Ⅱ. 본론

1. 석유화학플랜트 내 발생 가능한 사고 유형 분석

1.1. 대상공정개요

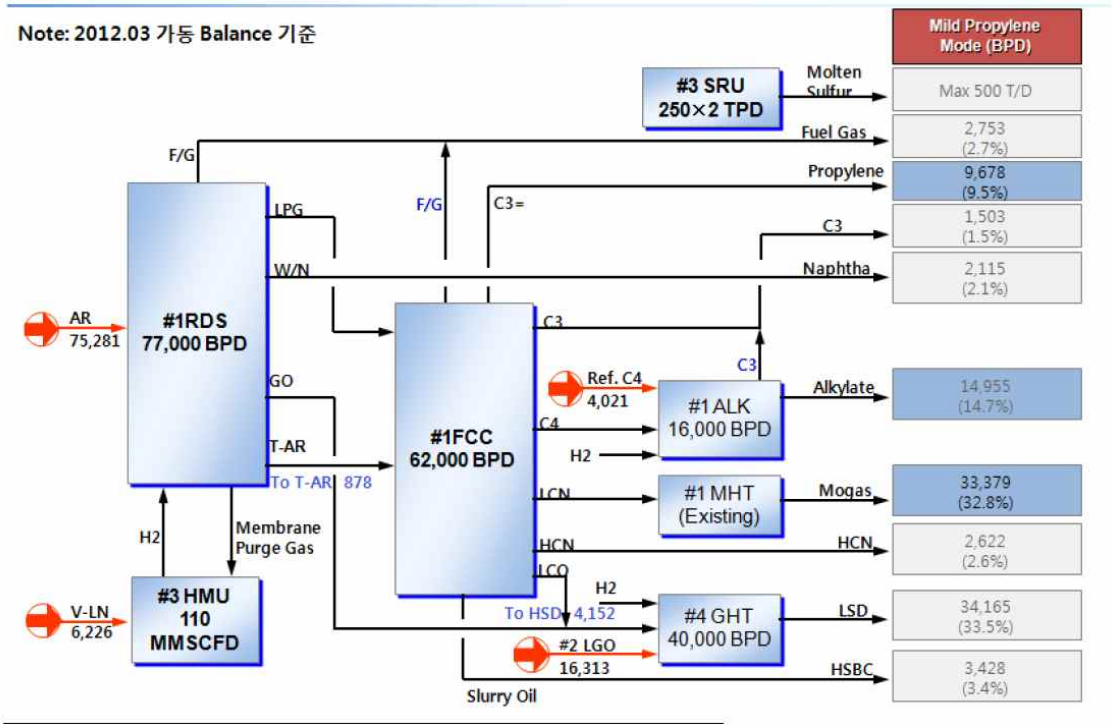


그림 1. HOU 공정 block diagram

HOU 공정은 Heavy Oil Upgrading 공정의 약자로써 황이 다량 함유되어있는 고유황 중질유를 경유 및 저유황 중질유로 전환시키고 이렇게 얻어진 저유황 중질유를 유동층 촉매반응으로 분해하여 프로필렌, 휘발유, 경유 및 중유 등을 얻는 일련의 공정들을 포괄하는 총칭이다. 2012년 기준으로 현대오일뱅크 대산공장에서는 하루 약 66,000배럴의 중질유를 처리하여 하루 약 10,000배럴의 프로필렌, 35,500배럴의 휘발유, 18,000배럴의 경유와 3,300의 중유를 생산하고 있다.

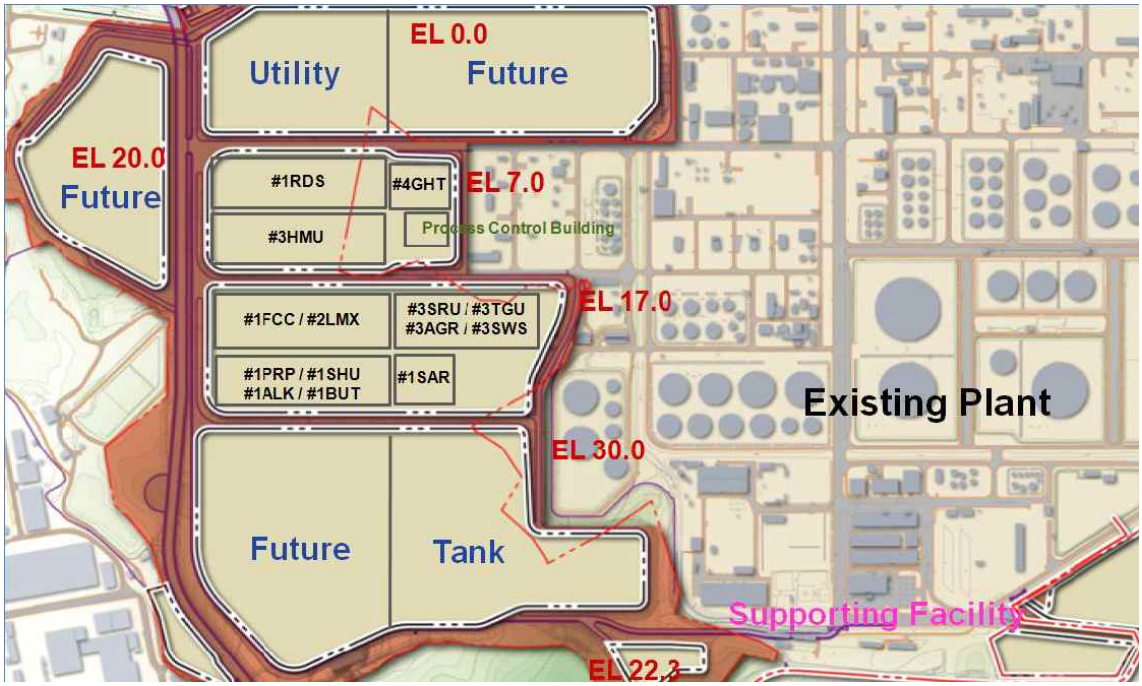


그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도

대상공정인 RDS는 Residue De-Sulfurization 공정의 약자로 전단의 CDU(Crude Distillation Unit:상압증류공정)에서 생상된 AR(Atmospheric Residue:상압잔사유)에 포함된 불순물을 제거하여 후단의 FCC(Fludized Catalytic Cracking) 공정의 원료를 생산하는 공정이다. Licensor는 미국의 Chevron Lummus Global 사이며 반응기의 온도가 400℃ 이상, 압력이 200기압(수심 2,000m에 해당하는 초고압) 공정이다.

1.2. RDS 공정 사고 이력데이터 확보 및 분석

RDS 공정에서 가장 빈번하게 일어나는 사고는 파이프라인의 플랜지(flange)를 통한 기체 혹은 액체의 누출과 이에 수반되는 추가적인 화재 및 폭발이다. 실제로 이러한 일련의 과정을 가장 빈번하게 발생시키는 원인 물질은 수소이지만 공정 전반적인 물질이 인화성의 탄화수소

(hydrocarbon)이므로 누출 및 화재, 폭발은 수소가 많은 부분뿐만 아니라 공정의 어느 부분에서도 발생할 수 있다. 아래의 그림은 현대오일뱅크에서 제공 받은 RDS 공정의 emergency shut down logic 표이다. RDS 공정의 shut down logic은 요약한 바와 같이 비교적 단순하며 유럽 특허사(Haldor Topsoe, Shell)에 비해 Automatic shut down logic은 상당히 제한적이므로 공정 비상상황 발생 시에 DCS 및 현장 운전원의 철저한 상황 이해와 대처방법 숙지가 필수적이다. 만약 이러한 이상상황에서 훈련원이 적절한 대처를 하지 못할 시에는 공정의 특정 부분에 압력이 축적되어 flange를 통한 기체 혹은 액체의 누출이 일어날 것이고 2차 대처가 적절하지 못할 시에는 화재 및 폭발사고 또한 일어날 수 있다.

1. **Shutdown, Stop Permissive for Recycle Compressors, Offgas Compressors, H2 Make-Up Compressors**
   - Module-1: PC-E18-01, Recycle Gas Compressor
   - Module-2: PC-E18-51, Recycle Gas Compressor
   - PR-E18-02/S, OffGas Compressors
   - PR-E18-03A, B, C & D, H2 Make Up Compressors
2. **Low Low Flow Trips Reactors Feed Furnaces and Fractionator Furnace**
   - Module-1: HS-E18-01, Reactor Feed Furnace
   - Module-2: HS-E18-51, Reactor Feed Furnace
   - HS-E18-02, Fractionator Furnace
3. **Low Low Level Interlocks for Letdown Valves, Pump APS**
   - Module-1: MS-E18-04 HHPS, MS-E18-05 CHPS, AS-E18-01 HP H2S Absorber
   - Module-2: MS-E18-54 HHPS, MS-E18-55 CHPS, AS-E18-51 HP H2S Absorber
   - AS-E18-03, Fractionator BTM Pumps APS
   - MS-E18-19 Fractionator Reflux Drum Whole Naphtha Pump APS
4. **Pumps Backflow Prevention Valves (Low Low Flow) Interlocks**
   - Module-1: PP-E18-02A/S, PP-E18-05A/S
   - Module-2: PP-E18-52B, PP-E18-55B
   - PP-E18-03/S Water Injection Pumps
5. **Pump APS Interlocks**
   - PP-E18-11/S Fractionator Bottom Pumps
   - PP-E18-06/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps

그림 3. RDS 공정 emergency shut down logic

1.3. RDS 공정 내 사고 시나리오 정리

(1) 반응기 누출 시나리오

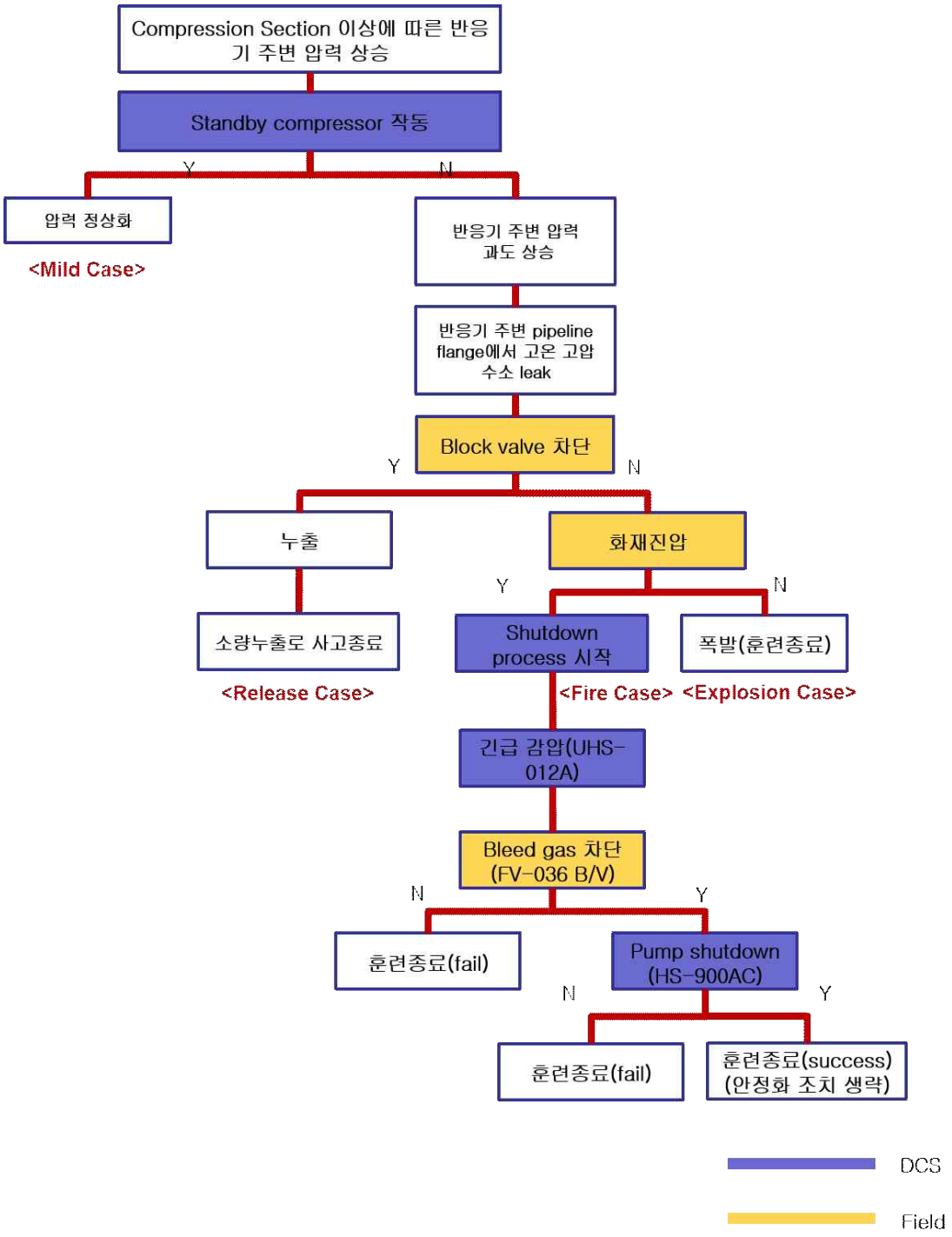


그림 4. 반응기 누출 시나리오

위의 시나리오를 보면, 우선 반응기 주변의 compression section이

상으로 인한 반응기 주변 압력이 상승하게 되어 예비 장치인 standby compressor가 작동하게 된다. 하지만 이러한 과정으로도 반응기 주변 압력이 떨어지지 않고 과도하게 상승하게 된다면 반응기 전단의 pipeline flange에서 고온 고압의 수소가 누출되게 된다. 누출을 막아주기 위하여 주변 벨브인 AOV-007 block valve를 차단하고, 누출로 화재가 발생할 경우 이를 진압하여 준다. 화재 진압에 실패할 경우, 폭발로 훈련은 종료되게 되며 화재진압을 성공하는 경우 shutdown process를 시작한다. 먼저 make-up hydrogen line을 차단하고 bleed gas라인인 FV-036 벨브를 차단하여 준다. 최종적으로 feed line을 차단하면 훈련이 종료되게 된다. 이때 훈련원의 조작과 대처에 따라서 훈련이 성공, 또는 실패하게 되며 각각의 상황에 맞는 가스 누출, 화재 및 폭발의 시뮬레이션을 계산하도록 한다.

(2) HLPS 누출 시나리오

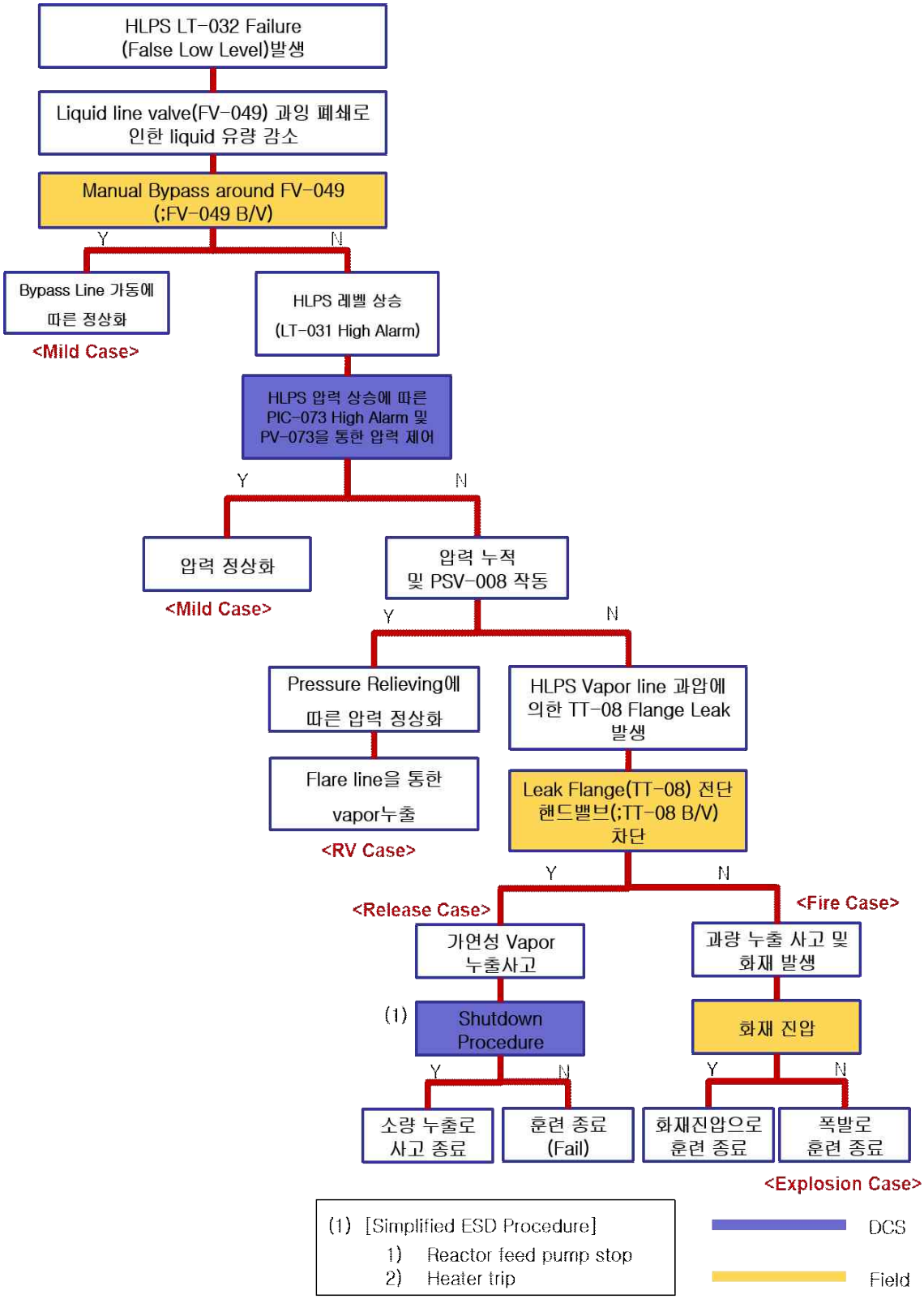


그림 5. HLPS 누출 시나리오

두 번째 시나리오는 HLPS 누출 시나리오로, HLPS의 level control에

문제가 발생하게 되어서 전원이 차단되게 되면 해당 valve의 과잉 폐쇄로 인하여 유량이 감소하게 된다. 이때 제어실에서 bypass line의 FV-049 valve를 열어주지 않으면 HLPS의 액상 level이 승하고, 압력이 상승하게 되어 경고 알람이 울리게 된다. 이 후 운전원은 PV-073을 통하여 압력 제어를 하게 되고, 이를 통하여 HLPS의 압력이 하락하지 않고 계속하여 누적된다면 과압에 의하여 TT-08 flange에 누출이 발생하게 된다. 제어실에서는 이 상황을 현장 훈련원에게 전달하고, 누출이 일어난 전단 핸드 벨브를 차단하여 누출이 최소화 되도록 하고, shutdown process와 화재 진압을 실행하게 된다.

2. RDS 공정 내 사고 모델링 및 시뮬레이션

2.1. RDS 공정 사고 시뮬레이션 모델

(1) 누출상황 동적 공정 및 사고 시뮬레이션 연동 모델

본 연구에서 시나리오 중 사고 시뮬레이션과의 연동을 요구하는 상황은 flange 주변에 hole이 생성되고 그 지점으로 누출이 일어나는 상황이다.

해당 시나리오 구현을 위해 원래의 정상상태 공정시뮬레이션 모델에서 누출량을 계산하기 위해 스트림을 하나 생성하여 밸브를 달고 개폐율 초기값을 0으로 지정하였다. 훈련 시작에서부터 누출 발생까지의 훈련 가이드라인은 아래 그림과 같이 도식화 할 수 있다. 프로그램 상에서 압력 상승 시나리오가 시작되면 압력이 동적 공정 시뮬레이션 모델로부터 실시간으로 훈련원에게 전송되고, 훈련강사가 지정한 누출압력에 도달하면 해당 시점의 공정변수(압력, 온도 등) 값을 토대로 프로그램 내의 누출원 시뮬레이션이 자동적으로 수행된다. 또한 누출원 시뮬레이션의 결과(Q(t))를 입력 값으로 하는 3D-CFD 확산 시뮬레이션 결과가 선택적으로 데이터 뱅크로부터 불러와져서, 실시간으로 훈련원에게 제공되어 적절한 조치를 취할 수 있도록 유도한다.

이러한 일련의 과정은 하나의 루프(Loop)를 형성하여 지속적으로 이루어지는데 만약 훈련원이 시기 적절한 조치를 취한다면(e.g. 전단밸브 차단) 훈련은 종료된다. 하지만 적절한 조치를 취하지 못한다면 누출된 가스는 공정 내부에 계속 축적될 것이고 어느 시점부터 화재 및 폭발이 가능한 농도(Flammable range)에 도달하게 된다. 따라서 이때부터는 3D-CFD 화재 및 폭발 시뮬레이션으로부터 얻어진 복사량(Thermal Radiation) 과압(Overpressure)과 연소 생성물(CO_2 등) 결과 값들을 데이터 뱅크로부터 불러오게 된다. 만약 가이드라인 상에서 제시한 비상

상황 대처 골든타임(Golden time)내에 적절한 조치를 취하지 못하였을 경우에는 이러한 루프는 멈춤과 동시에 시나리오는 정지된다.

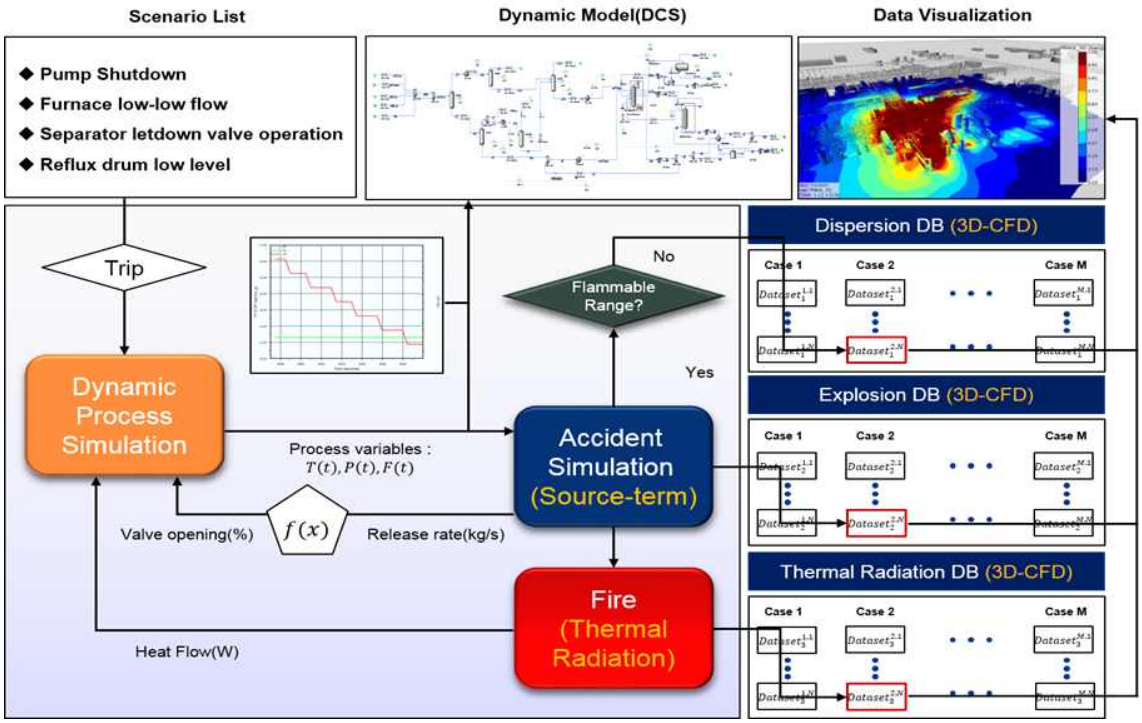


그림 6. 훈련 및 시뮬레이션 인터페이스

(2) 누출원 시뮬레이션 모델

기본적인 모델식은 전년도와 유사하다. 누출원 시뮬레이션 모델은, 외부와의 압력 차에 의해 유체가 누출될 시 해당 시점에서의 공정 시뮬레이션 결과 값을 전송 받아서 식 (1)에 따라누출 유량(kg/h)을 계산하고, 해당 결과 값을 확산 모델로 전송한다. 누출 현상은 공정 시뮬레이션 상에도 실시간으로 반영되어야 하므로, 공정모델 내에 스트림을 하나 더 생성하여 해당 유량만큼 밸브를 통해 누출되도록 식(2)의 UDF(User Defined Function)으로 누출밸브 개폐율을 조정한다.

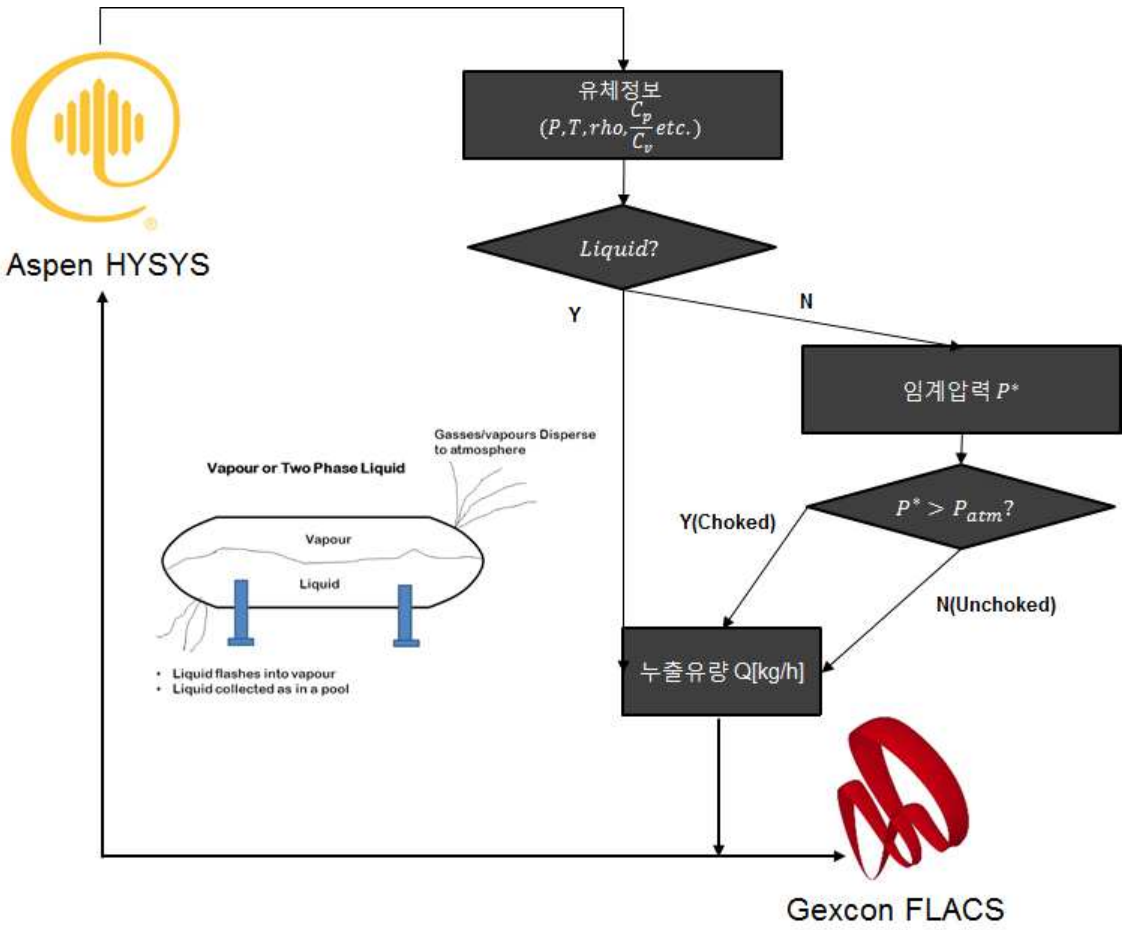


그림 7. 누출원 시뮬레이션 알고리즘

(3) 확산 시뮬레이션 모델

확산 계산의 정확성을 높이기 위해 3D CFD 소프트웨어인 Gexcon사의 FLACS을 이용하였다. 누출원 시뮬레이션과 달리 CFD 확산 계산은 계산시간이 매우 길기 때문에 실시간 정보 전달이 필수적인 훈련 프로그램에 적용하기 위해서는 오프라인 데이터 활용이 불가피하다. 본 연구에서는 이전단계에서 생성된 시나리오의 누출조건에 따라 미리 계산 결과를 저장해둔 후, 훈련원의 조치에 따라 실시간으로 데이터를 처리하여 제공하는 방법을 개발하였다.

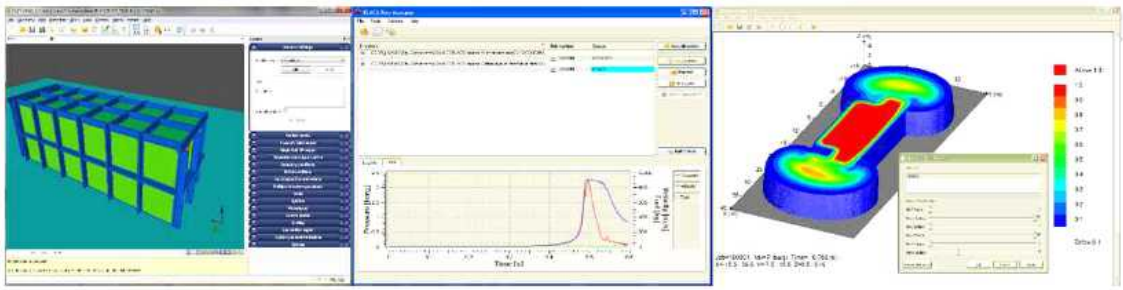


그림 8. FLACS User Interface

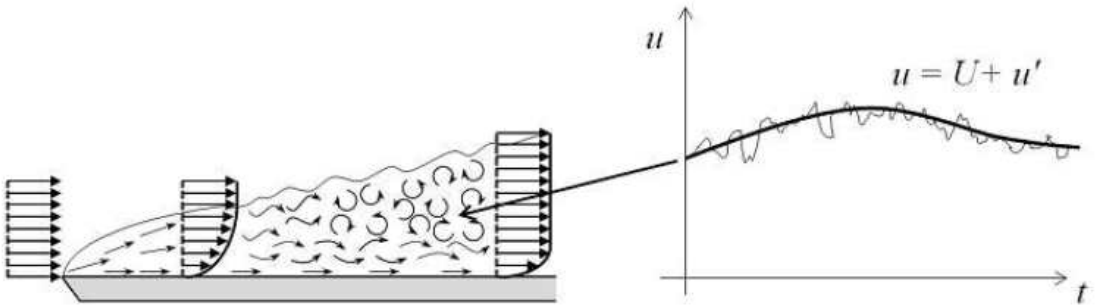


그림 9. RANS 기반 k-e 모델의 난류모사

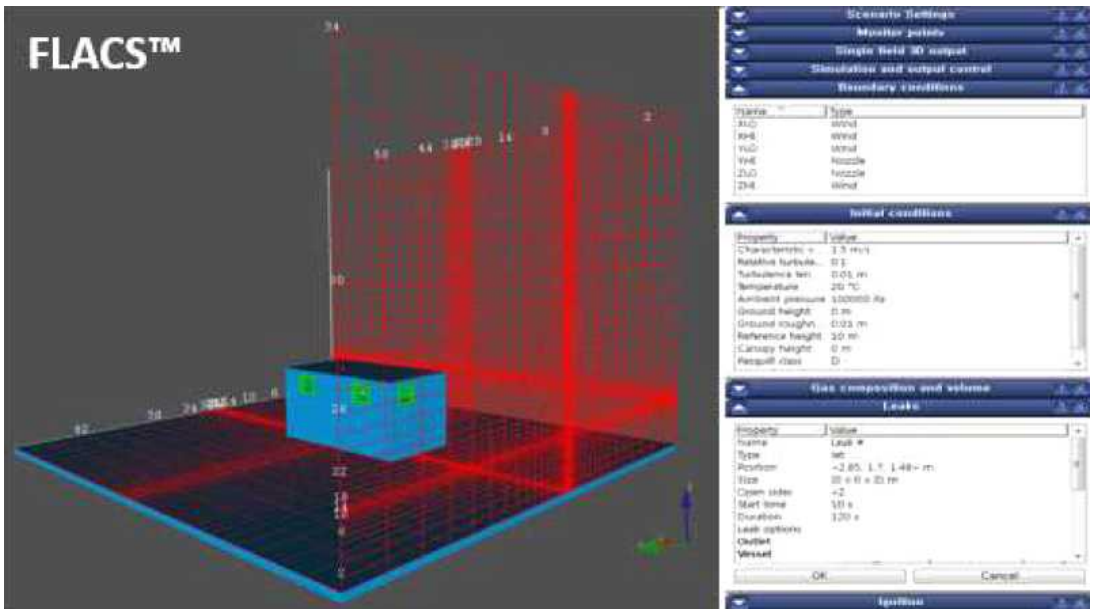


그림 10. 지역정압소 확산 시뮬레이션 기본 모델

Release rate (for choked flow): $Q = C_{disc} A \sqrt{\frac{C_p}{C_V} \times \rho_i \times P_i \times \left(\frac{2}{\frac{C_p}{C_v}+1}\right)^{\frac{\frac{C_p}{C_v}+1}{\frac{C_p}{C_v}-1}}}$ (1)

UDF(Simple resistance equation): $Q = k\sqrt{Vopen \times dP \times \rho}$ (2)

$Q = mass\ flowrate \left[\frac{kg}{h}\right]$

C_{disc} = discharge coefficient

A = hole area [m2]

C_p/C_v = specific heat ratio

ρ_i = inlet fluid density $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m3}}\right]$

P_i = inlet pressure [kPa]

$k = conductance \left[\frac{kg}{hr\cdot(kPa\cdot kg/m3)^{0.5}}\right]$

Vopen = valve opening[%]

dP = friction delta pressure[kPa]

(4) 화재 & 폭발 시뮬레이션 모델

Gexcon 사의 FLACS에는 화재 및 폭발 시뮬레이션 모델도 존재한다. 누출과 같이 폭발 시뮬레이션도 폭발로 인하여 발생하는 연소 생성물과 발생하는 과압의 정확한 계산을 위하여 3D CFD 계산이 필요하다. 이 때문에 확산 시뮬레이션과 같은 이유로 공정 시뮬레이션과의 실시간 연동을 위하여 오프라인 데이터베이스의 활용이 필요하다. 확산 시뮬레이션 모델과 마찬가지로 이전단계에서 생성된 시나리오의 누출조건에 따라 미리 계산 결과를 저장해둔 후, 훈련원의 조치에 따라 실시간으로 데이터를 처리하여 제공하는 방법을 사용한다.

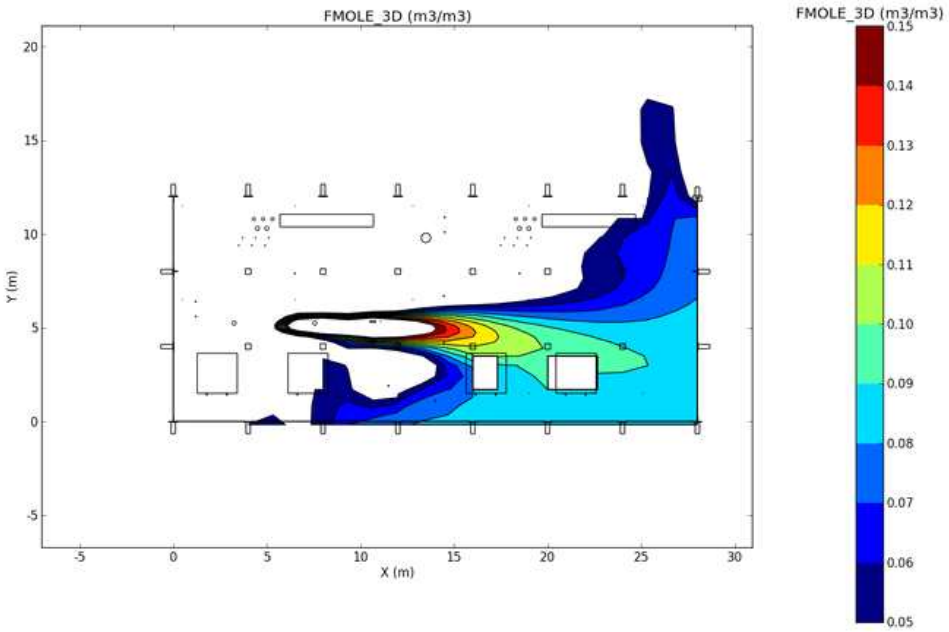


그림 11. 폭발을 위한 가스의 LFL/UFL 예시

2.2. 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시

다음으로 개선된 반응기 누출 시나리오와 HLPS 누출 시나리오 두 가지 사고에 대하여 시뮬레이션 해보았다. 두 가지 시나리오 모두 훈련원의 대처에 따라 크게 정상화, 누출, 화재, 폭발 4가지의 결과가 나오게 된다. 이 중 정상화 상태는 제외하고 누출, 화재, 폭발 3가지의 경우에 대하여 시뮬레이션을 해 보았다.

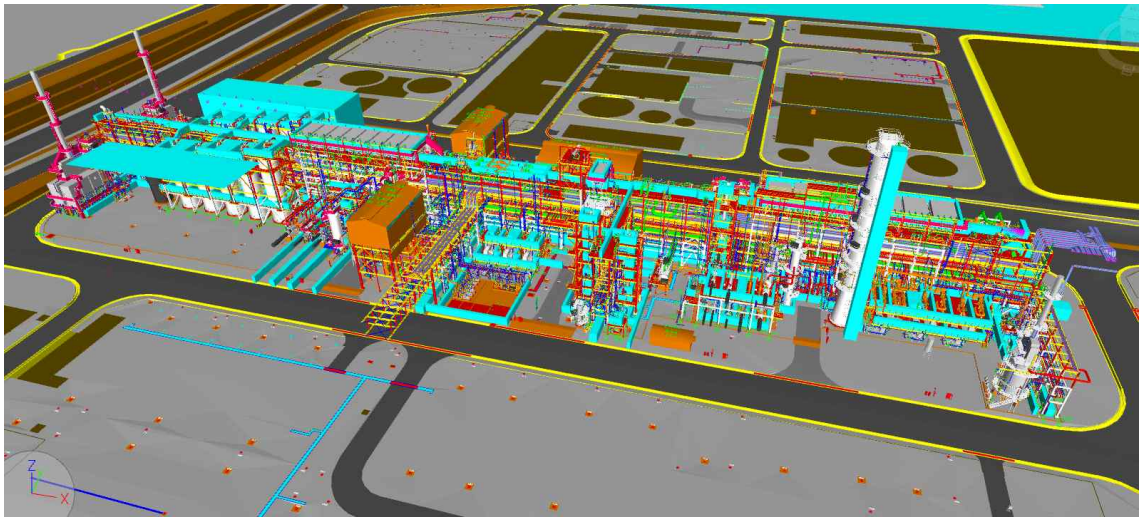


그림 12. RDS공정 CAD 파일

위의 그림은 대상 공정인 RDS공정의 Navisworks 3D CAD파일이다. 이를 Microstation의 DGN파일로 변환하여, FLACS에 geometry import시킨 결과는 다음과 같다.

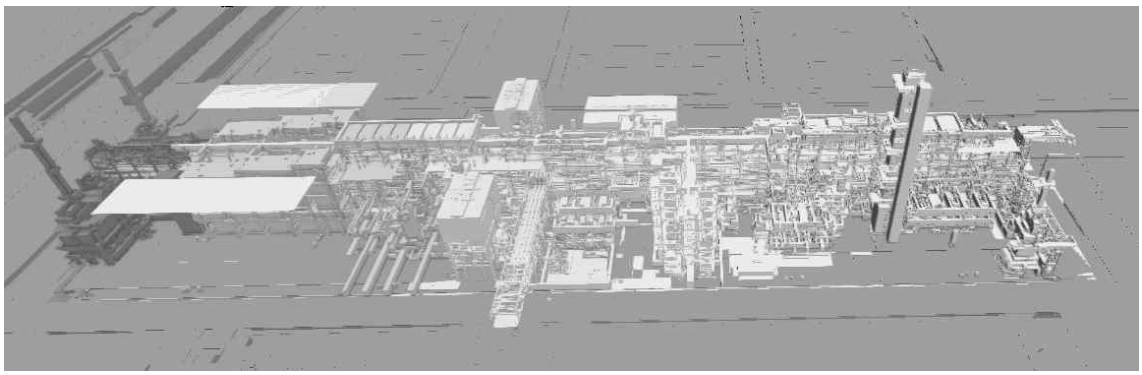


그림 13. FLACS에 import 시킨 RDS CAD파일

(1) 반응기 누출 시나리오

반응기 전단에서는 Feed stream이 고온, 고압으로 들어가게 된다. 구성 성분은 대부분 탄화수소이며, leak이 발생하는 방향과 바람의 방향은 대표적으로 동쪽으로의 누출과 북서풍으로 하였다. 풍속과 풍향으로 인

한 영향은 (3)에서 조금 더 자세하게 다룰 것이다.

아래의 그림은 누출이 일어났을 경우의 시나리오 결과이다. Feed로 들어가는 반응물들이 100bar 이상의 고압에서 누출이 일어나기 때문에 더욱 빠르게 누출이 일어나고, 그만큼 빠른 확산이 발생하게 된다.

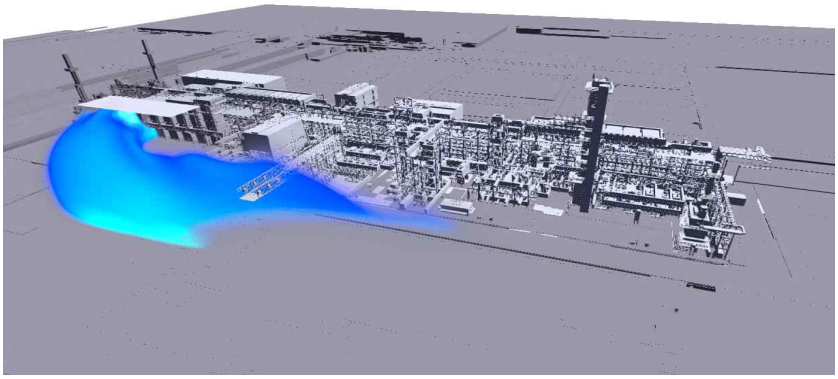


그림 14. 반응기 전단 누출로 인한 확산

화재의 경우에는 반응기 전단에서 누출이 일어나, 탄화수소가 연소되는 경우인데, 이러한 경우 위의 그림을 보면 반응기 전단에서부터 공장의 중간 부분까지 불이 발생하게 되고, 주변의 표면 온도를 보면 발생한 화재가 반응기나 파이프 등을 가열하게 되어서 추가 화재나 폭발의 가능성이 있음을 알 수 있다.

또한 누출과는 다르게 화재가 일어나게 되면 탄화수소가 연소되어서 수증기와 이산화탄소로 연소가 되기 때문에 위로 확산되는 것을 확인할 수 있다.

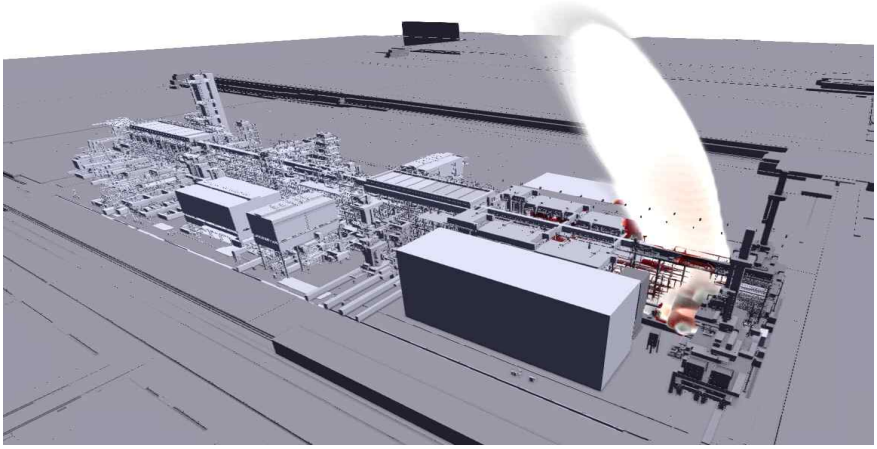


그림 15. 반응기 전단 누출로 인한 화재

폭발의 경우에는 누출된 가스가 지속적으로 연소되는 화재의 경우와는 다르게 누출되어 확산된 연소물이 급속하게 연소함으로서 누출범위의 근방에서 폭발이 발생하게 되고, 순간적으로 압력이 높아져서 빠르게 확산된 뒤 화재와 유사한 경향을 띄게 된다는 것을 확인할 수 있다.

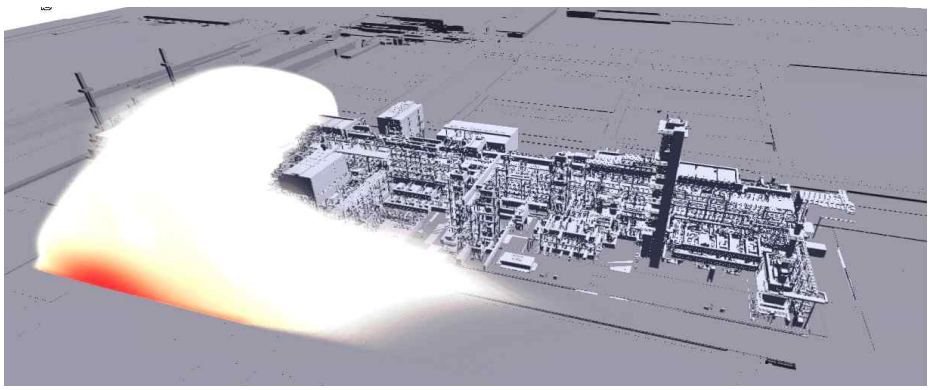


그림 16. 반응기 전단 누출로 인한 폭발

반응기 전단 누출 시나리오의 경우, 반응기에 유입되기 전에 고온, 고압의 과정을 거치기 때문에 지난 시나리오인 fractionator 후단에서 일어나는 상압 누출 경우보다 더욱 큰 누출 사고와 화재, 폭발이 일어나게 됨을 알 수 있다.

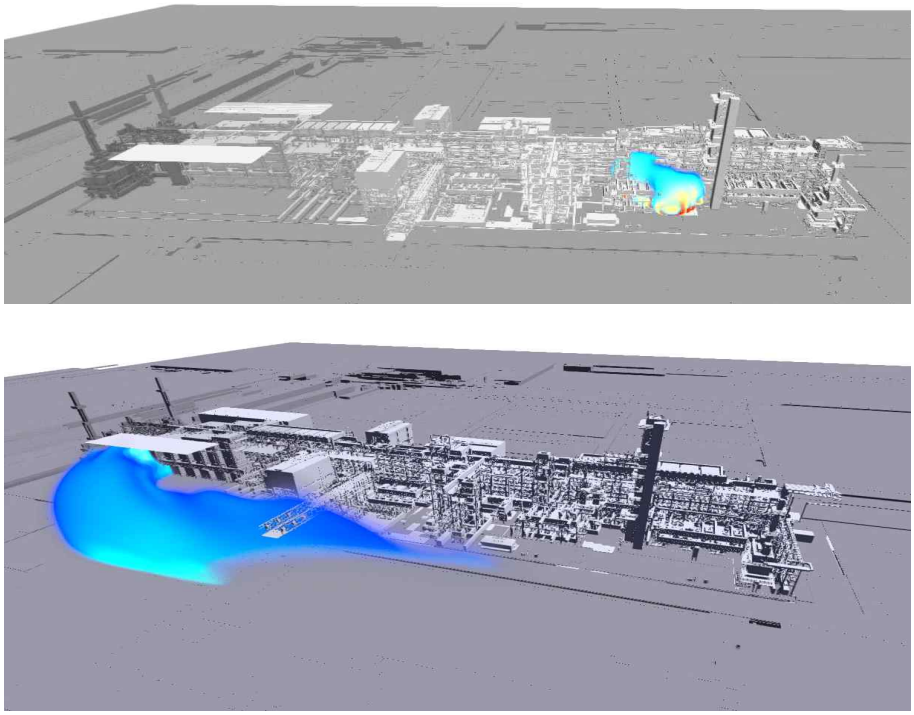


그림 17. Fractionator 후단에서의 누출과 반응기 전단 누출 비교

(2) HLPS 누출 시나리오

HLPS Top line에서의 압력은 25bar이고 온도는 370℃의 고온 고압의 가스가 누출되는 사고 시나리오이다.

HLPS Top line에서의 화재도 반응기 전단 누출과 비슷하게 25bar라는 비교적 고압에서의 누출이기 때문에, 빠르게 가스가 확산되는 것을 확인할 수 있었다.

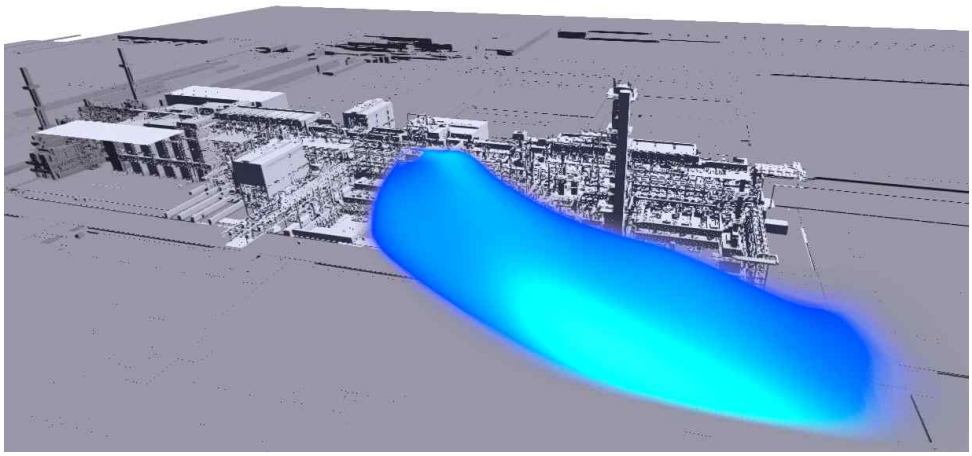


그림 18. HLPS 누출로 인한 확산

화재의 경우, 반응기 전단에서의 누출과 유사하게 화재가 일어난 부분의 파이프나 장치의 온도가 상승하여서 추가 피해가 발생하게 될 수 있음을 확인할 수 있다.

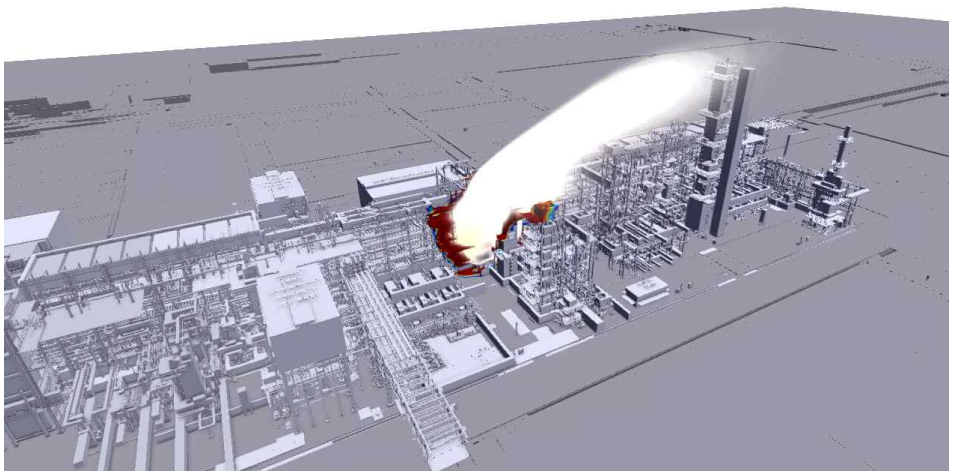


그림 19. HLPS 누출로 인한 화재

폭발의 경우에는 누출이 일어난 뒤 일정 시간 후 발화점에서 폭발이 일어나게 되는데, 폭발로 발생한 화염이 진행방향으로 퍼지게 되고 이후에는 화재와 유사하게 불이 붙어서 연소가 됨을 확인할 수 있다.

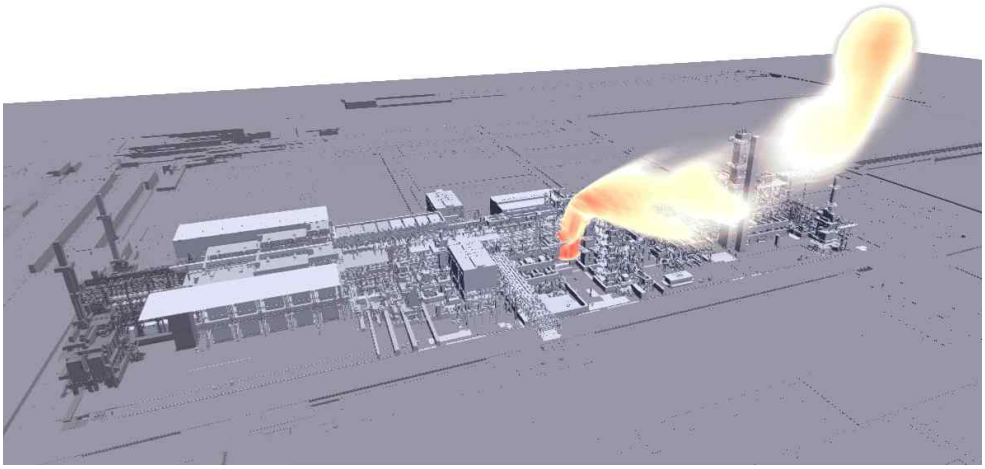


그림 20. HLPS 누출로 인한 폭발

(3) 조건에 따른 시나리오 결과 비교

위의 시나리오는 대표적으로 한 가지 풍속과 풍향으로 시나리오를 실행하였지만, 실제로는 시간에 따라 바뀔 수도 있다. 따라서 이에 따른 차이를 비교하여 보기 위하여 풍속과 풍향을 다르게 하여서 시뮬레이션 해 보았다. 대표적으로 두 시나리오 중 반응기 전단에서의 누출로 인한 화제 한 가지 사고 시나리오에 대해서 조건을 변화하여 시뮬레이션 하였다.

우선 풍속에 따른 변화로는 아래와 같다.

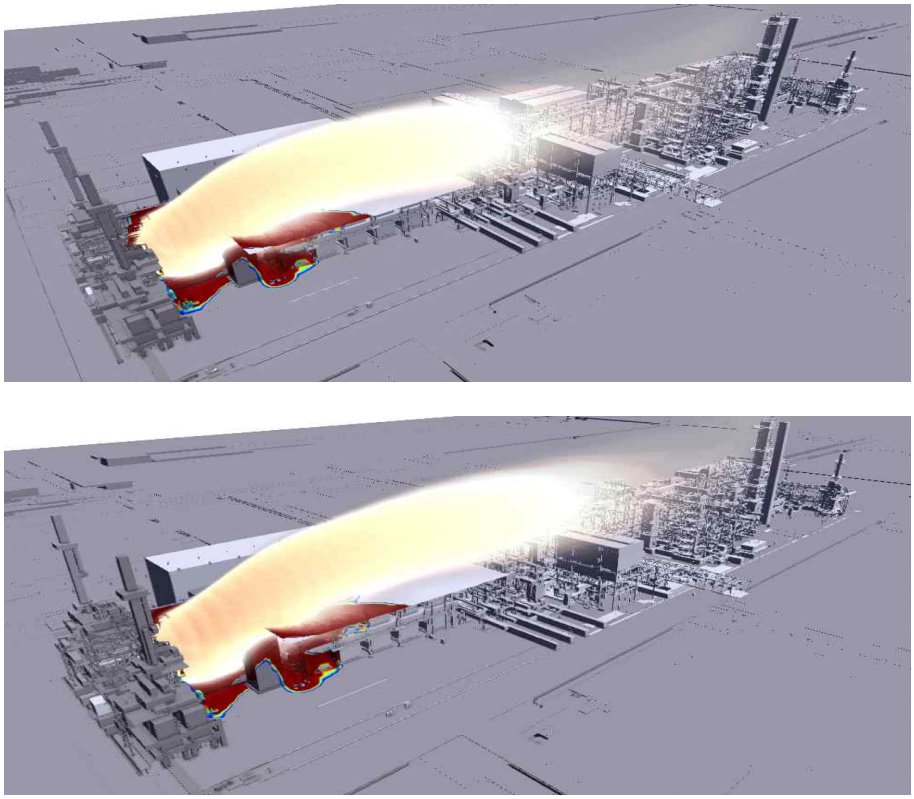


그림 21. 풍속의 영향 비교 (1) 5m/s (2) 10m/s

상단의 그림은 풍속 5m/s에서의 결과이고, 하단은 풍속 10m/s에서의 결과이다. 두 가지 경우 모두 풍속을 제외한 풍향이나 누출 방향이 같기 때문에 큰 차이를 가지지는 않지만, 풍속이 더욱 빠른 하단의 경우 조금 더 빨리 확산이 일어나고, 화재가 더욱 멀리까지 퍼지게 된다는 것을 확인할 수 있다.

다음으로 풍향에 따른 변화로는 다음과 같다.

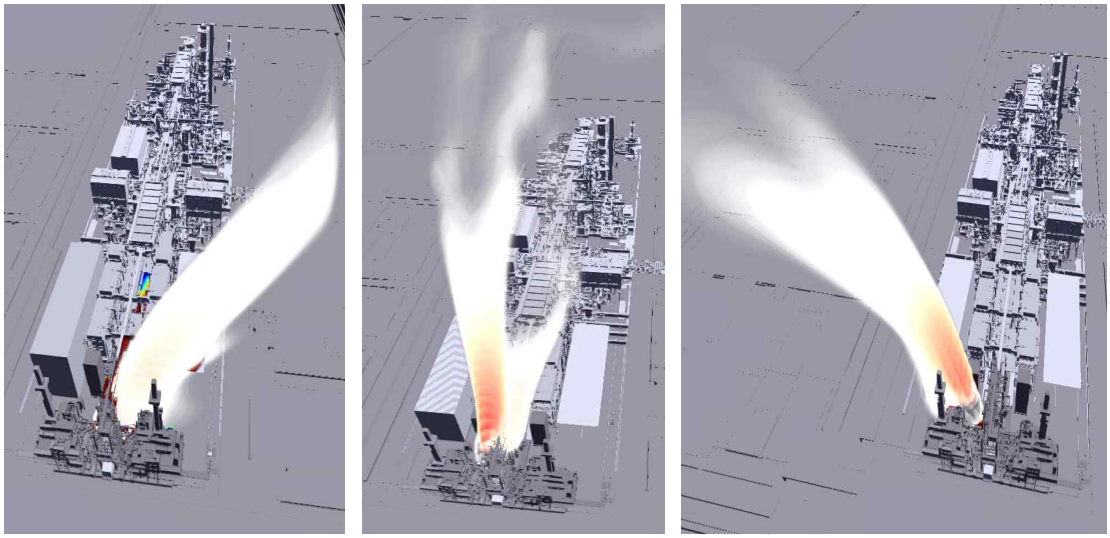


그림 22. 풍향의 영향 비교

왼쪽부터 북서풍, 서풍, 남서풍으로 바람이 5m/s로 불었을 때의 결과이다. 풍향이 다른 경우 풍속이 다른 위의 경우보다 더욱 확연한 차이를 확인할 수 있다. 때문에 풍향과 풍속이 변하는 경우에 따라서 사고 대처와 대피가 달라지고, 이를 반영한 시뮬레이션은 필수적이라고 할 수 있다.

(4) 훈련 가이드라인 제시

반응기 전단에서의 누출은 compression section이상에 따른 반응기 주변 압력 상승으로 반응기 전단의 pipeline flange에서 고온 고압의 가스가 유출되고, 유출된 가스는 화재를 발생시키게 된다. 따라서 이러한 누출이 일어나는 경우, 제어실에 경고가 발생하게 되면 제어실 운전자인 Control Room Operator (CROP)가 제어실 화면에서 가스 누출이 발생하였음을 확인한 뒤, 누출이 일어난 대략적인 위치를 가스 탐지기의 알람으로 확인하고 Block valve를 차단하여 feed를 막아줌으로서 누출을 차단한 뒤, 현장 운전자인 Field Operator (FOP)에게 전달하여서 보다

정확한 가스 누출 위치를 확인하여야 한다. 전달받은 현장 운전자는 적절한 장비를 착용한 뒤 leak이 일어난 전 후단의 valve를 차단하고, 주변의 stream ring을 작동하여서 더 큰 화재나 폭발이 일어나지 않도록 화재 초기 진압을 실행하여 주어야 한다. 이와 동시에 제어실 운전자는 사고 파악과 동시에 shutdown process를 시작하고 feed line을 차단함으로서 공정을 정지시켜야 한다.

HLPS의 고압 수소 누출 사고는 HLPS의 level controller 문제로 인하여 liquid의 유량이 감소하고, 이로 인하여 HLPS의 레벨이 상승하고 동시에 압력이 상승하게 되어서 압력 누적으로 장치가 견딜 수 있는 압력이 초과 된다면 pipeline flange에서 고압의 가스 누출이 발생하게 된다. 보통 이러한 고온, 고압의 가스의 가연성 가스가 누출하게 되면, 누출과 동시에 눈에 보이지 않는 고온의 화재가 발생할 가능성이 있기 때문에 제어실 운전자가 HLPS의 온도, 압력 이상을 확인하게 되면 이를 신속히 현장 운전원에게 사고 상황을 알리고, 사고 지점 주변을 제어하도록 한 뒤 화재가 일어나기 전에 전단의 핸드밸브를 차단하여 주어야 한다. 만약 이러한 조치에도 누출이 일어나 화재가 발생하게 된다면 신속하게 shutdown process를 진행하고, 화재 진압을 해 주어야 할 것이다.

Ⅲ. 결론

본 보고서에서는 대상공정인 석유화학플랜트인 RDS공정에서 발생할 수 있는 사고 이력 데이터를 확보하고 분석하여 실제로 발생 가능성이 높은 사고 시나리오를 추가로 정의하였고, 이에 따른 결과로 반응기 전단에서의 누출과 HLPS에서의 누출 두 가지 시나리오를 추가로 구성하였다.

또한 개발된 사고 시나리오를 더욱 보충하여서 실제 사고가 발생하였을 경우 shutdown procedure을 반영한 시나리오 트리를 생성하여 각 운전원의 조치에 따라 발생하는 여러 가지 시나리오의 결과를 얻을 수 있었다.

이러한 결과를 바탕으로 각각의 세부 케이스마다 사고결과를 대입하여 가스 누출 및 확산 계산을 하였고, 훈련원의 조치로 인한 결과로 발생할 수 있는 화재 및 폭발 계산을 해 주었다.

이렇게 생성한 시나리오는 3D 사고 시뮬레이션 CFD인 FLACS를 이용하여서 가스 누출 및 확산과 화재, 폭발 시나리오를 시뮬레이션하고, 이로 얻은 결과를 이용하여서 각 사고별 제어 훈련원과 현장 훈련원의 적절한 훈련 가이드라인을 제시하였다.

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

석유화학플랜트 공정모델 개발 보고서

2018. 11.

서울대학교, ㈜열린기술

목차

I. 서론 ····· 3
II. 본 론 ····· 6
1. 석유화학플랜트 운전정보 분석 ····· 7
1.1. 대상공정(RDS) 개요 ····· 8
1.2. 공정장치 상세설명 ····· 9
1.2.1. Reactor section ····· 9
1.2.2. Recycle gas compression section 및 Make-up gas compression section 11
1.2.3. Low pressure separation section ····· 11
1.2.4. Fractionation section 및 light end recovery section ····· 11
2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 ····· 14
2.1. Peng-Robinson Equation of State ····· 14
2.2 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 ····· 14
3. 사고 시나리오 별 동적 공정 시뮬레이션 모델 결과 및 분석 ····· 15
3.1. 동적 공정 시뮬레이션 모델 ····· 16
3.2. 시나리오별 시뮬레이션 결과 ····· 17
3.2.1. 반응기 누출 시나리오 ····· 18
3.2.2 HLPS 누출 시나리오 ····· 19
3.2.3 사고 시나리오에 대한 동적 시뮬레이션 결과 ····· 22
3.3. 시나리오별 시뮬레이션 결과 분석
3.3.1 Scenario #1-1 ····· 29
3.3.2 Scenario #1-2 ····· 29
3.3.3 Scenario #1-3 ····· 29
3.3.4 Scenario #2-1 ····· 29
3.3.5 Scenario #2-2 ····· 30
3.3.6 Scenario #2-3 ····· 30
3.3.7 Scenario #2-4 ····· 31
III. 결 론 ····· 32
부록. ····· 33

표 목차

표 1. 제어기별 일반적인 tuning parameters ····· 14
표 5. Event scheduler 1 ····· 23
표 2. Event scheduler 2 ····· 25

그림 목차

그림 1. HOU 공정 block diagram ····· 5
그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도 ····· 6
그림 3 간략한 공정 흐름도(Simplified PFD) ····· 7
그림 4. Sectional Block Diagram ····· 7
그림 5. 촉매 반응의 구조 ····· 9
그림 6. 전형적인 탈황 반응식 ····· 9
그림 7. 반응기 Specification. ····· 10
그림 8. RDS 공정 시뮬레이션 모델 흐름도(PFD) ····· 14
그림 9. 반응기 누출 시나리오 ····· 16
그림 10. HLPS 누출 시나리오 ····· 19
그림 11. Mild case flowrate profile ····· 25
그림 12. Mild case pressure profile ····· 26
그림 13. Release case flowrate profile ····· 26
그림 14. Release case pressure profile ····· 26
그림 15. Release case leak flowrate profile ····· 27

I. 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 5차년도 서울대학교와 열린기술의 성과보고서로서, 4차년도에 개발된 residue desulfurization(탈황; 이하 RDS) 공정 시나리오 모델을 확장하고 결과를 검증하는 것을 목표로 한다.

공정 시뮬레이션 결과는 5차년도 대상 공정인 석유화학플랜트의 시뮬레이션 파일을 포함하며 석유화학플랜트 내의 안전장치 및 이상상황에 대한 모사 내용을 총괄적으로 서술한다.

2. 연구 내용 및 범위

1	**석유화학플랜트 공정 운전정보 분석**
	- 사고 시나리오 제작을 위하여 석유화학플랜트 데이터를 기반으로 대상 공정의 거동을 분석한다.
2	**사고 시나리오별 정상상태 및 동적 공정 시뮬레이션 모델 제작**
	- 관련 기관으로부터 제공받은 데이터를 기반으로 대상 공정에서의 정상상태 및 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델을 제작한다.
3	**사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 분석**
	- 각 시나리오별로 제작된 동적 공정 시뮬레이션 모델의 모사 결과를 분석한다.

Ⅱ. 본 론

1. 석유화학플랜트 운전정보 분석

1.1. 대상공정(RDS) 개요

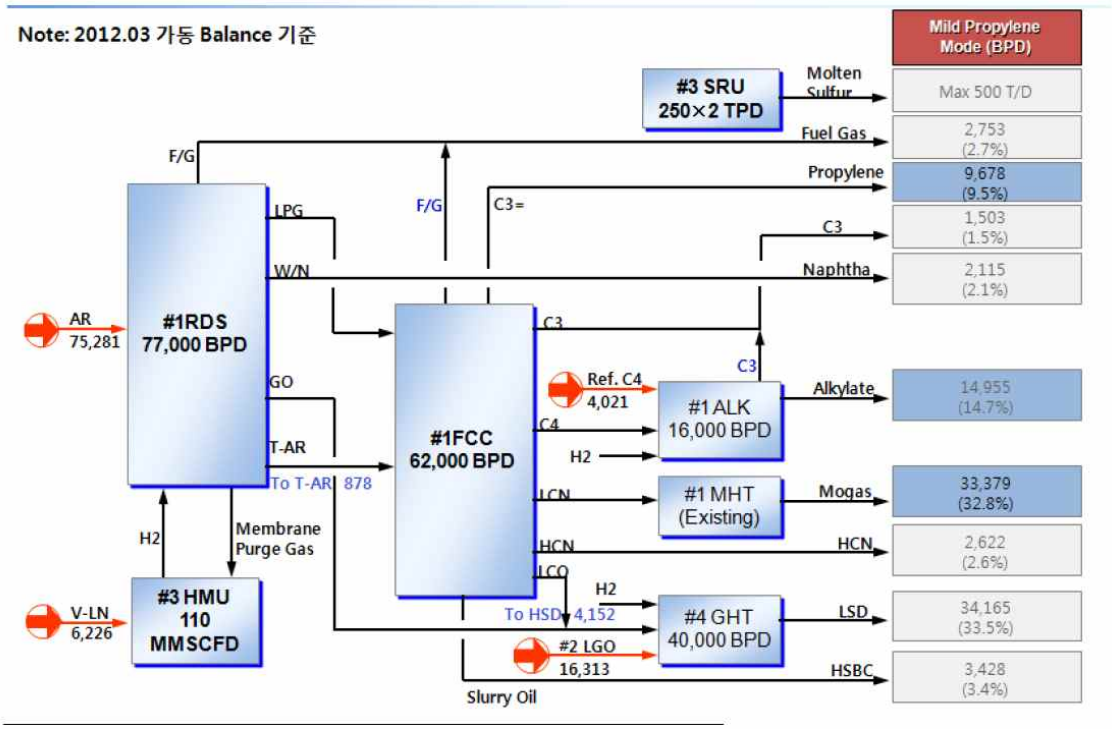


그림 1. HOU 공정 block diagram

HOU 공정은 Heavy Oil Upgrading 공정의 약자로써 황이 다량 함유되어있는 고유황 중질유를 경유 및 저유황 중질유로 전환시키고 이렇게 얻어진 저유황 중질유를 유동층 촉매반응으로 분해하여 프로필렌, 휘발유, 경유 및 중유 등을 얻는 일련의 공정들을 포괄하는 총칭이다. HOU 공정은 대상공정인 RDS(ARDS) 공정과 그 후단 공정인 FCC(RFCC) 공정으로 구성되어있다. 2012년 기준으로 현대오일뱅크 대산공장에서는 하루 약 66,000배럴의 중질유를 처리하여 하루 약 10,000배럴의 프로필렌, 35,500배럴의 휘발유, 18,000배럴의 경유와 3,300의 중유를 생산하고 있다.

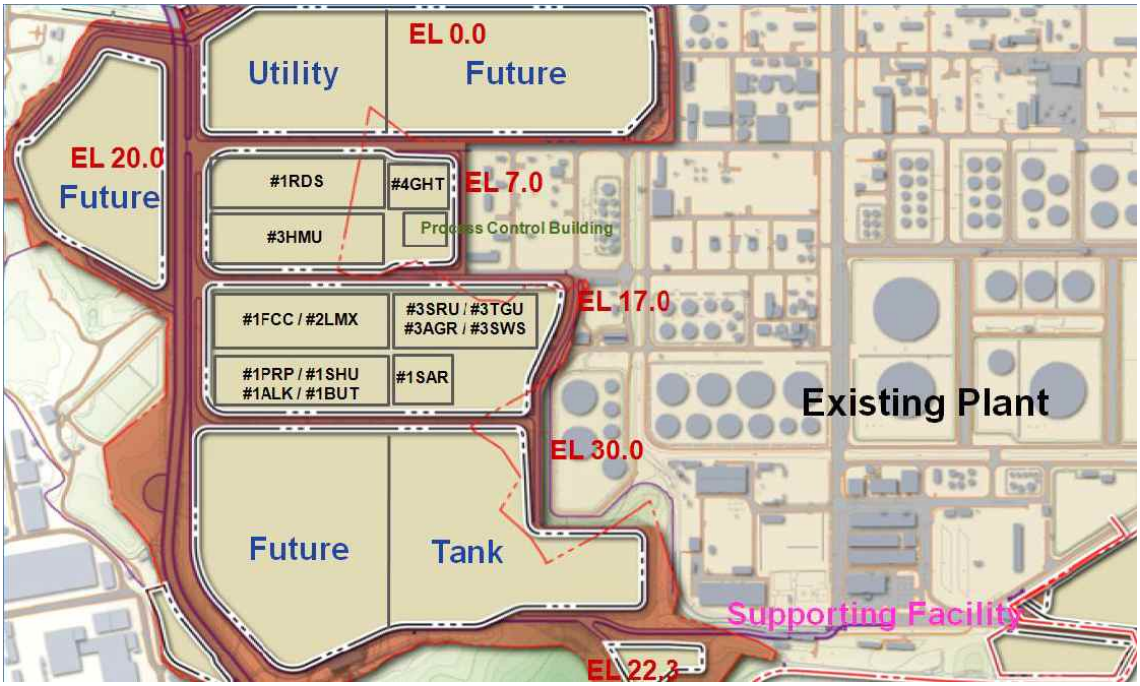


그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도

대상공정인 RDS는 Residue De-Sulfurization 공정의 약자로 전단의 CDU(Crude Distillation Unit:상압증류공정)에서 생상된 AR(Atmosp heric Residue:상압잔사유)에 포함된 불순물을 제거하여 후단의 저유황 중질유를 유동층 촉매 반응으로 분해하여 휘발유 및 경유를 생산하는 공정인 FCC(Fluidized Catalytic Cracking) 공정의 원료를 생산하는 공정이다. Licensor는 미국의 Chevron Lummus Global 사이며 반응기의 온도가 400℃ 이상, 압력이 200기압(수심 2,000m에 해당하는 초고압) 공정이다. 또한 촉매를 이용한 공정이기 때문에 촉매 수명(약 11개월)에 맞추어 촉매 교체 작업을 위해 매년 가동과 중지를 반복하여야 하며, 이에 따라 정상상태에서 벗어나야 하는 일이 빈번하여 사고의 위험이 비교적 높다. 뿐만 아니라 고온/고압의 운전조건에서 촉매 교체를 위한 적절한 상온/상압으로의 전환에는 시간적(약 35일) 경제적(촉매 교체 비용 : 약 180억) 비용이 수반된다. 이로 인해 현대오일뱅크에서는 HOU 공정의 두 구성요소인 RDS공정과 FCC공정의 촉매 교체 기간의 일치를 위하여 RDS공정의 반응기 부분을 two train

system으로 설계하여 FCC공정의 2년 연속가동을 가능하도록 하였다. 대상공정으로 한 현대오일뱅크의 RDS 공정은 원료중의 황함량을 대폭 감소시켜 FCC공정의 효율을 높이기 위해 탈황률 88%(4.1wt%→0.5wt%)를 목표로 하고 있다.

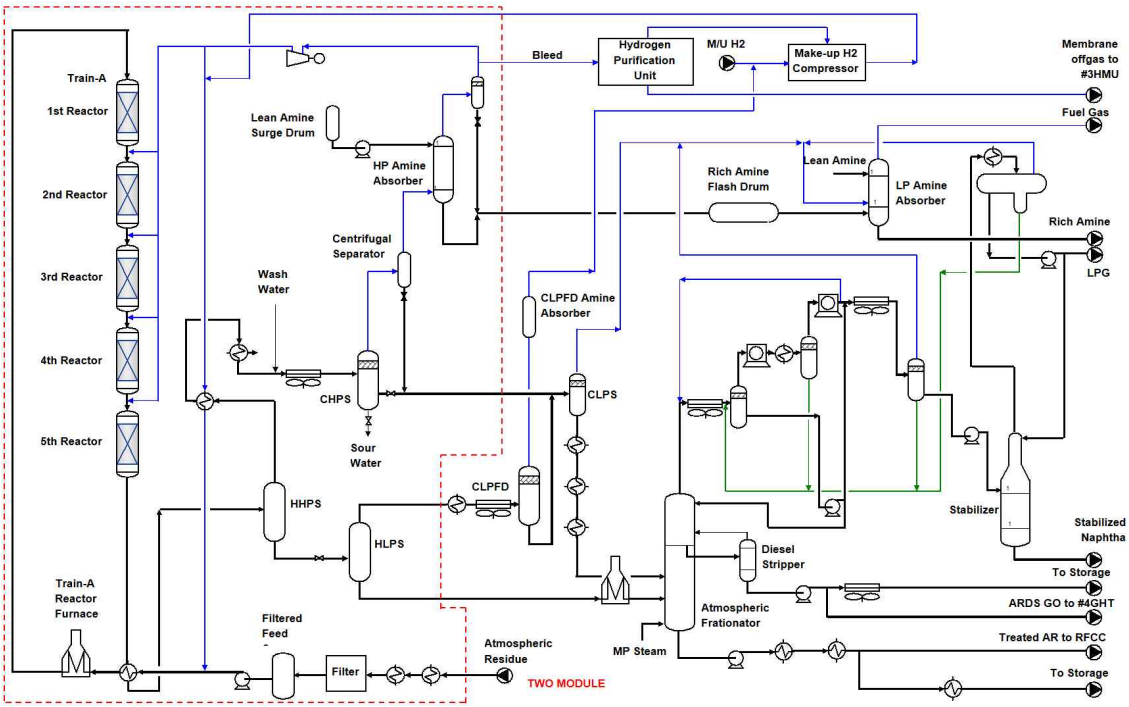


그림 3 간략한 공정 흐름도(Simplified PFD)

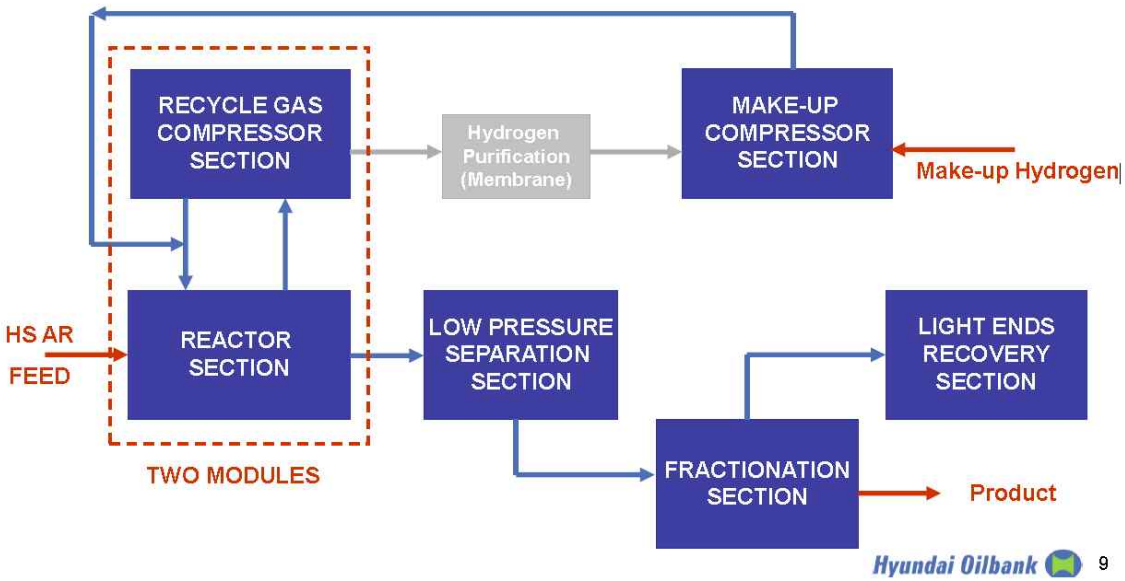


그림 4. Sectional Block Diagram

RDS 공정은 그림 4.에서와 같이 6가지 주요 section으로 구성되어 있다. 앞에서 말한 two train system은 그림 4.에서 two modules 로 표현되어 있다. 전체 공정은 간단하게 각 구역 별로 반응에 필요한 gas를 공급 및 압축해주는 구역, 고 유황질의 feed와 gas의 촉매반응이 이루어지는 구역, High/Low pressure 조건에서의 반응 생성물을 분리하는 구역, 상압 증류탑을 이용하여 다양한 종류의 제품들을 최종 분리하는 구역과 상압탑의 상부의 가벼운 기체들을 회수하는 구역으로 구분할 수 있다.

1.2. 공정장치 상세설명

RDS 공정은 그림 3, 4와 같이 reactor section, recycle gas compressor section, low pressure separation section, make-up compressor section, fractionation section, light ends recovery section의 6개의 section으로 구성되어 있다.

1.2.1. Reactor section

화학적 반응을 일으켜서 상압 잔사유 내의 불순물(황, 질소, 중금속 등)을 제거하는 반응이 일어나는 부분이다. 그림 3과 같이 한 반응기 모듈(붉은색 점선 내부)이 운전 중에 다른 반응기 모듈의 촉매 교체를 위하여 shut-down 및 start-up을 유기적으로 시행할 수 있는 구조인 two-train 형태로 되어 있다.

촉매(Catalyst)는 오일 분자 속에 포함된 불순물을 제거하는 수첨가반응을 촉진하는 매개체로서 다공성 알루미나 담체로 제조되어 있고, 담체에는 니켈, 코발트 및 몰리브데늄과 같은 반응 촉진 금속들이 주입되어 있다. 오일분자와 수소는 촉매의 다공(Pore)속으로 들어가 촉매표면의 반응점(Active Site)에서 수첨가반응이 일어나면서 황과 질소등을 제거한다.

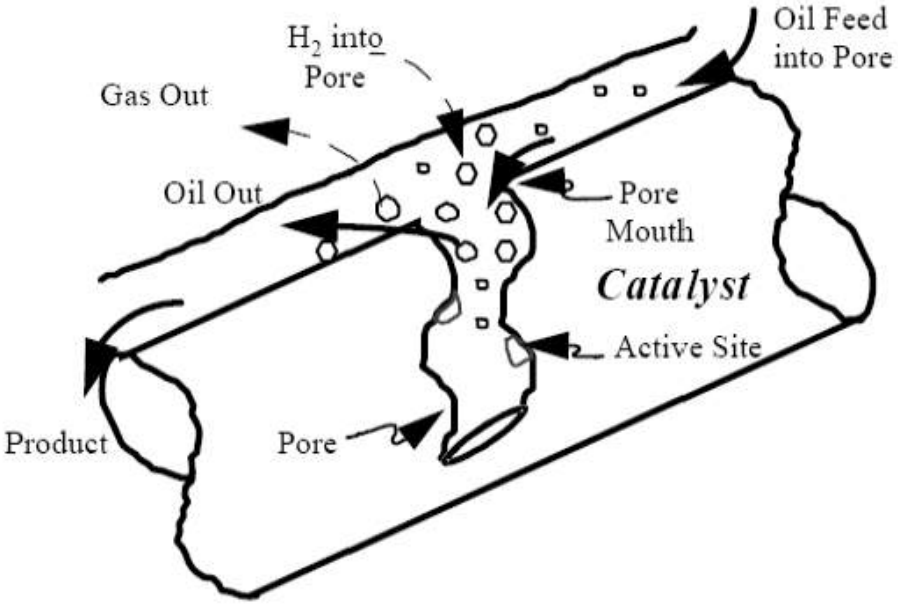


그림 5. 촉매 반응의 구조

고압의 가혹한 운전조건 및 원료자체의 특성으로 반응기에 충진된 촉매의 수명이 11개월에 불과하므로 촉매교체를 위해 매년 가동중지를 하여야 한다. 보통 촉매교체 및 재가동에 소요되는 시간은 30~40일 정도이다.

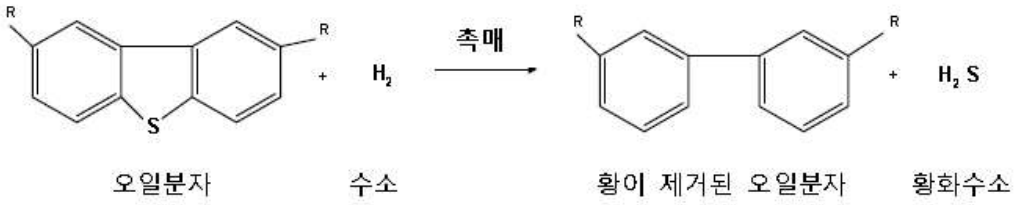


그림 6. 전형적인 탈황 반응식

Reaction section의 주 반응은 탈황, 탈금속, 탈질소, 탈 CCR, Hydrocracking 및 Aromatics 포화 반응이다. 그 중에 가장 주된 목적이라고 할 수 있는 탈황반응의 일반적인 구조식은 그림 6.과 같다.



공급업체	특허설계사	CLG
	제작사	JSW
제작비용	총 10기	1,800억원
제원	높이 (m)	13.5
	지름 (m)	4.85
	무게 (톤)	770
	재질	2 ¼Cr 1 Mo V
	두께 (mm)	316
설계 조건	압력 (kg/cm2g)	210
	온도 (℃)	454

그림 7. 반응기 Specification.

본 연구의 대상 공정인 현대오일뱅크의 반응기는 그림 7.과 같은 spec.으로 제작되어 운전된다.

1.2.2. Recycle gas compression section 및 Make-up gas compression section

탈황 반응은 수소를 소비하는 반응이므로 반응기 내의 압력을 일정하게 유지하여 주기 위하여 수소를 계속 공급해 주어야 한다. 이때 수소를 반응기 압력에 맞게 가압하여 공급해주게 된다. 반응기 input으로 수소가 과량 주입되므로 반응 후 남은 수소와 소모된 수소만큼의 make-up 수소를 각각 가압하여 반응기의 압력을 일정하게 유지시키고 반응이 계속 일어날 수 있도록 recycle gas와 make-up gas의 compression section이 존재한다.

1.2.3. Low pressure separation section

고압의 생산물을 고압조건에서 분리를 한 뒤 감압하면 액체와 기체로 이루어진 이상(two phase) 물질이 형성되는데 이들의 분리를 위한 장치들의 묶음을 일컫는다. 이는 후단에 있는 fractionation section의 처리량을 줄여주는 역할을 하기도 한다.

1.2.4. Fractionation section 및 light end recovery section

단순한 감압으로는 필요한 물질의 분리를 완벽하게 이루어내지 못하므로 증류탑(Distillation Column)을 이용하여 원하는 특성의 제품별로 분리한다. 분리된 생성물은 목적에 따라서 서로 다른 공정으로 나누어 보내진다.

2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델

2.1. Peng-Robinson Equation Of State

Peng-Robinson equation of state(이하 EOS)는 천연가스 및 오일 산업에서 기체-액체간 상평형을 계산하는데 가장 널리 쓰이는 방법이다. 1970년대에 10년간의 연구를 통해서 캐나다 에드먼턴 소재의 대학인 D.B. University of Alberta의 D. Peng 교수와 Robinson 캐나다 에너지 위원회(Canadian Energy Board)가 공동으로 개발하였다. 식은 다음과 같은 방정식에 따라 기액 상평형 값을 계산한다.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{\alpha a}{v^2 + 2bv - b^2}$$

P : 압력
R : 기체상수
T : 온도
v : 부피
a, b : $van\,der\,waals\,constant$
α : 보정계수

수식 1 Peng-Robinson E.O.S

2.2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델

실제 운전 중인 현대오일뱅크의 공정을 대상으로 모델링을 하는데 reaction section의 가혹한 운전조건으로 인하여 실 반응 공정 변수들의 대부분이 측정 불가능하여 이 부분은 모델링에서 제외하고, 반응기의 반응 생성물부터 모델링을 진행하여 반응기와 동일한 고온/고압의 조건에서 사고가 일어날 수 있는 충분한 범

위를 포함하여 모델링을 진행하였다. 전체 모델의 범위는 반응기 후단부터 상압 증류탑 후단까지의 범위를 포함하는 모델링을 진행하였고, 그 정상상태 흐름도는 그림 8.과 같다. 최후단인 fractionator의 product를 측정한 뒤 이를 반응기의 output으로 가정하고, 이를 본 연구의 scope의 가장 전단인 HHPS의 feed로 주입한다. 그 이후 HLPS, CHPS, CLPS, CLPFD를 지나 최종적으로 Atmospheric Fractionator를 지나 product로 종료된다.

본 공정의 feed는 현대오일뱅크의 다양한 지점에서의 공정 변수 센서(Composition, Temperature, Pressure, Flowrate)를 이용한 실제 존재하는 성분들과 함께 다양한 가상 oil component를 사용하였다. Normal boiling point(NBP)를 기준으로한 Oil hypothetical component들은 NBP를 기준으로 Naphtha, Gas Oil(GO), Atmospheric Residue(AR)로 크게 3가지 그룹으로 구분된다.

본 시뮬레이션 모델에서는 연구 목적에 벗어나지 않는 한도 내에서 압축된 모델링을 진행하였다. 실제 공정에서는 에너지 절감을 통한 공정의 경제성 도모를 위해 다양한 공정 유체들 간에 열통합(Heat Integration)을 적용하였다. 하지만 특정 케이스에 따른 사고 시나리오와 훈련원의 대응을 훈련하기 위한 본 연구에서 목적에 열통합과 같은 요소는 불필요한 복잡성을 증가시키는 요인이라 판단하여 제외하고 간단히 가상의 utility를 이용하여 열통합이 적용된 실제 공정을 간략화하여 모사하였다.

각 unit 및 stream 의 사양(specification)은 현대오일뱅크에서 제공한 PFD 및 P&ID의 값을 기준으로 결정되었다.

3. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 결과 및 분석

3.1. 동적 공정 시뮬레이션 모델

사고 시나리오는 공정이 정상상태의 state에서 벗어나 의도하지 않은 state로의 시간에 따른 변화로 동적 공정 시뮬레이션을 필요로 한다. 이에 따라 정상상태 모델을 기반으로 동적 모사가 가능한 모델링을 진행하였다. 동적 시뮬레이션의 필수 요소인 각 기기의 sizing data와 제어 로직을 포함하고자 하였고, sizing data는 현대오일뱅크에서 제공한 RDS process의 PFD 및 P&ID의 정보를 사용하였다. 공정의 외란을 제거하기 위한 제어 로직 및 제어기의 parameter들은 제어기의 종류에 따른 일반적인 값으로부터 필요시 보정(tuning)을 통하여 안정적인 동적 시뮬레이션 모델을 구축하였다. 제어기별 제어 parameter의 일반적인 값은 아래 표. 1과 같다. 공정 모델 전체에 걸쳐 총 20개의 제어기가 추가되었고, 온도, 압력, 유속, 기기 내 액체의 높이 변수들을 제어하기 위한 제어기들이며, 즉별한 제어 구조로는 cascade control이 적용되었다. 동적 공정모델에 추가된 TRF-1 unit은 이후에 설명할 사고 시나리오의 구현을 위해 특정 변수(valve opening)의 점진적인 변화를 구현하기 위한 가상의 장치이다.

	Flow	Level	Pressure
K_C	0.5	2	2
τ_I	0.3	-	10

	Temperature	
	Liquid	Gas
Time const.	0.5	0.1
Type	First-order Lag	First-order Lag

표 1. 제어기별 일반적인 tuning parameters

이렇게 제작한 동적 시뮬레이션 모델의 공정 흐름도는 그림. 9와 같다.

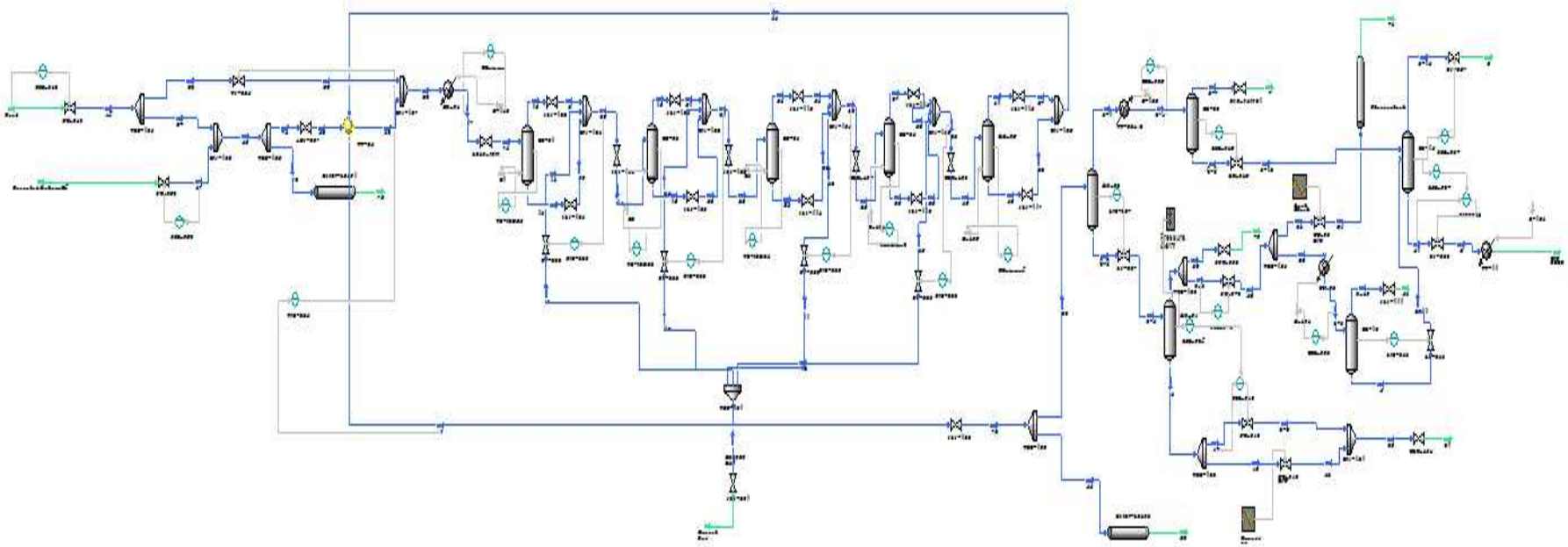


그림 8. RDS 공정 시뮬레이션 모델 흐름도(PFD)

3.2 시나리오별 시뮬레이션 결과

현대오일뱅크에서 제공한 오퍼레이션 가이드라인 자료를 기반으로 작성한 4차년도의 사고 발생 시나리오를 확장하여 최종적으로 구체화된 시나리오를 완성하였다. 공정 전단에 해당되는 반응기와 HLPS는 고온•고압의 운전 조건을 갖고 있고, 주된 유체인 H2의 경우 해당 공정운전 조건에서 사고 발생시 누출과 동시에 즉시 화재 및 폭발 사고와 연계되어 큰 사고로 이어질 확률이 높기 때문에 최종 시나리오의 대상으로 선정하였다.

4차년도 시나리오를 확장 작업시 가스 안전공사에서 평가한 'RDS 공정의 위험성 평가' 자료를 기반으로 사고 빈도와 위험성을 고려하여 원인을 선정하였다. 또한 현대오일뱅크의 RDS process의 'ESD(Emergency Shutdown Procedure) Step Check List'를 참고하여 시나리오의 개연성이 높고, 운전원 훈련의 효과성을 최대화 할 수 있는 경우로 제작하였다. 또한 현장 운전원을 대상으로 하는 훈련 프로그램에 맞게 현장 운전원의 훈련이 가능한 시나리오를 선정하고 현장 운전원의 훈련 참여가 가능한 시나리오로 제작하였다. 현대오일뱅크의 공정담당자와 현장 운전원의 검토를 거쳐 결정된 최종 사고 시나리오는 아래와 같다.

3.2.1. 반응기 누출 시나리오

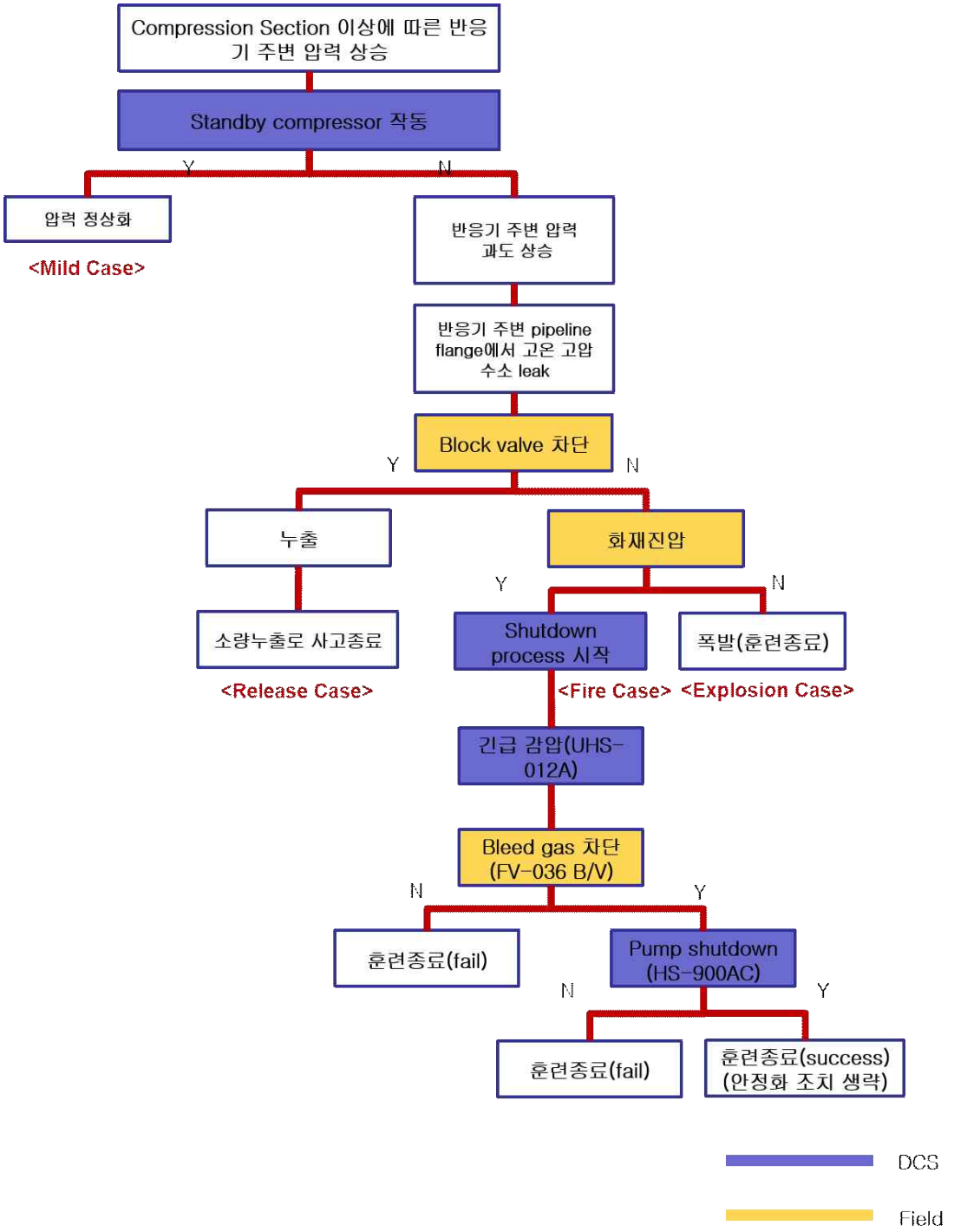


그림 9. 반응기 누출 시나리오

반응기는 고온(약 400℃), 고압(약 200bar) 조건에서 운전되므로RDS 공정에서 가장 사고가 일어날 가능성이 농후하다. 때문에 온도 압력을 알맞은 범위에서 제어하는 것은 상당히 중요한데, 이를위하여 여러 제어기(controller)와 안전장치들이 구비되어 있

다. 대표적으로 feed의 유량을 제어하는 FIC-013이 있고, feed의 온도를 제어하는 TIC-024, 그리고 Makeup H2의 압력을 조절하는 PIC-053이 있으며 이외에도 각 반응기의 온도, 압력, 유량을 조절해주는 여러 가지 장치가 촘촘하게 얽혀있다.

이렇게 수많은 제어기와 안정장치가 있음에도 불구하고 일년에 크고작은 H2누출사고는 십수번 발생한다. 대표적으로 pipeline의 flange(접합부분)에서 고온, 고압의 누출사고가 발생하는데 이러한 사고의 개연성있는 발생과정은 다음과 같다. 반응기 전단은 반응기 feed의 압력을 올려주기위한 compressor로 구성되어있다. 이 compressor에는 상당량의 이물질이 축적되는데 관리가 소홀할 경우 compressor의 토출압이 정상범위를 벗어나게된다. 이를 방치하기 위하여 main compressor옆에는 stanby compressor가 설치되어있는데 이또한 이물질 축적 혹은 power failure로 작동하지 않을 수 있다. 이러한 경우에 토출압은 비정상적으로 높아지고 토출 line에 직접 연결된 반응기의 압력또한 비정상적으로 상승한다. 이렇게 상승된 압력으로 인하여 flange에서 누출이 발생한다면 운전원이 처음으로 취해야할 조치는 field와 DCS(Distributed Control System)으로 나눌 수 있다. DCS에서는 관련 controller들을 끄고(Auto->Manual of Off) field에서는 해당 block으로 유입되는 유량을 차단하기 위해 block valve를 차단하여야 한다. 이는 반응기 부분의 경우 TIC-024에 해당된다. 만약 이러한 조치가 제대로 행해졌을 경우에 소량누출로 사고가 종료되지만 그렇지 못하였다면 누출이 계속되고 H2가 flammable range에 도달하게 되면 화재가 발생한다. 일단 화재가 발생하면 해당 block 뿐만 아니라 근처에 있는 여러 block들의 shutdown 또한 진행하여야 한다. 첫 번째로 축적된 압력을 해소하기 위하여 makeup H2 line의 hand switch인 UHS-012A를 작동시켜야 하며 bleed gas를 차단하기 위하여 FV-036을 작동시켜야 한다. 이후에 feed pump line의 shutdown을 위하여 HS-900AC를 작동시키면 훈련은 종료된다. 만약 이러한 일련의 과정들을 제대로 수행하였다면 공정은 안정

적인 shutdown과정을 거쳐서 startup을 위한 시간이 단축된다. 하지만 중간에 하나라도 잘못된 대처를 했다면 startup을 할 수 없는 상태가 된다

3.2.2 HLPS 누출 시나리오

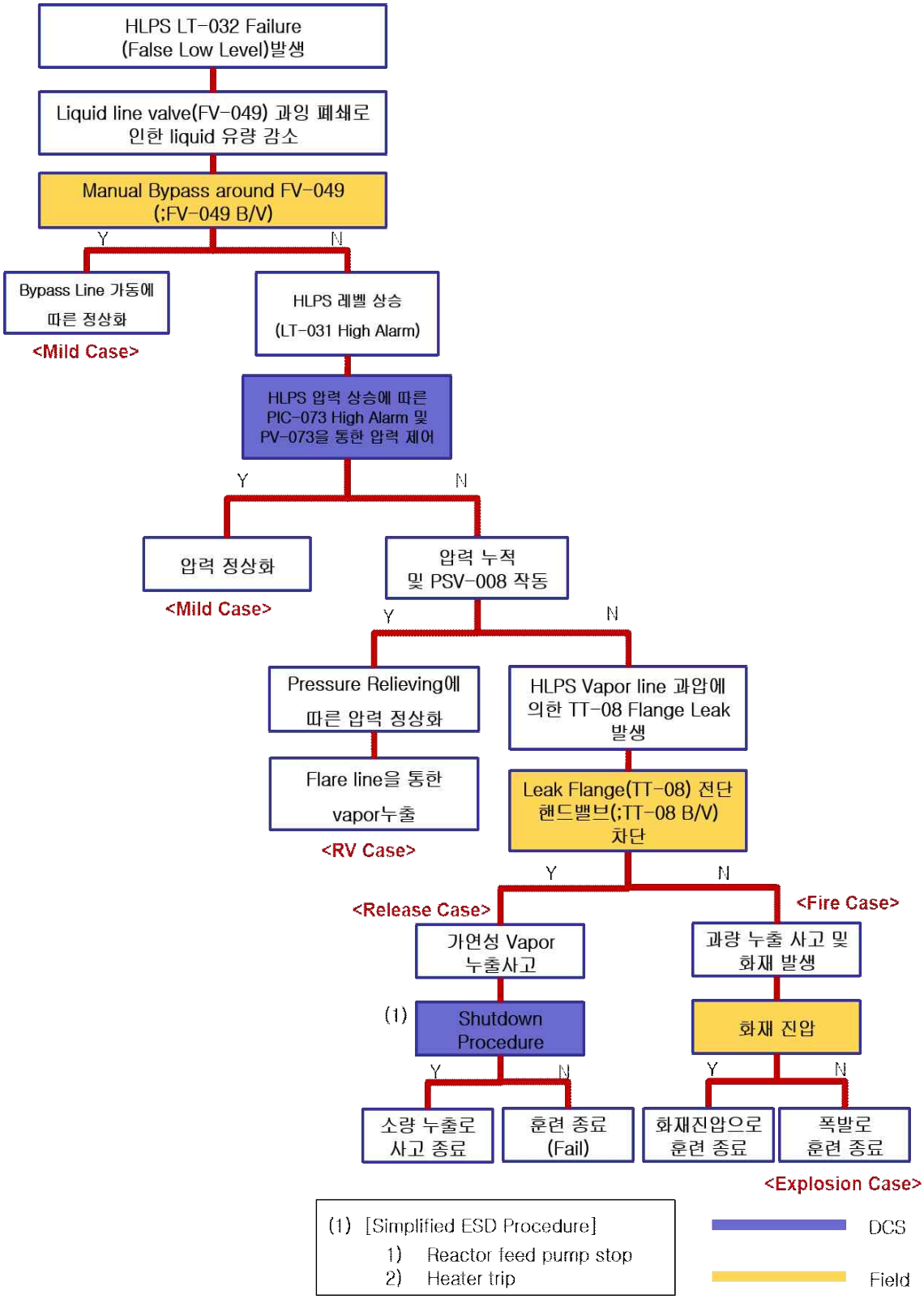


그림 10. HLPS 누출 시나리오

Hot Low Pressure Separator(HLPS)에는 separator의 level을 제어하기위한 LC(Level Controller)/FC(Flow Controller) 제어 루프가 구성되어있다. LC는 종속 제어 구조(cascade control logic)에서 primary loop으로 secondary loop인 FC에 설정치(set point)를 설정하고, FC의 제어 수행으로 실제 공정의 유량(HLPS의 bottom flow)이 조절되어 공정 변수인 Separator의 액위를 조절한다. 시간 지연과 사이클링을 방지하기 위해 이와 같은 종속 제어 구조로 구성되어 있다. 이 종속 제어 구조의 Level Transmitter의 이상이 발생하여 False low level이 발생하여 제어의 조작 변수인 Liquid line valve(FV-049)의 과잉 폐쇄로 인해 HLPS의 Liquid flow rate이 감소하여 HLPS의 Level이 과도하게 상승하며, HLPS의 Pressure가 상승하게 된다. 이러한 이상이 발생한 경우 훈련원이 Bypass line을 가동하여 HLPS의 이상에 대응할 경우 공정을 안정화할 수 있고, 안전한 상황에서 이상 점검을 통해 공정을 정상화 할 수 있다.

하지만 Bypass line 가동을 하지 못할 경우 HLPS의 Level이 지속적으로 상승하게 되고, High Alarm (High High Alarm)이 작동하게 되고, HLPS 및 vapor line의 압력이 상승하게 된다. vapor line의 PIC(Pressure Controller)에 의해 압력 제어가 잘 될 시 HLPS의 level만 상승하고 압력은 소폭 상승 후 다시 정상 범위를 되찾게 되지만, PIC의 제어 범위를 벗어나거나 고장으로 인해 압력 제어가 잘 되지 않을 경우 압력 누적으로 인해 vapor line의 Alarm이 작동하고, PSV(Pressure Safety Valve)의 set pressure까지 압력이 상승할 시에 PSV에 의해 압력이 해소되어 큰 사고의 발생을 방지할 수 있다. 이 경우 PSV를 통해 누출된 가스는 Flare line을 통해 Flare stack으로 이송되어 비교적 안전하게 공정 이상에 대응할 수 있다.

한편 PSV가 적절하게 작동하지 않거나 PSV의 capacity 이상의 압력이 급 상승할 경우 PSV를 통해 압력을 해소하고 공정을 정상화 할 수 없고, 물리적으로 취약한 Flange 부분에서 leak가 발생할 수 있다. HLPS의 vapor line과 연결된 열 교환기

(TT-08)와의 접합부 Flange에서 leak가 발생한 경우를 가정하고, 이러한 사고 상황에서 운전원의 대응 훈련 시나리오를 확장하였다. 열교환기(TT-08)의 Flange에서 leak가 발생한 경우 leak flange 전단의 핸드밸브(TT-08 B/V)를 차단하여 gas의 공급을 차단하므로써 추가적인 누출을 최소화해야 한다. 가연성 gas인 H2의 누출을 조기에 차단할 경우 소량의 누출 사고로 조치가 가능하다. 이 경우 사고로 인한 공정 중단 절차를 진행해야 하며, 현대오일뱅크의 'ESD(Emergency Shutdown Procedure) Step Check List'를 기반으로 핵심요소이며 본 공정 시뮬레이션 모델에서 수행할 수 있는 간략화된 shutdown procedure를 진행한 뒤 시나리오를 종료할 수 있다. 한편, 신속한 전단의 핸드밸브를 차단하여 가연성 gas의 누출을 차단하지 못할 경우 과량의 누출사고에 따른 화재가 발생할 수 있고, 가연성 gas인 H2가 폭발 가능 농도로 누출된 지점에 점화원이 있을 경우 폭발사고까지 발생할 수 있다.

3.2.3 사고 시나리오에 대한 동적 시뮬레이션 결과

위의 사고 시나리오에 따른 동적 공정 시뮬레이션은 HYSYS의 Event scheduler를 이용하여 특정 조건을 만족할 시에 해당 action이 발동할 수 있도록 구성하였다. 반응기주변의 시나리오를 1, HLPS주변의 시나리오를 2로 칭하여 여러 시나리오들을 논리적으로 구성하였다.

Scenario #1-1 (Mild case)

E	Fault start		Stanby Compressor on		Fault restore	
C	Elapsed 10 sec		Feed line pressure more than 210 KG		Feed line pressure less than 200 KG	
A	TIC-024 off Trip_vlv Cv decrease	→	Makeup Hydrogen line pressure setpoint change	→	TIC-024 on Trip_vlv Cv restore Makeup Hydrogen line pressure setpoint restore	→
E	Stop					
C	Feed line pressure less than 192	●				
A	Stop integrator					

Scenario #1-2 (Release & fire case)

E	Fault start		Block valve remains open		Leak & fire	
C	Elapsed 10sec	→	TV-024 Op% more than 50%	→	Feed line pressure more than 215 KG	●
A	TIC-024 off Trip_vlv Cv decrease		Trip_vlv Cv remains the same		Rxtor-Leak1 Op% more than 0 Stop integrator	

Scenario #1-3 (Worst case)

E	Fault start		Block valve remains open		Leak & fire	
C	Elapsed 10sec	→	TV-024 Op% more than 50%	→	Feed line pressure more than 215 KG	→
A	TIC-024 off Trip_vlv Cv decrease		Trip_vlv Cv remains the same		Rxtor-Leak1 Op% more than 0	

E	Depressurization failure		Explosion		
C	Feed line pressure more than 215 KG	→	Feed line pressure more than 220 KG	●	
A	FV-036 remains more than 0		Stop integrator		

표 5. Event scheduler 1

Scenario #2-1 (Mild case)

E	Fault start	→	Bypass line on	→	Fault restore	→
C	Elapsed 10 sec		Vessel pressure More than 26.5KG		Bypass line VLV open	
A	PIC-073 off PV-073 Cv decrease LC sp ramp up		Bypass line VLV 'OP%' ramp up		PIC-073 on PV-073 Cv restore LC sp restore	
E	Stop	●				
C	Vessel pressure Less than 25.2KG					
A	Stop integrator					

Scenario #2-2 (Relief Valve;RV case)

E	Fault start	→	RV setting	→	Stop	●
C	Elapsed 10sec		PIC-073 'off' mode		PSV open for 20 sec.	
A	PIC-073 off PV-073 Cv decrease LC sp ramp up		PSV-008 Set pressure setting		Stop integrator	

Scenario #2-3 (Release case)

E	Fault start	→	Flange leak open	→	Leak valve block	→
C	Elapsed 10sec		Vessel pressure More than 27.5KG		Leak flow Greater than 1kgmole/h for 10 sec.	
A	PIC-073 off PV-073 Cv decrease LC sp ramp up		Flange leak (valve) open		Leak block valve ramp down	
E	Quench gas cut	→	Reactor feed cut	→	Heater trip	→
C	Leak block shut		Leak block shut		Leak block shut	
A	Quench gas valve close		FIC-013 close PIC-053 close		Heater heat cut off	

표 2. Event scheduler 2

E	Stop					
C	Feed flow cut	●				
A	Stop integrator					

Scenario #2-4 (Fire case)

E	Fault start		Flange leak open		Stop	
C	Elapsed 10sec	→	Vessel pressure More than 27.5KG	→	Leak flow Greater than 1kgmole/h for 30sec.	●
A	PIC-073 off PV-073 Cv decrease LC sp ramp up		Flange leak (valve) open		Stop integrator	

(* E : Event Name, C : Condition, A : Action List)

① Mild case

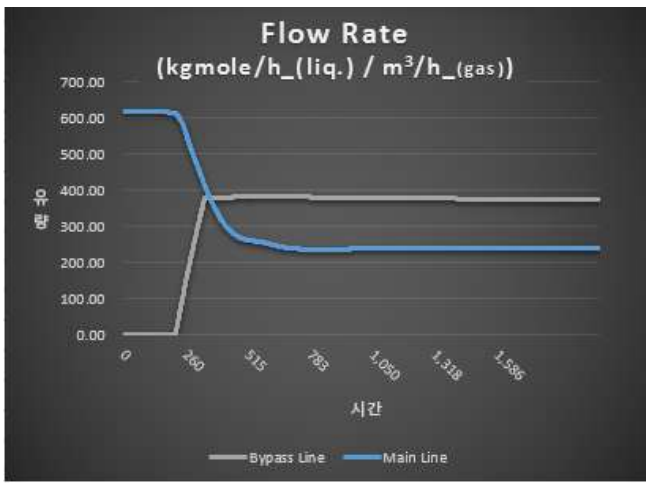


그림 11. Mild case flowrate profile

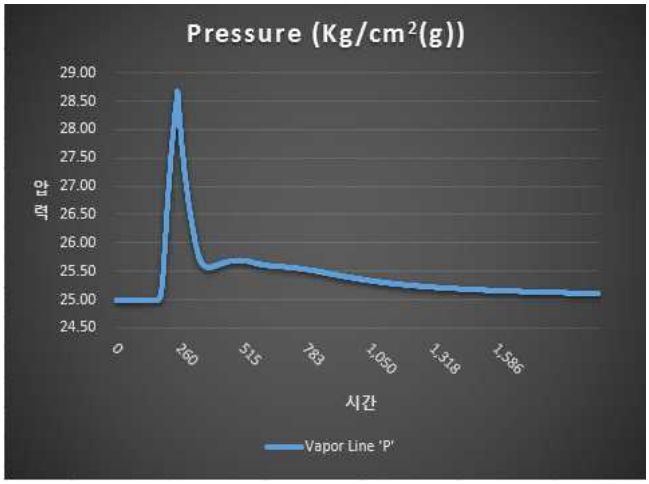


그림 12. Mild case pressure profile

② Release case

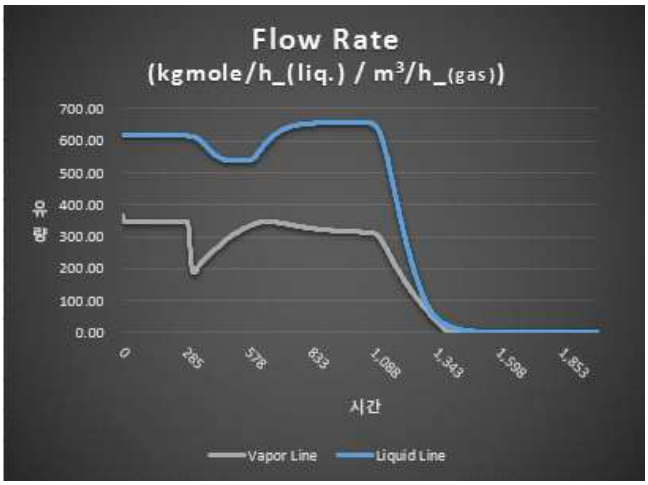


그림 13. Release case flowrate profile

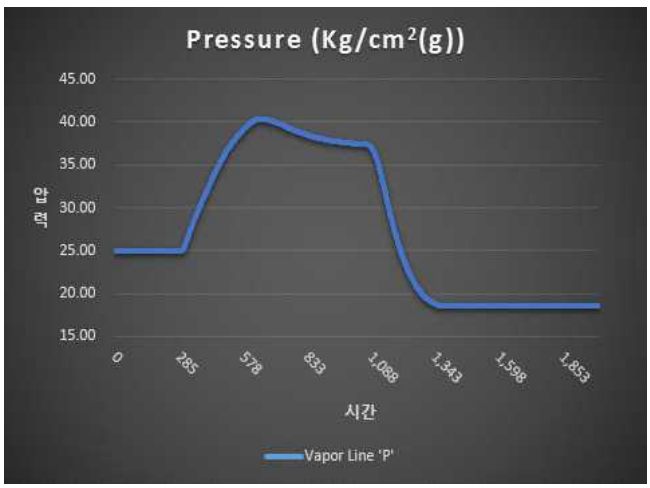


그림 14. Release case pressure profile

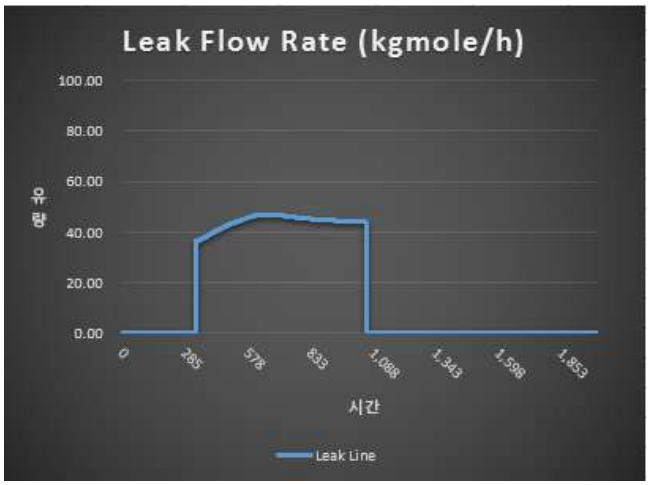


그림 15. Release case leak flowrate profile

3.3 시나리오별 시뮬레이션 결과 분석

3.3.1 Scenario #1-1

첫 번째 시나리오는 Event scheduler에 따라서 반응기의 압력이 순간적으로 올라갔다가 다시 정상으로 돌아오는 것으로 구성되어있다. 앞서 설명한 이유때문에 compressor에 이상이 생기고 압력이 상승하면, stanby compresor가 작동하여 일시적으로 상승하였던 압력이 다시 원래대로 돌아오게 된다. 이를 시뮬레이션 상에서는 Trip_vlv의 Cv를 낮추는 방법으로 구현하였다.

3.3.2 Scenario #1-2

두 번째 시나리오는 첫 번째와 동일하게 반응기의 압력이 상승하지만 이를 해결해줄 수단의 부재 때문에 압력이 계속 상승하여 누출 및 화재가 발생하는 시나리오이다. 시나리오의 시작은 1-1과 마찬가지로 compressor 이상에 따른 반응기 압력 상승이다. 하지만 이번 시나리오에서는 stanby comprssor가 작동하지 않아서 Cv가 값이 낮아진 상태를 유지한다 이 때문에 압력은 계속 상승하게 되고 feed line에 연결된 Rxtor-Leak1 밸브가 열리면서 누출상황이 발생하며 시나리오는 종료된다.

3.3.3 Scenario #1-3

세 번째 시나리오는 폭발이 일어나는 상황의 시나리오이다. 시작은 1-2과 비슷하다. 하지만 화재이후에 정상적으로 작동해야할 bleed gas line shudown(FV-013등)이 제대로 작동하지 않아서 반응기 feed 압력이 계속 상승한다. 결과적으로 압력이 너무 높아지면 시나리오는 종료된다.

3.3.4 Scenario #2-1

HLPS의 첫번째 시나리오는 Event scheduler에 따라서 HLPS의 LC에 fault가 발생하여 level과 압력이 상승하는 현상을 시뮬레이션 하기 위해서 PIC-073(HLPS의 PC)의 mode를 ‘off’로 변경하고, PV-073(PIC-073 control valve)의 Cv(valve size)를 감소시키므로 HLPS의 압력을 상승시킨다. 또한 HLPS의 LC의 set point를 ramp를 통해 상승 시키므로 level을 증가시키며 압

력 누적의 효과를 발생시킨다. 이 때 비정상적으로 상승하는 압력을 해소하고, HLPS의 level을 정상화하기 위하여 훈련원이 bottom의 bypass line의 valve를 ‘manually open’하여 공정의 정상상태를 회복하는 조치를 취한다. 회복 조치가 취해질 경우 앞서 발생시킨 3가지의 fault condition을 초기의 값으로 복원하여 공정의 정상상태를 회복한다. 공정이 정상상태를 되찾았을 경우 사고 발생 없이 시나리오가 종료된다. (실제의 경우 bypass line의 가동 이후 안전한 상황에서 main line의 이상을 점검하고 가동 준비 상태를 유지한다.)

3.3.5 Scenario #2-2

다음 시나리오는 HLPS 첫 번째와 동일하게 Event scheduler를 이용하여 HLPS의 LC에 fault가 발생한 조건으로 변경하고, HLPS의 level과 압력을 상승시키는 조건으로 시뮬레이션을 시작한다. 비 정상적으로 압력이 상승하는 상황에서 훈련원이 bypass line을 적정 시간 내에 가동하지 못할 경우 HLPS의 level은 지속적으로 상승하며, 압력 또한 과도하게 상승하게 된다. HLPS의 PIC의 제어 용량을 초과하는 압력의 상승이 있는 경우 2차 안전장치로 설치해 둔 PSV(PSV-008)의 set pressure에 도달할 경우 PSV를 통해 과압을 해소하기 위해 vapor flow가 유출되고 set pressure 이상의 압력 상승을 방지한다. PSV를 통해 유출된 vapor는 flare line을 따라 flare stack에서 안전하게 처리된다. 이상의 원인을 제거하지 못할 경우 PSV를 통한 압력 해소는 근본적인 해결방법이 아니며, flare line을 통한 공정 유체의 손실 또한 사고로 규정할 수 있다. PSV가 개방과 폐쇄를 반복하면서 해당 라인의 고온 고압의 H2 가스를 누출과 차단을 반복하는 것을 확인 할 수 있다.

3.3.6 Scenario #2-3

HLPS 세 번째 시나리오도 HLPS 첫 번째, HLPS 두 번째 시나리오와 동일한 조건을 설정하므로 fault를 발생시키는 것으로 시작한다. 첫 번째 안전 장치(bypass line 가동)와 두 번째 안전

장치(PSV)의 미 작동이나 요구되는 작동 시간이 초과할 시 HLPS의 압력이 과도하게 상승하고, 장치의 한계 압력 이상으로 상승할 시 flange와 같이 비교적 강도가 약한 부분에서 leak가 발생할 수 있다. 두 가지의 안전 장치가 적절하게 작동하지 않은 상황에서 사전에 설정해 둔 임계 압력(27.5KG)을 초과할 시에 HLPS의 vapor line 후단의 열교환기(TT-08)의 전단에 가상의 Leak point로 설치한 'Flange Leak'(valve)를 개방하여 Leak가 발생한 상황의 시나리오이다. 이 경우 leak가 발생한 flange 전단의 가장 가까운 block valve를 차단하여 추가적인 누출 유체의 공급을 차단하므로 피해를 최소화하는 훈련원의 조치가 필요하다. 이 시나리오의 경우 제한 시간 내에 Flange leak 전단의 TT-08B/V valve를 차단하여 leak를 중단시킬 수 있다. 공급이 중단되고 안전하게 공정을 shutdown하는 과정이 동반되어야 한다. 현대오일뱅크의 ESD procedure를 기반으로 본 시뮬레이션 모듈에서 적용 가능한 간략화된 ESD 3가지 절차(Feeds cut/Quench gas cut/Heater trip)를 수행하고 공정이 안정화 될 시 시나리오가 종료된다.

3.3.7 Scenario #2-4

HLPS 네 번째 시나리오는 HLPS 세 번째와 동일하게 fault가 발생한 이후에 앞선 두 가지의 안전장치의 미작동으로 인해 과도한 압력의 상승이 발생하고, Flange의 leak가 발생하는 시나리오이다. 이 때 훈련원에 의해 제한 시간 내에 전단 밸브(TT-08 B/V)가 차단되지 못할 경우 지속적으로 고온 고압의 H2가 누출되게 되고, 누출 사고에 이은 화재 사고가 발생하는 시나리오이다. 이 경우 누출 시간, 장소, 주변 환경(점화원)의 조건에 따라 화재 사고뿐만 아니라 폭발 사고로 이어질 수도 있다.

Ⅲ. 결 론

현대오일뱅크 RDS 공정 운전 조건을 기반으로 제작한 동적 공정 시뮬레이션 모델로 가스안전공사의 ‘RDS 공정의 위험성 평가’ 자료를 기반으로 하여 발생가능성이 높고, 사고의 위험성이 크기 때문에 운전원이 훈련이 필수적으로 요구되는 시나리오를 우선적으로 선별하여 시뮬레이션을 진행하였다. 세부간의 통합을 위해 ‘반응기’부분의 시나리오를 세부화 하였고, 추가적으로 공정의 운전조건 및 공정 유체의 특성상 사고의 발생가능성이 큰 ‘반응기 및 HLPS’ 부분에서 시나리오를 구성하였다. 각 시나리오별로 정상 복원 및 사고 발생 현상에 맞게 공정이 운전되는 것을 확인하였고, 사고 시나리오의 경우 시뮬레이션 종료 조건을 ‘서울대학교’의 사고 시뮬레이션(Flacs) 조건으로 사용할 수 있도록 하므로 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 통합을 진행하였다.

부록.

A. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인

1. **Shutdown, Stop Permissive for Recycle Compressors, Offgas Compressors, H2 Make-Up Compressors**
   - Module-1: PC-E18-01, Recycle Gas Compressor
   - Module-2: PC-E18-51, Recycle Gas Compressor
   - PR-E18-02/S, OffGas Compressors
   - PR-E18-03A, B, C & D, H2 Make Up Compressors
2. **Low Low Flow Trips Reactors Feed Furnaces and Fractionator Furnace**
   - Module-1: HS-E18-01, Reactor Feed Furnace
   - Module-2: HS-E18-51, Reactor Feed Furnace
   - HS-E18-02, Fractionator Furnace
3. **Low Low Level Interlocks for Letdown Valves, Pump APS**
   - Module-1: MS-E18-04 HHPS, MS-E18-05 CHPS, AS-E18-01 HP H2S Absorber
   - Module-2: MS-E18-54 HHPS, MS-E18-55 CHPS, AS-E18-51 HP H2S Absorber
   - AS-E18-03, Fractionator BTM Pumps APS
   - MS-E18-19 Fractionator Reflux Drum Whole Naphtha Pump APS
4. **Pumps Backflow Prevention Valves (Low Low Flow) Interlocks**
   - Module-1: PP-E18-02A/S, PP-E18-05A/S
   - Module-2: PP-E18-52B, PP-E18-55B
   - PP-E18-03/S Water Injection Pumps
5. **Pump APS Interlocks**
   - PP-E18-11/S Fractionator Bottom Pumps
   - PP-E18-06/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps

1. Shutdown, Stop Permissive for Recycle Gas Compressors, Shutdown Interlocks for H2 Make-up Compressors, and Offgas Compressor

	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: SD Module-1 Recycle Gas Compressor PC-E18-01	Module-1 Recycle Gas Compressor Ehps. Cannot be Started PC-E18-01	SD Module-2 Recycle Gas Compressor PC-E18-51	Module-2 compressor stops cannot be started PC-E18-51	SD Offgas Compressors PR-E18-02S	SD H2 Make-Up Compressors PR-E18-03A	SD H2 Make Up Compressors PR-E18-03B	SD H2 Make Up Compressors PR-E18-03C	SD H2 Make Up Compressors PR-E18-03D	NOTES
CAUSE	RD-280699	Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	2 of 3 of High High Level MS-E18-08 Recycle Compressor KO Drum	E18-LI-025/ E18-LI-026/ E18-LI-027	X									
	RD-280700	Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Suction PC-E18-01 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-016		X								
		Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Discharge (Spillback) PC-E18-01 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-017		X								
	RD-280721	Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	2 of 3 of High High Level MS-E18-58 Recycle Compressor KO Drum	E18-LI-525/ E18-LI-526/ E18-LI-527			X							
	RD-280722	Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Suction PC-E18-51 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-516				X						
		Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Discharge (Spillback) PC-E18-51 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-517				X						
	RD-280753	PR-E18-02/S Offgas Compressors	High High Level MS-E18-21 Offgas Compressor Suction KO Drum	E18-LI-352					X					
	RD-280755	PR-E18-02/S Offgas Compressors	High High Level MS-E18-22 Offgas Compressor Interstage KO Drum	E18-LI-355					X					
	RD-280757	PR-E18-03A, B, C & D H2 Make-Up Compressors	2 of 3 of High High Level MS-E18-35 First Stage Suction Drum	E18-LI-362/ E18-LI-363/ E18-LI-364						X	X	X	X	
	RD-280758	PR-E18-03A H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27A 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28A 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-369/ E18-LI-371						X				
	RD-280759	PR-E18-03B H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27B 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28B 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-373/ E18-LI-375							X			
	RD-280760	PR-E18-03C H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27C 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28C 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-377/ E18-LI-379								X		
	RD-280761	PR-E18-03D H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27D 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28D 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-381/ E18-LI-383									X	

2. LOW LOW FLOW for REACTORS FEED FURNACES AND FRACTIONATOR FURNACE

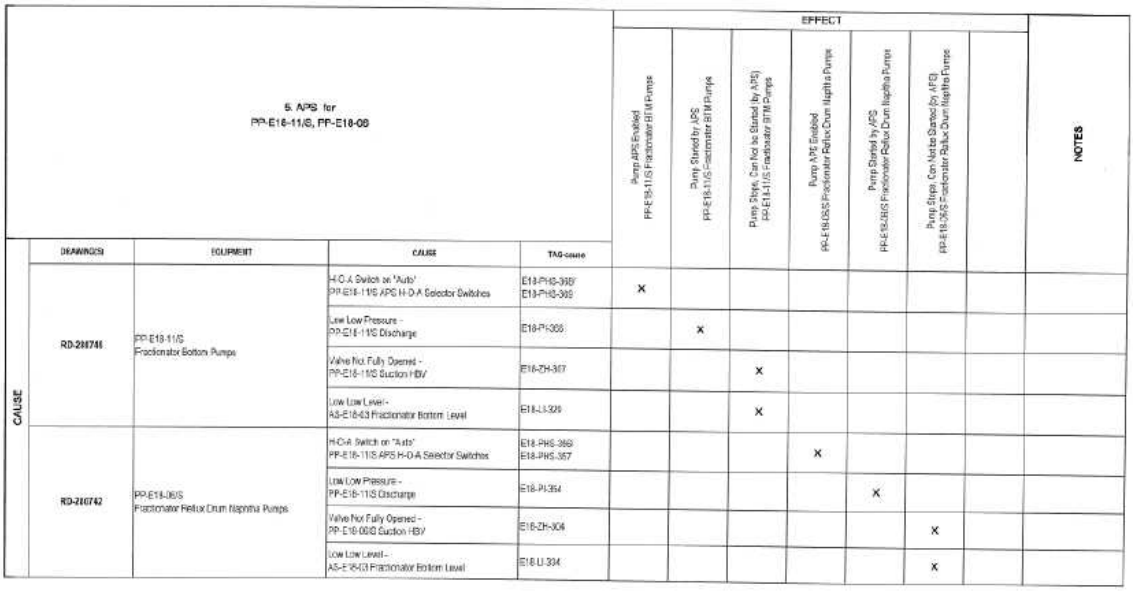
	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: Bypass Trip on LL flow E18-FI-016 During the Start Up	Module-1 Back Flow Preventor Valve E18-FBV-14 closes	Module-1 Feed Furnace HS-E18-01 Main Burner Trip Pilot Remain Burning	Bypass Trip on LL flow E18-FI-516 During the Start Up	Module-2 Back Flow Preventor Valve E18-FBV-54 closes	Module-2 Feed Furnace HS-E18-51 Main Burners Trip Pilot Remain Burning	Fractionator Furnace HS-E18-02 Main Burners Trip Pilot Remain Burning	NOTES
CAUSE	RD-280687	Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	E18-FHS-016 Start up Bypass Switch On	E18-FHS-016	X							
		Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-1 Reactor Feed	E18-FI-014		X	X					
		Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-1 Recycle Gas & MU H2	E18-FI-015			X					
	RD-280769	Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	E18-FHS-516 Start up Bypass Switch On	E18-FHS-516				X				
		Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-2 Reactor Feed	E18-FI-514					X	X		
		Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-2 Recycle Gas & MU H2	E18-FI-515						X		
	RD-280729	HS-E18-02 Fractionator Furnace	Low Low Flow - Fractionator Furnace Total Flow	E18-FY-314							X	**E18-FY-314** is calculated by summing up the following flow rates: E18-FT-014 (Emergency Circulation) E18-FT-052 (Module-1 HLPS Liquid), RD-280729 E18-FT-552 (Module-1 Startup Circ.), RD-280729 E18-FT-550 (Module-2 HLPS Liquid), RD-280730 E18-FT-552 (Module-2 Startup Circ.), RD-280730

3. Low Low Level Interlock for Letdown Valves on MS-E18-03, MS-E18-53, MS-E18-05, MS-E18-55, AS-E18-01, AS-E18-51 Low Low Level Stop Permissives Interlock for APS on PP-E18-11/S, PP-E18-06/S

	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: Trips to Manual E18-LCV-007A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-007A/B	Trips to Manual E18-LCV-013A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-013A/B	Trips to Manual E18-LCV-016A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-016A/B	Trips to Manual E18-LC-021A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-021A/B	Trips to Manual E18-LC-008A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-008A/B	Trips to Manual E18-LCV-012A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-012A/B	Trips to Manual E18-LC-016A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-016A/B	Trips to Manual E18-LC-022A/B & Closes the Letdown Valves E18-LV-022A/B	Feedpumps (ETM) Pumps #P-E18-11/S JAPS Will Not Start	Naphtha Pumps PP-E18-06/S JAPS Will Not Start	NOTES
CAUSE	RD-280695	Module-1: MS-E18-03 HHPS	Low Low Level	E18-LI-008	x										
	RD-280697	Module-1: MS-E18-05 CHPS	Low Low Level	E18-LI-012		x									
			Low Low Level	E18-LI-016			x								
	RD-280698	Module-1: AS-E18-01 HP H2S Absorber	Low Low Level	E18-LI-021				x							
	RD-280717	Module-2: MS-E18-53 HHPS	Low Low Level	E18-LI-008					x						
	RD-280719	Module-2: MS-E18-03 CHPS	Low Low Level	E18-LI-012						x					
			Low Low Level	E18-LI-016							x				
	RD-280729	Module-2: AS-E18-51 HP H2S Absorber	Low Low Level	E18-LI-021								x			
	RD-280749	AS-E18-03 Fractionator	Low Low Level/ APS permissive	E18-LI-329									x		
	RD-280741	MS-E18-19 Fractionator Reflux Drum	Low Low Level/ APS permissive	E18-LI-334										x	

4. Low Low Flow Interlocks for Backflow Prevention Valves for PP-E18-02A/S, PP-E18-52, PP-E18-05A/S, PP-E18-55B, PP-E18-03/S

	DWG	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: E18-FBV-014 Module-1 Reactor Feed Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-514 Module-2 Reactor Feed Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-047 Module-1 HP Lean Amine Pump Discharge Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-547 Module-2 HP Lean Amine Pump Discharge Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-044 Module-1 Injection Water Backflow Prevention valve Closes	E18-FBV-544 Module-2 Injection Water Backflow Prevention Valve Closes		NOTES
CAUSE	RD-280687	Module-1: PP-E18-02A/S Reactor Feed Pumps	Low Low Flow Module-1 Reactor Feed	E18-FI-014	x							
	RD-280709	Module-2: PP-E18-52B Reactor Feed Pumps	Low Low Flow Module 2 Reactor Feed	E18-FI-514		x						
	RD-280726	Module-1: PP-E18-05/S HP Lean Amine Pumps	Low Low Flow Module-1 HP Lean Amine Pump Discharge	E18-FI-047			x					
	RD-280727	Module-2: PP-E18-55B HP Lean Amine Pump	Low Low Flow Module-2 HP Lean Amine Pump Discharge	E18-FI-547				x				
	RD-280724	PP-E18-03/S Injection Water Pumps	Low Low Flow Injection Water Pump Discharge to Module-1	E18-FI-044					x			
	RD-280724	PP-E18-03/S Injection Water Pumps	Low Low Flow Injection Water Pump Discharge to Module-2	E18-FI-544						x		



5. APS for
PP-E18-11/S, PP-E18-08

CAUSE	DRAWING(S)	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-name	EFFECT: Pump APS Enabled PP-E18-11/S Fractionator BTM Pumps	EFFECT: Pump Started by APS PP-E18-11/S Fractionator BTM Pumps	EFFECT: Pump Stops, Can Not be Started by APS PP-E18-11/S Fractionator BTM Pumps	EFFECT: Pump APS Enabled PP-E18-08/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	EFFECT: Pump Started by APS PP-E18-08/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	EFFECT: Pump Stops, Can Not be Started by APS PP-E18-08/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	EFFECT:	NOTES
	RD-280741	PP-E18-11/S Fractionator Bottom Pumps	H-O-A Switch on "Auto" PP-E18-11/S APS H-O-A Selector Switches	E18-PHS-368/ E18-PHS-369	x							
			Low Low Pressure - PP-E18-11/S Discharge	E18-PI-365		x						
			Valve Not Fully Opened - PP-E18-11/S Suction HBV	E18-ZH-367			x					
			Low Low Level - A5-E18-63 Fractionator Bottom Level	E18-LI-329			x					
	RD-280742	PP-E18-08/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	H-O-A Switch on "Auto" PP-E18-11/S APS H-O-A Selector Switches	E18-PHS-356/ E18-PHS-357				x				
			Low Low Pressure - PP-E18-11/S Discharge	E18-PI-354					x			
			Valve Not Fully Opened - PP-E18-08/S Suction HBV	E18-ZH-364						x		
			Low Low Level - A5-E18-63 Fractionator Bottom Level	E18-LI-334						x		

B. Heat & Material Balance

Inlet Material Stream	Mass Flow[kg/h]	Outlet Material Stream	Mass Flow[kg/h]
MPS_	8499.999411	7	22032.78699
9	1.913322165	8	62.72324372
10	8844.385962	14	703.1358074
11	96161.34868	15	12440.43218
12	336077.8113	16	9672.59504
13	22000.01132	33	79084.30456
31	17.97437196	35	348117.7894
		ToFlare	0
		17	696.7773103
Total Flow of Inlet Streams		471603.4444	kg/h
Total Flow of Outlet Streams		472810.5446	kg/h
Relative Imbalance		0.255956615	%

Inlet Stream	Energy Flow[kJ/h]	Outlet Streams	Energy Flow[kJ/h]
pumpQ	143111.4329	PA_1_Q-Cooler	53354985.09
MPS_	-110819038.7	7	5586869.913
9	-2521.530116	8	-10737.10789
10	-10868167.56	14	-1995953.586
11	-121840371.5	15	-26388025.29
12	-377623541.1	16	-133948955.8
13	119703035.2	33	-112254735.2
Q-104	-33240723.53	35	-427684254.2
Q-105	1329.695853	ToFlare	0
Q-106	2.236473952	17	76873.69606
Q-107	13165.15046		
Q-108	2878999.536		
Q-109	272273.9423		
Q-110	19675.2215		
31	-34218.45029		
Total Flow of Inlet Streams		-487422639.3	kJ/h
Total Flow of Outlet Streams		-493263932.5	kJ/h
Relative Imbalance		1.198404172	%

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

공정 모사 기반 자료 및 도시가스 정압설비 공정 데이터 분석 보고서

2015. 03.

아 이 시 스 텍

목차

Ⅰ. 서론 ····· 4

1. 연구 목표 ····· 4

2. 연구 내용 및 범위 ····· 4

Ⅱ. 본론 ····· 5

1. 공정 모사 기반 자료 파악 ····· 5

1.1. 열역학 물성치 확보 ····· 5

1.2. 공정 모사기 분석 ····· 10

1.3. 도시가스 공급망 분석 ····· 11

2. 도시가스 정압설비 공정 데이터 분석 ····· 12

2.1. 정압소 설계 데이터 확보 ····· 12

2.2. 정압소 운전 데이터 확보 ····· 14

Ⅲ. 차년도 연구진행 및 향후계획 ····· 16

부록 ····· 19

표 목 차

표1. 국내 도시가스 공급 기준치 ····· 11
표2. 지구 정압소 운전 데이터 ····· 14
표3. 지구 정압소 안전 설비 데이터 ····· 15
표4. 지구 정압소 정상상태 시뮬레이션 결과 ····· 17
표5. 온도 변화에 따른 C1~iC4의 엔탈피 ····· 19
표6. 온도 변화에 따른 C1~iC4의 압력(증기압) ····· 20

그 림 목 차

그림1. Mollier diagram for methane ····· 7
그림2. Liquid vapor pressure of each pure component with respect to temperature 8
그림3. Liquid enthalpy of each pure component with respect to temperature ····· 8
그림4. PT diagram for light hydrocarbon mixture ····· 9
그림5. PH diagram for light hydrocarbon mixture ····· 9
그림6. Process simulation of a flowsheet via Aspen Hysys ····· 10
그림7. Process simulation of a flowsheet via PSE gProms ····· 10
그림8. 국내 천연가스 공급망 ····· 11
그림9. 매몰형 지역 정압소 설계 데이터 ····· 12
그림10. 지상형 지역 정압소 설계 데이터 ····· 13
그림11. 지구 정압소 설계 데이터 ····· 13
그림12. 지구 정압소 공정 모사(Aspen Hysys v.8.4) ····· 16
그림12. 지구 정압소 동적 공정 시뮬레이션 및 엑셀 연동 결과(Aspen Hysys v.8.4) ····· 18

Ⅰ 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 '햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발' 과제의 1차년도 아이시스텍 성과보고서로서, 도시가스 및 석유화학플랜트의 공정 모사를 위한 기반 자료를 파악 하고 분석하는 것을 목표로 한다.

공정 모사 기반 자료란, 공정 모사에 사용되는 열역학 물성치 확보 및 공정 모사기에 대한 개략적인 분석과, 특히 1~3차년도 대상 공정인 도시가스 정압소의 설계 및 운전 데이터를 포함한다.

2. 연구 내용 및 범위

1	○ **열역학 모델 및 물성치 확보**
	- 도시가스의 주요 물질인 메탄(CH4)의 pure component property를 조사하고, 이 물질의 열역학적 거동을 가장 잘 나타낼 수 있는 열역학 모델을 선정한다.
2	○ **공정 모사를 위한 상용 프로그램 분석**
	- ASPEN HYSYS, gProms 등의 공정 모사기의 기본적인 모델을 분석하고 정압소 모사 방향을 결정한다.
3	○ **도시가스 정압소 설계 데이터**
	- 도시가스 정압소(지구/지역)의 설계 도면(Layout), PFD(Process Flow Diagram) 및 P&ID(Piping and Instrument Diagram)을 확보한다.
4	○ **도시가스 정압소 운전 데이터**
	- 정압소 Normal operation condition과 각 안전장치들의 Set condition을 분석하고, 발생 가능한 공정의 trip을 제시한다.

Ⅱ 본 론

1. 공정 모사 기반 자료 파악

1.1. 열역학 모델 및 물성치 확보

본 연구에서 대상 공정으로 선정한 도시가스 정압소의 유체는 대부분 메탄(CH4)으로 구성되어 있다. 공정 모사에 있어 실제 물질의 거동에 근접한 열역학 모델을 선정하는 과정은 모사 결과의 검증을 가능케 하는 핵심 부분이다. 해당 유체(CH4, gas)는 기체 입자 간 상호작용이 매우 작은 hydrocarbon으로서 이들의 거동을 잘 모사하기 위한 모델로는 EOS(Equation Of State)가 대표적이다. 이 중에서 SRK(Soave Redlich Kwang)과 PR(Peng Robinson) Equation은 상용 시뮬레이터에 내장된 parameter를 바탕으로 물질 거동 예측이 매우 우수하며, 본 연구에서는 이들 모델을 바탕으로 공정 모사를 수행하였다. 각 모델의 상태방정식은 아래와 같다.

○ SRK EOS

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m(V_m + b)}$$

$$a = \frac{0.427 R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = \frac{0.08664 R T_c}{P_c}$$

$$\alpha = (1 + (0.48508 + 1.55171w - 0.15613w^2)(1 - T_r^{0.5}))^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

○ PR EOS

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2b\,V_m - b^2}$$

$$a = \frac{0.457235 R^2 T_c^2}{p_c}$$

$$b = \frac{0.077796 R T_c}{p_c}$$

$$\alpha = (1 + \kappa(1 - T_r^{0.5}))^2$$

$$\kappa = 0.37464 + 1.54226w - 0.26992w^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

p = pressure (absolute)

V = volume

n = number of moles of a substance

V_m = molar volume

T = absolute temperature

R = ideal gas constant

p_c = pressure at the critical point

V_c = molar volume at the critical point

T_c = absolute temperature at the critical point

정압 과정에서 가장 주요한 열역학은 감압에 의한 유체의 물성 변화로, 순물질이라고 가정 할 시 엔트로피에 대한 엔탈피를 나타낸 아래의 Mollier diagram에 따라 결정된다. 해당 그래프는 메탄(CH4)의 physical property를 나타낸다.

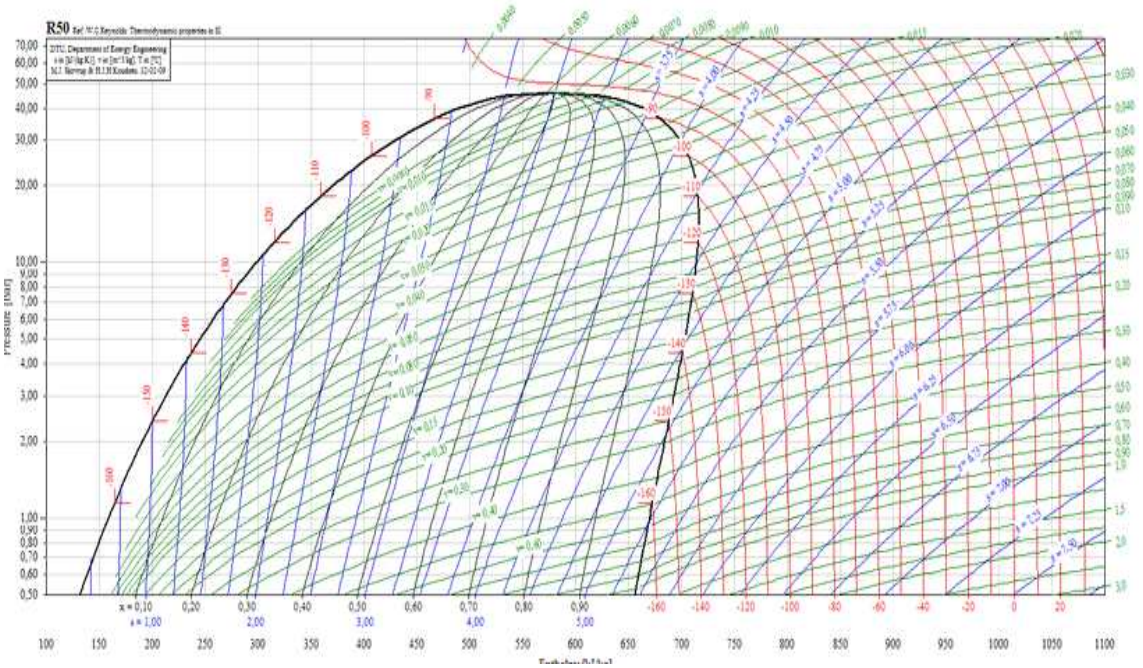


그림 1. Mollier diagram for methane

본 연구에서 공정에서 도시가스는 정압시설에서 Main valve에 의해 등엔탈피(isenthalpic) 조건에서 Joule-Thomson effect에 의해 감압된다고 가정한다. 이에 따라 유체의 온도가 변화하게 되는데, 온도의 압력에 대한 미분항(=$(\frac{\partial T}{\partial P})_H$)을 의미하는 Joule-Thomson coefficient, μ_{JT}는 아래와 같은 관계식을 갖는다.

$$\mu_{JT} = (\frac{\partial T}{\partial P})_H = \frac{V}{C_p}(\alpha T - 1)$$

위 관계식에 따라 시뮬레이터는 Main vavle에서의 단열 팽창(adiabatic expansion)을 계산하게 된다.

구체적으로 LNG는 공급처마다 약간의 차이가 있지만 약 90% 이상의 메탄과 5~6%의 에탄, 그리고 나머지 탄화수소로 이루어져있다. 각 순물질 및 도시가스(Mixture)의 열역학적 물성(Temperature에 따른 Vapor pressure, Enthalpy, PT/PH diagram for mixture)을 정리하면 아래와 같다. (Temperature range는 정압시설 운전온도 범위에 맞게 -70C~30C로 결정하였다.)

○ Physical properties for pure components(C1~C4)

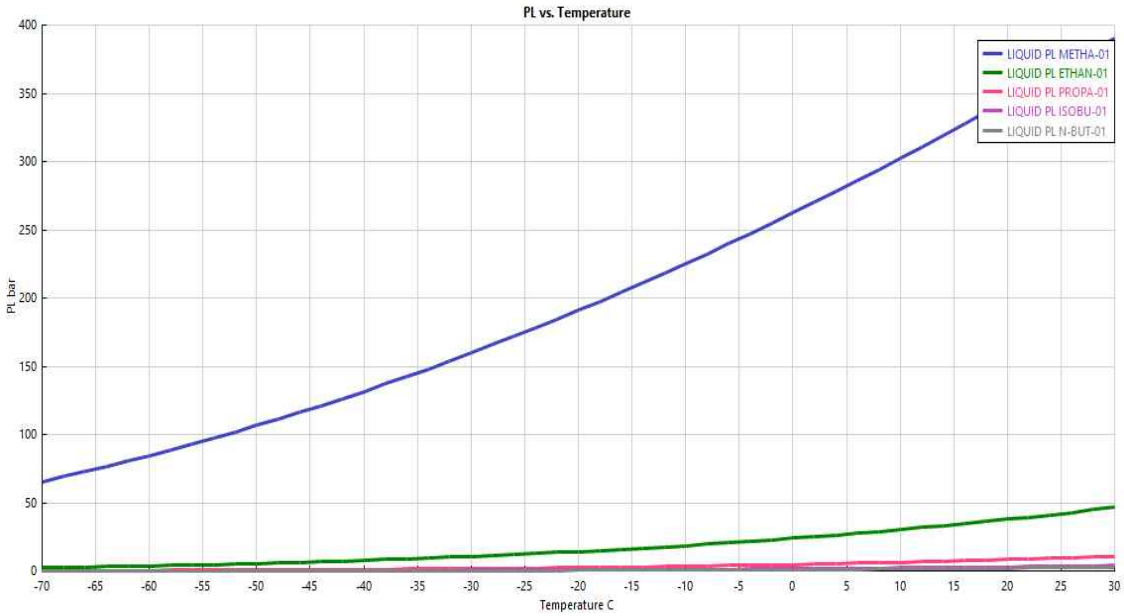


그림 2. Liquid vapor pressure of each pure component with respect to temperature

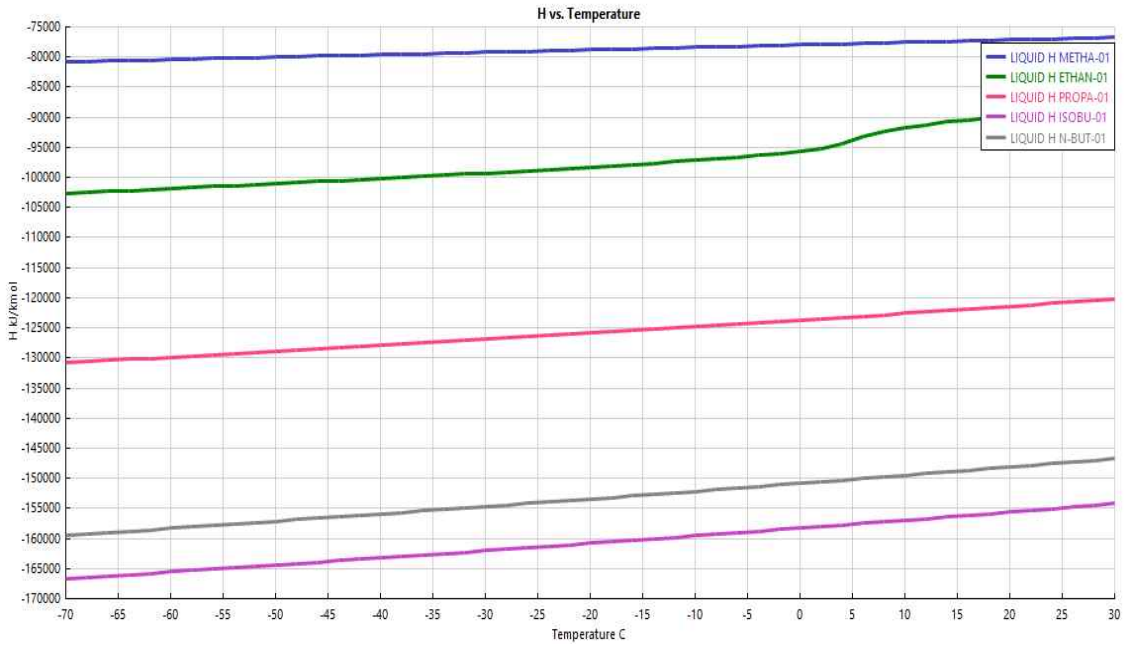


그림 3. Liquid enthalpy of each pure component with respect to temperature

○ Physical properties for mixture
(C1:90mol%, C2:5mol%, C3:3mol%, iC4:1mol%, nC4:1mol%)

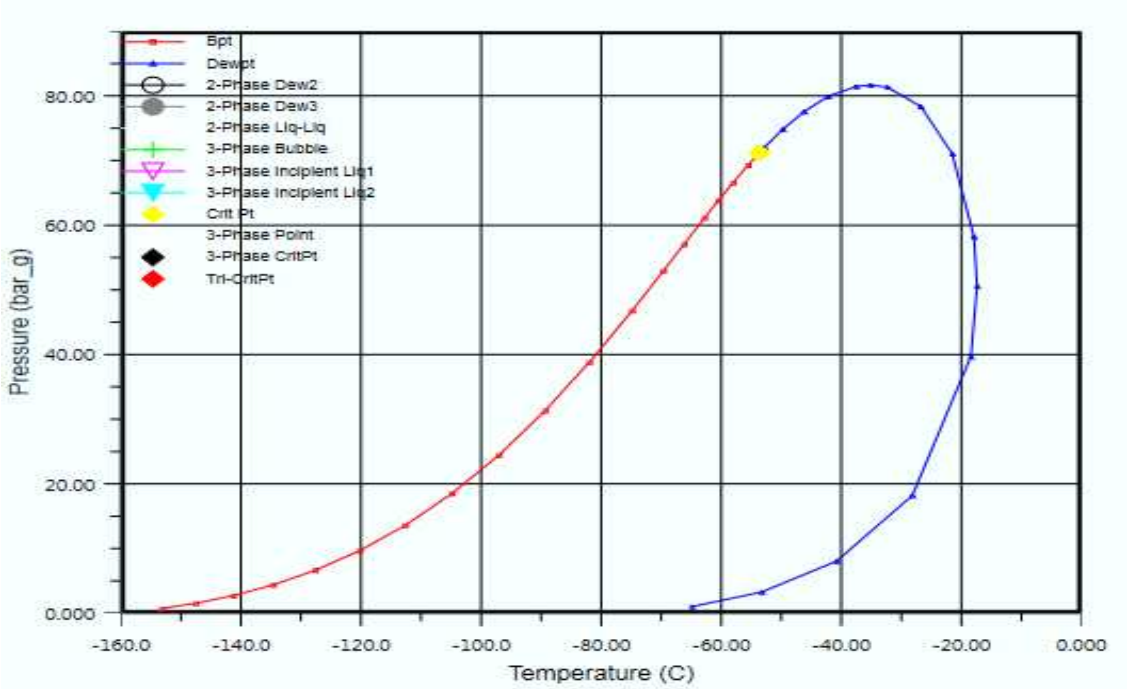


그림 4. PT diagram for light hydrocarbon mixture

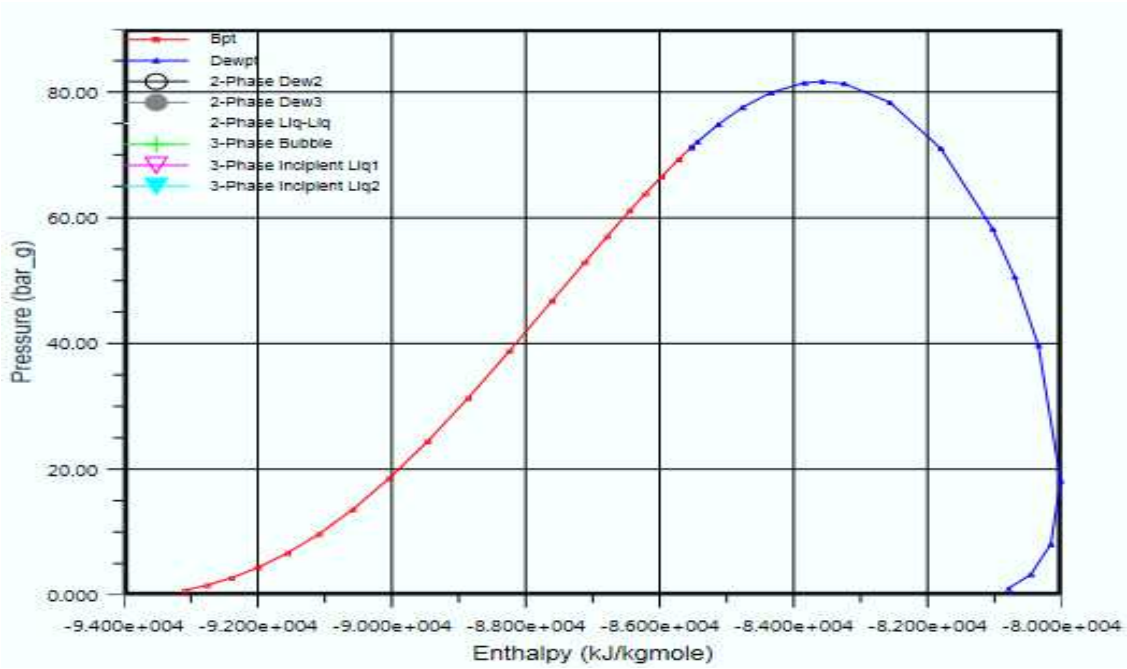


그림 5. PH diagram for light hydrocarbon mixture

1.2. 공정 모사기 분석

공정 모사기는 Sequential 한 방법으로 Unit operation을 수행할 수 있는 Aspen Hysys와, Equation oriented 방법으로 모사하는 PSE gProms가 대표적이며, 이들 모사기를 바탕으로 Normal operation와 Event case operation을 수행하여 발생 가능한 사고 시나리오에 따른 유체의 상태를 계산 할 수 있다.

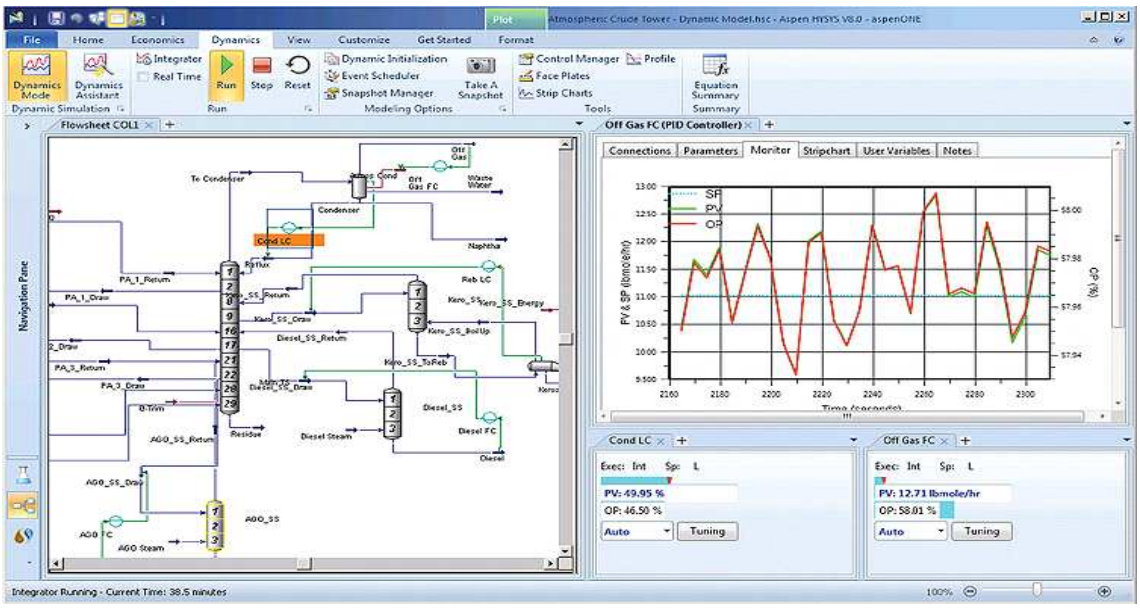


그림 6. Process simulation of a flowsheet via Aspen Hysys

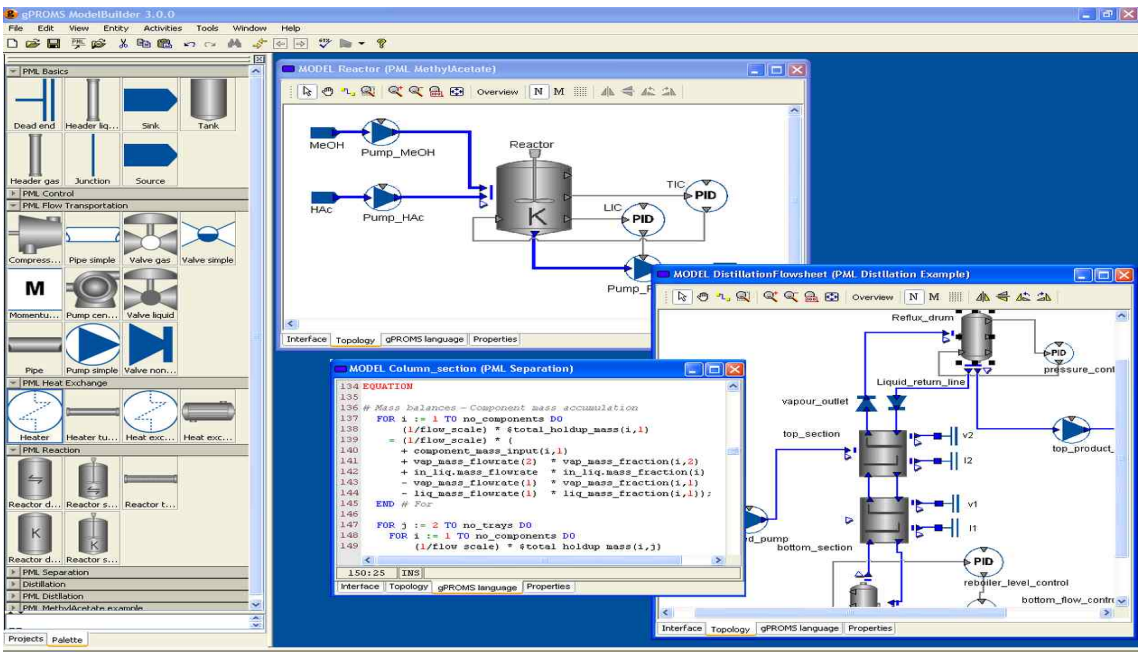


그림 7. Process simulation of a flowsheet via PSE gProms

1.3. 도시가스 공급망 분석

국내 도시가스 공급망은 아래 그림과 같이, 일반적으로 가스공사에서 70bar의 도시가스를 8.5bar로 감압하여 각 지구 정압소로 공급하고, 지구 정압소에서 6bar로 감압하여 중압배관을 통해 산업, CNG 및 지역 정압소에 공급한다. 이를 지역 정압소에서 0.02bar 정도로 감압하여 각 주택 및 업무실에 저압배관을 통해 공급한다.

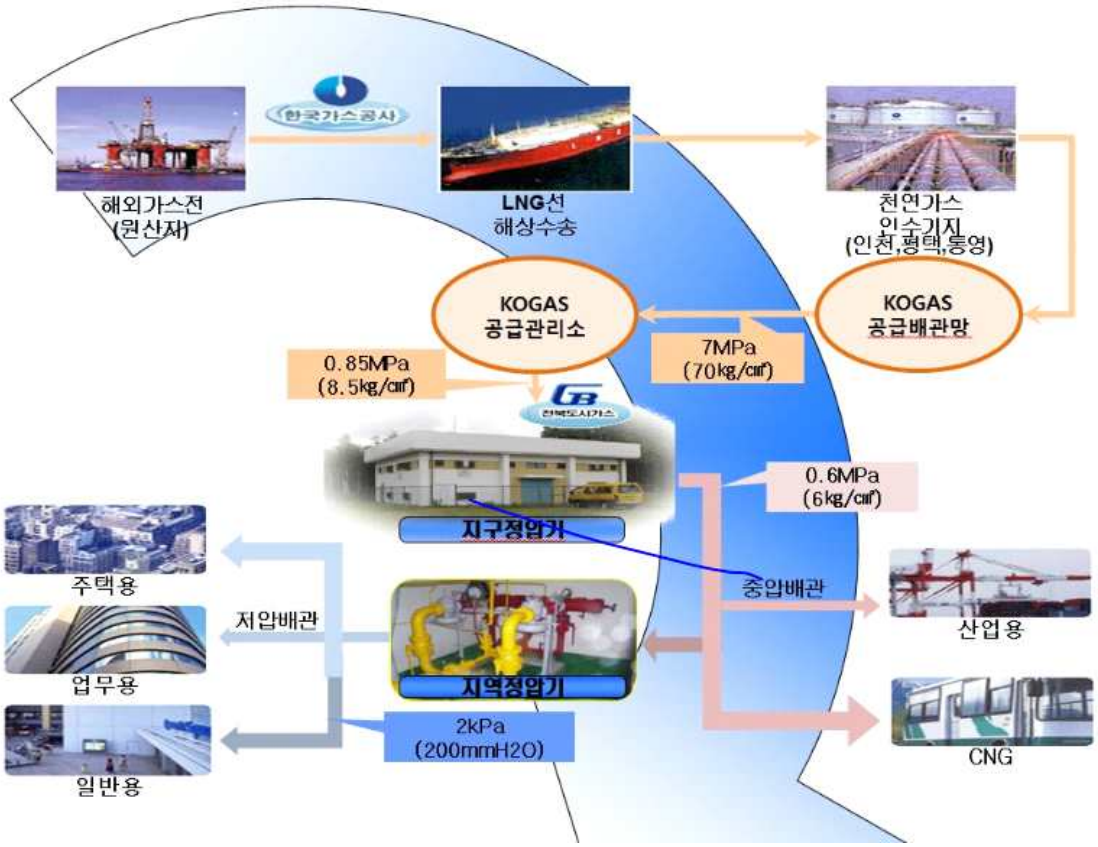


그림 8. 국내 천연가스 공급망

공급되어야 하는 도시가스의 기준치는 다음과 같다.

표1. 국내 도시가스 공급 기준치

항목	웨버지수	공기대비 비중	연소속도	공급압	폭발한계
기준	13300	0.625	40cm/s	5kg/cm^2	4.6~14.5

2. 도시가스 정압설비 공정 데이터 분석

2.1. 정압소 설계 데이터 확보

본 연구의 1차년도 대상 공정은, 전북 도시가스 관할의 지구 및 지역 정압소(지상형/매몰형)로 지정하였다. 각 정압소의 설계 데이터에 해당하는 도면(Layout)과 Piping&Instrument Diagram(P&ID), 그리고 Main valve 및 S.S.V 등의 장치에 대한 Equipment description은 아래 그림에 수록되어 있다.

1) 매몰형 지역 정압소 설계 데이터

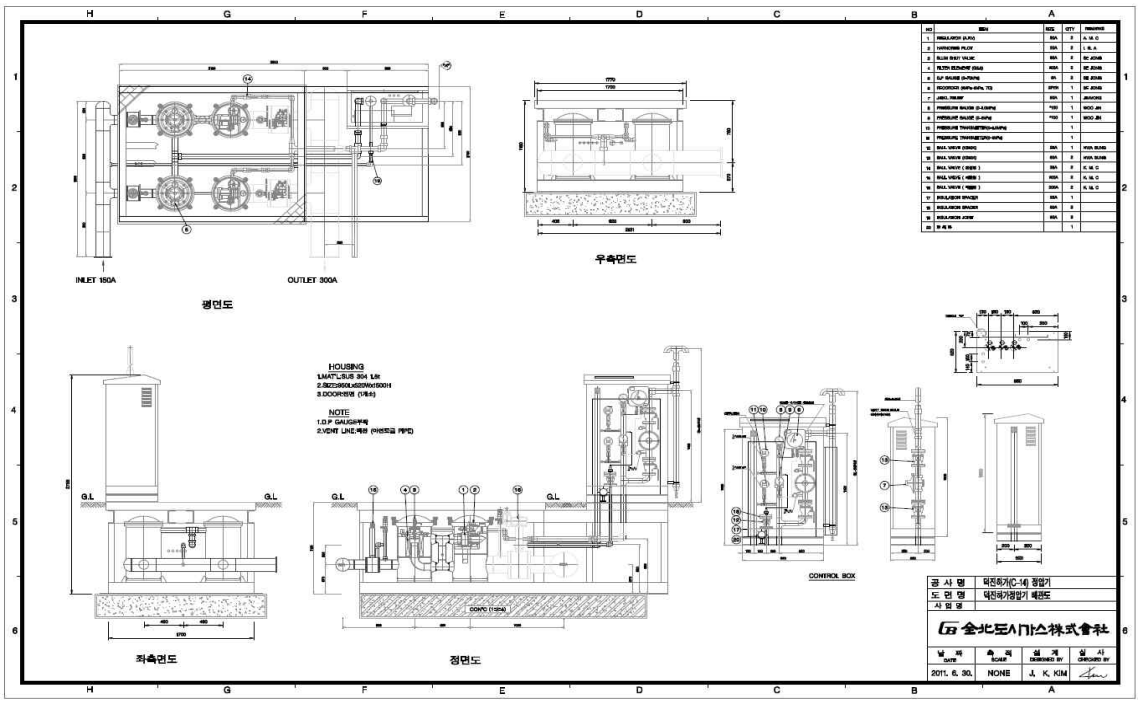


그림 9. 매몰형 지역 정압소 설계 데이터

2) 지상형 지역 정압소 설계 데이터

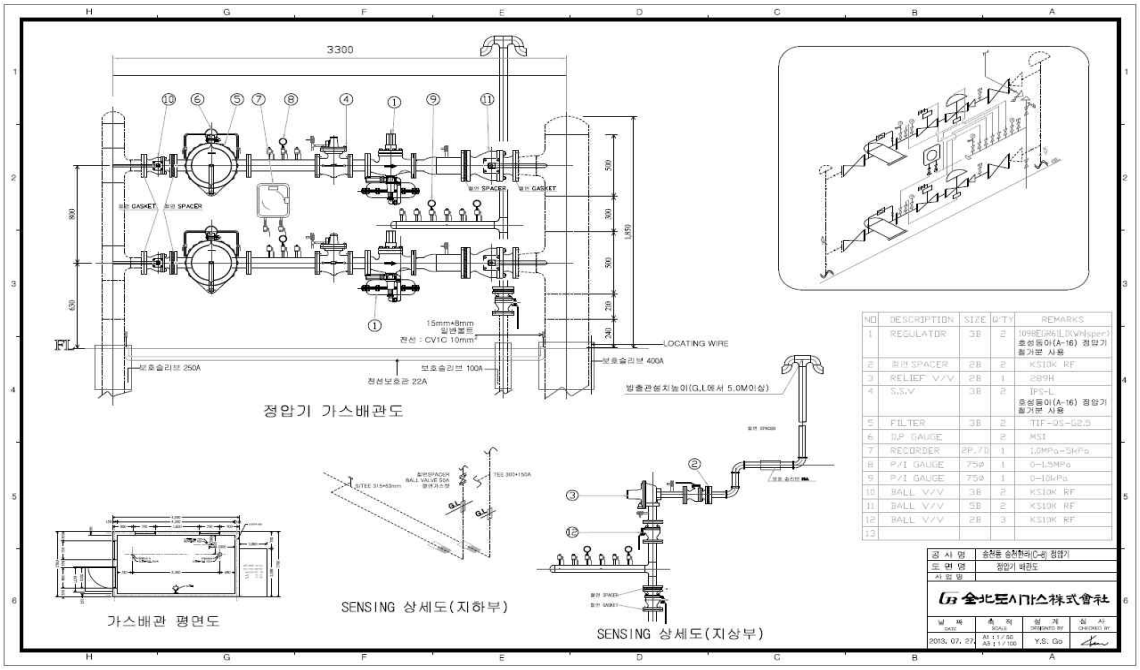


그림 10. 지상형 지역 정압소 설계 데이터

3) 지구 정압소 설계 데이터

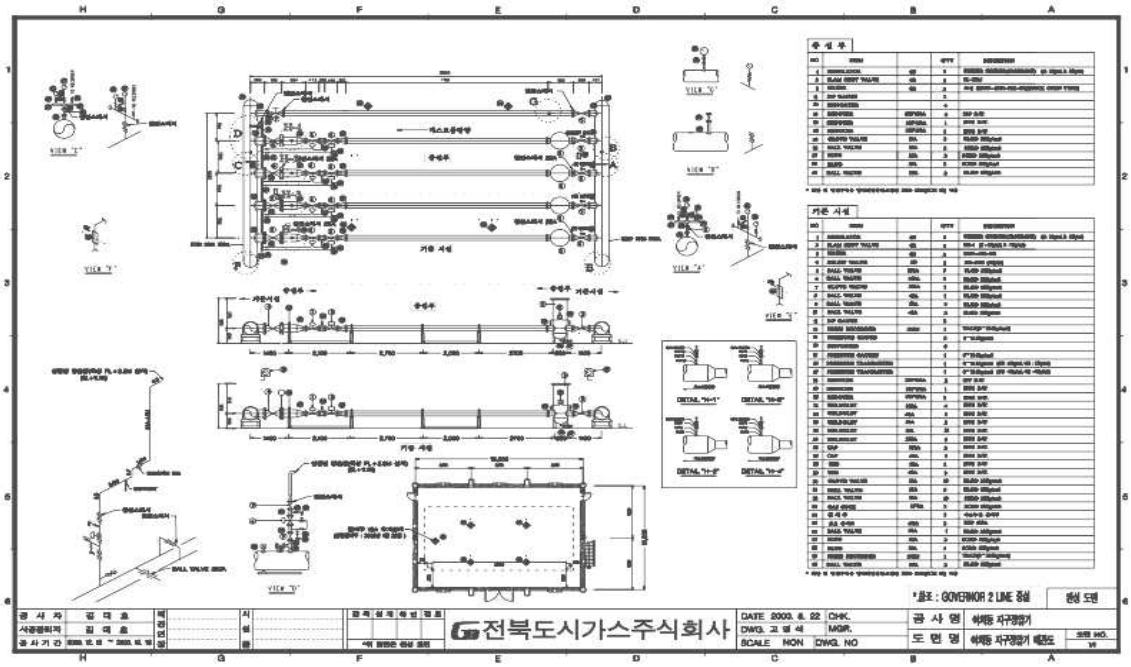


그림 11. 지구 정압소 설계 데이터

2.2. 정압소 운전 데이터 확보

정압소 운전 데이터 확보를 위해, 본 연구에서는 상대적으로 운전 압력이 높아 위험성이 큰 지구 정압소를 대상 공정으로 지정하였다. 지구 정압소의 경우 가스공사에서 공급받은 8.5bar의 도시가스를 6bar로 감압하여 정압하는 역할을 수행한다. 해당 정압소의 운전 데이터 및 안전 설비 데이터는 아래와 같다.

1) 지구 정압소 운전 데이터

대상 지구정압소의 설비 종류, 규격, 운전 데이터 및 수량은 아래와 같다. 일반적으로 지구정압소는 Set pressure 6bar로 운전되며 조정기 및 파이프라인 4대에 bypass line 1대로 구성되어 있다.

표2. 지구 정압소 운전 데이터

	종류 및 사양	SIZE	SETTING	비고
조정기	FISHER 1098EGR6351	150A	0.60mpa	4대
긴급차단변	ROMBACH SH-1	150A	0.70mpa	4대
안전변	FISHER 6358	50A	0.75mpa	1대
여과기	신이SGF-200	200A	해당없음	4대
진동밸브	ROTORK ACTUATER	200A 3상 380V	원격 및 수동조작	소요시간 :40초

2) 지구정압소 안전 설비 데이터

Normal operation set pressure 6bar에서, 공정 상의 trip에 의해 압력이 비정상적으로 증가하면, 7bar에서 Safety Shut-down Valve(S.S.V)가 잠겨 운전이 중단된다. S.S.V에 의해 유체 흐름이 차단되어도 밸브 상의 문제로 압이 계속 쌓이면, Relief valve가 열리고 연

결된 파이프로 유체가 흘러 압이 지속적으로 상승하는 것을 방지한다. Main valve 앞단에 설치된 Filter는 불순물을 제거하는 역할을 수행하고, 여기서도 마찰에 의해 압력이 감소하게 되는데 과도한 압력 손실을 방지하기 위해 계측기에 의해 제어되고 있다.

표3. 지구 정압소 안전 설비 데이터

	1호 LINE	2호 LINE	3호 LINE	4호 LINE
REGULATOR	setting: 6.0kg/cm2	setting: 6.0kg/cm2	setting: 6.0kg/cm2	setting: 5.5kg/cm2
S.S.V	setting: 7.0kg/cm2	setting: 7.0kg/cm2	setting: 7.0kg/cm2	setting: 8.0kg/cm2
FILTER	element 교체일 2014.06.10	element 교체일 2014.05.10	element 교체일 2012.06.11	element 교체일 2014.06.11
R E L I E F V/V	Setting : 7.5kg/cm2			
이상압력 경보장치	1차 P/T	상한 : 9.0kg/cm2 하한 : 7.0kg/cm2		
	2차 P/T	상한 : 6.5kg/cm2 하한 : 4.5kg/cm2		

Ⅲ. 차년도 연구진행 및 향후계획

1차년도에 확보 및 분석한 공정 모사 기반 자료를 바탕으로, 2차년도부터 수행할 정압소 공정 시뮬레이션을 간략하게 수행하였다. 대상 공정은 지구 정압소이고, 공정 모사기는 Aspen Hysys v.8.4, 열역학 모델은 SRK(Soave Redlich Kwang)을 이용하였다. 여기서 완성한 기본 모델을 바탕으로 추후 발생 가능한 사고 시나리오 입력하면 Event case에 대한 동적 모사를 수행할 수 있다.

1) 지구 정압소 공정 모사(Aspen Hysys v.8.4)

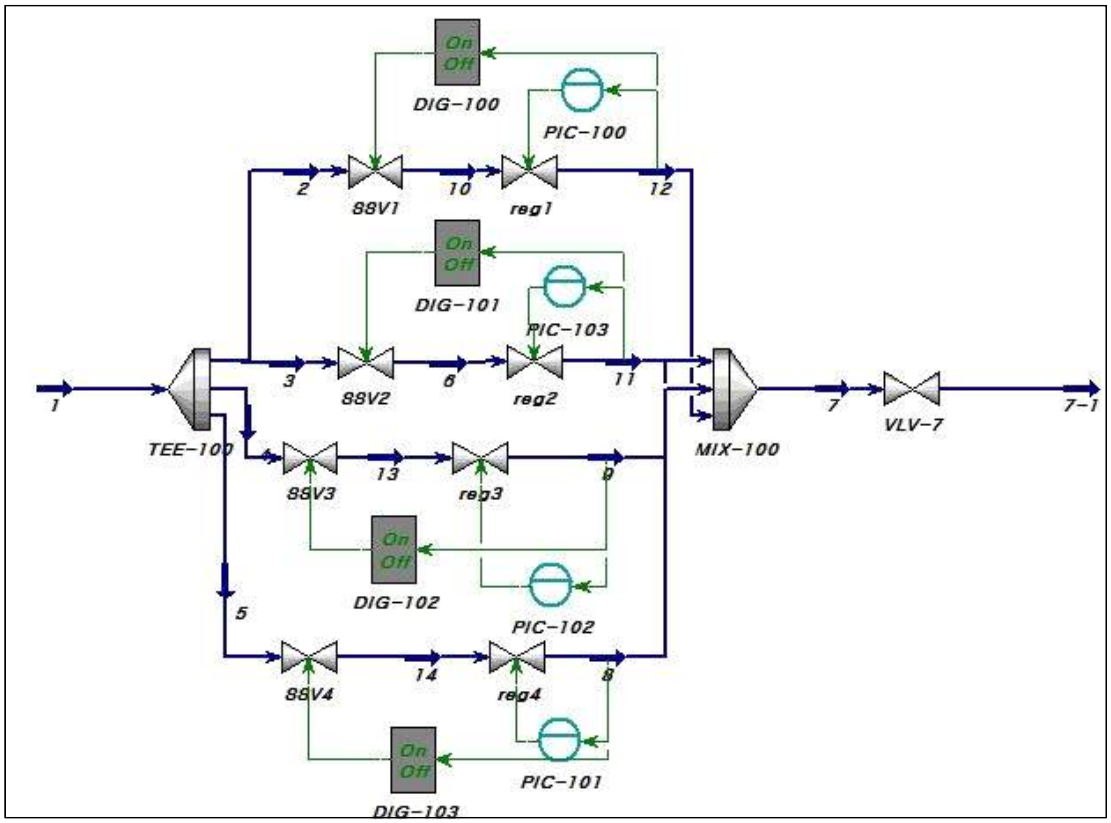


그림 12. 지구 정압소 공정 모사(Aspen Hysys v.8.4)

기온에 따라 온도가 변함으로 임의로 0℃로 설정하여 지구정압소에 대한 공정 모사를 수행하였다. 네 개의 regulator valve와 S.S.V.를 모사하였으며 추후의 동적 공정 모사와 emergency case 모사를 위해 실제 현장에서 설정한 대로 일정 이상의 압력(7kg/cm^2, 약 6.86bar)에 도달

하면 밸브가 닫히도록 설정하였다.
모사된 공정의 정상상태 stream data는 다음과 같다.

표4. 지구 정압소 정상상태 시뮬레이션 결과

Name	Vapour Fraction	Temperature [C]	Pressure [bar]	Molar Flow [kgmole/h]	Mass Flow [kg/h]	Liquid Volume Flow [m3/h]	Heat Flow [kcal/h]
1	1	0.00	8.34	4240.44	76950.99	241.47	-7.9E+07
2	1	0.00	8.34	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
3	1	0.00	8.34	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
4	1	0.00	8.34	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
5	1	0.00	8.34	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
7	1	-1.56	5.88	4240.44	76950.99	241.47	-7.9E+07
8	1	-1.56	5.88	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
9	1	-1.56	5.88	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
11	1	-1.56	5.88	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
10	1	0.00	8.34	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
12	1	-1.56	5.88	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
7-1	1	-1.72	5.63	4240.44	76950.99	241.47	-7.9E+07
6	1	0.00	8.34	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
13	1	0.00	8.34	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07
14	1	0.00	8.34	1060.11	19237.75	60.37	-2E+07

2) 동적 공정 모사 및 연계(Aspen Hysys v.8.4, Microsoft excel)

또한 본 연구가 사고 시뮬레이션과의 연계를 필요로 하기 때문에, 동적 시뮬레이션을 약식 수행하고 또한 공정 시뮬레이션을 외부에서 자동으로 조작할 수 있는 Automation 과정도 함께 수행하였다. 사고 시뮬레이션과 연계할 interface 프로그램으로 Excel을 사용하였다. Case study로

Single regulator valve malfunction의 event를 입력하여 동적 시뮬레이션을 수행하였다.

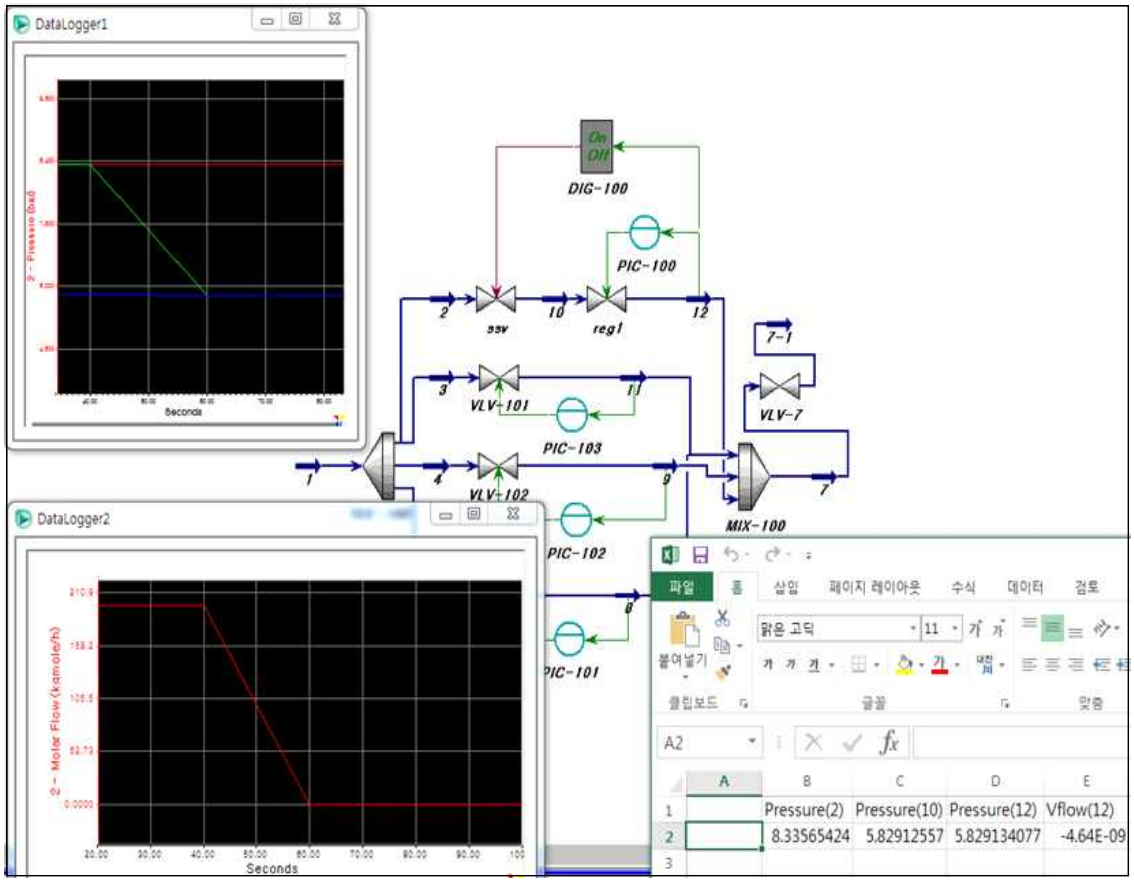


그림 13. 지구 정압소 동적 공정 시뮬레이션 및 엑셀 연동 결과(Aspen Hysys v.8.4)

3) 향후 계획

위에서 언급된 수행결과를 지속적으로 수정 및 보완에 나갈 예정이며 이를 바탕으로 사고 시뮬레이션을 맡은 서울대학교와 연계하여 공정과 사고 시뮬레이션 간의 연동에 대한 연구를 지속적으로 수행하여, 사고 시나리오가 제공되는 대로 그에 해당하는 공정 및 사고 시뮬레이션(총 10개)을 제공할 예정이다.

그 외에도 지역정압소에 대한 공정모사를 수행하고 지역정압소 시뮬레이션의 결과와 함께 검증에 들어갈 예정이다. 최종적으로는 각 사고 시나리오에 대한 동적 공정 시뮬레이션을 완성하고 그에 대한 검증까지 마치는 것이 2,3차년도의 연구목표가 될 것이다.

부록

표 5. 온도 변화에 따른 C1~iC4의 엔탈피

TEMP	PRES	LIQUID H METHA-01	LIQUID H ETHAN-01	LIQUID H PROPA-01	LIQUID H ISOBU-01	LIQUID H N-BUT-01
C	bar	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol
-70	1.01325	-80809.6	-102630	-130790	-166690	-159500
-68	1.01325	-80729	-102480	-130610	-166470	-159270
-66	1.01325	-80648.4	-102320	-130420	-166240	-159030
-64	1.01325	-80567.9	-102160	-130230	-166010	-158790
-62	1.01325	-80487.4	-102000	-130040	-165780	-158560
-60	1.01325	-80406.8	-101840	-129850	-165550	-158320
-58	1.01325	-80326.3	-101680	-129660	-165320	-158080
-56	1.01325	-80245.9	-101520	-129470	-165090	-157840
-54	1.01325	-80165.4	-101360	-129280	-164860	-157600
-52	1.01325	-80084.9	-101190	-129090	-164630	-157360
-50	1.01325	-80004.4	-101030	-128890	-164400	-157120
-48	1.01325	-79923.9	-100860	-128700	-164160	-156880
-46	1.01325	-79843.4	-100690	-128510	-163930	-156640
-44	1.01325	-79762.9	-100520	-128310	-163690	-156390
-42	1.01325	-79682.4	-100350	-128110	-163460	-156150
-40	1.01325	-79601.9	-100170	-127920	-163220	-155910
-38	1.01325	-79521.4	-99997	-127720	-162980	-155660
-36	1.01325	-79440.8	-99818.2	-127520	-162740	-155420
-34	1.01325	-79360.2	-99637.1	-127320	-162510	-155170
-32	1.01325	-79279.6	-99453.4	-127120	-162270	-154920
-30	1.01325	-79198.9	-99267	-126920	-162020	-154670
-28	1.01325	-79118.2	-99077.5	-126720	-161780	-154430
-26	1.01325	-79037.5	-98884.8	-126510	-161540	-154180
-24	1.01325	-78956.7	-98688.5	-126310	-161290	-153920
-22	1.01325	-78875.9	-98488.2	-126100	-161050	-153670
-20	1.01325	-78795.1	-98283.4	-125890	-160800	-153420
-18	1.01325	-78714.1	-98073.6	-125680	-160550	-153170
-16	1.01325	-78633.2	-97858.2	-125470	-160310	-152910
-14	1.01325	-78552.1	-97636.2	-125260	-160060	-152660
-12	1.01325	-78471	-97406.5	-125050	-159800	-152400
-10	1.01325	-78389.9	-97167.7	-124840	-159550	-152140
-8	1.01325	-78308.6	-96917.8	-124620	-159300	-151880
-6	1.01325	-78227.3	-96653.8	-124400	-159040	-151620
-4	1.01325	-78146	-96371.2	-124180	-158790	-151360
-2	1.01325	-78064.5	-96062.3	-123960	-158530	-151100
0	1.01325	-77983	-95711.7	-123740	-158270	-150840
2	1.01325	-77901.4	-95277.7	-123520	-158010	-150570
4	1.01325	-77819.7	-94313.2	-123290	-157750	-150310
6	1.01325	-77737.9	-93225.2	-123060	-157480	-150040
8	1.01325	-77656	-92398.7	-122830	-157220	-149770
10	1.01325	-77574	-91751.3	-122600	-156950	-149500
12	1.01325	-77491.9	-91229.1	-122370	-156680	-149230
14	1.01325	-77409.8	-90797.6	-122130	-156410	-148950
16	1.01325	-77327.5	-90434	-121890	-156140	-148680
18	1.01325	-77245.1	-90122.5	-121650	-155870	-148400
20	1.01325	-77162.6	-89852.2	-121410	-155590	-148130
22	1.01325	-77080	-89615.3	-121160	-155310	-147850
24	1.01325	-76997.3	-89405.9	-120910	-155030	-147570
26	1.01325	-76914.4	-89219.7	-120660	-154750	-147280
28	1.01325	-76831.5	-89053.4	-120400	-154470	-147000
30	1.01325	-76748.4	-88904.1	-120140	-154190	-146720

표 6. 온도 변화에 따른 C1~iC4의 압력(증기압)

TEMP	PRES	LIQUID PL METHA-01	LIQUID PL ETHAN-01	LIQUID PL PROPA-01	LIQUID PL ISOBU-01	LIQUID PL N-BUT-01
C	bar	bar	bar	bar	bar	bar
-70	1.01325	65.61132	2.503534	0.249489	0.049785	0.025682
-68	1.01325	69.16391	2.729338	0.279934	0.057012	0.029705
-66	1.01325	72.83466	2.970285	0.313316	0.065096	0.03425
-64	1.01325	76.62441	3.227014	0.349837	0.074113	0.039368
-62	1.01325	80.53392	3.500174	0.389707	0.084146	0.045116
-60	1.01325	84.5639	3.790422	0.433142	0.09528	0.051554
-58	1.01325	88.71497	4.098423	0.480367	0.107606	0.058746
-56	1.01325	92.98769	4.42485	0.531614	0.12122	0.066758
-54	1.01325	97.38254	4.770384	0.587119	0.136221	0.075664
-52	1.01325	101.9	5.135715	0.647132	0.152715	0.085537
-50	1.01325	106.5403	5.521537	0.711903	0.17081	0.096458
-48	1.01325	111.3039	5.928542	0.781692	0.19062	0.10851
-46	1.01325	116.1909	6.357458	0.856763	0.212266	0.121782
-44	1.01325	121.2015	6.809031	0.937389	0.235869	0.136365
-42	1.01325	126.3359	7.283927	1.02385	0.261559	0.152356
-40	1.01325	131.5941	7.782901	1.116428	0.289467	0.169855
-38	1.01325	136.9761	8.306693	1.215416	0.319733	0.188968
-36	1.01325	142.4819	8.856038	1.321109	0.352498	0.209804
-34	1.01325	148.1113	9.431698	1.43381	0.387909	0.232476
-32	1.01325	153.8641	10.03446	1.553827	0.426117	0.257103
-30	1.01325	159.7403	10.66504	1.681473	0.467278	0.283806
-28	1.01325	165.7395	11.32423	1.817067	0.511553	0.312712
-26	1.01325	171.8614	12.01281	1.960932	0.559106	0.343951
-24	1.01325	178.1057	12.73157	2.113398	0.610104	0.377659
-22	1.01325	184.472	13.4813	2.274803	0.664724	0.413975
-20	1.01325	190.9598	14.26281	2.445479	0.723142	0.453041
-18	1.01325	197.5688	15.07689	2.625773	0.785538	0.495006
-16	1.01325	204.2983	15.92437	2.816033	0.8521	0.54002
-14	1.01325	211.1478	16.80608	3.016611	0.923015	0.588239
-12	1.01325	218.1168	17.72284	3.227865	0.998478	0.639823
-10	1.01325	225.2047	18.67549	3.450157	1.078686	0.694935
-8	1.01325	232.4106	19.6649	3.683852	1.16384	0.753743
-6	1.01325	239.7341	20.6919	3.92932	1.254145	0.816416
-4	1.01325	247.1744	21.75738	4.186937	1.349808	0.883131
-2	1.01325	254.7307	22.86223	4.457079	1.451043	0.954064
0	1.01325	262.4022	24.00731	4.740129	1.558064	1.029399
2	1.01325	270.1883	25.19352	5.036473	1.67109	1.109322
4	1.01325	278.0879	26.42178	5.346492	1.790344	1.19402
6	1.01325	286.1004	27.69301	5.670614	1.916049	1.283687
8	1.01325	294.2248	29.00813	6.0092	2.048435	1.37852
10	1.01325	302.4603	30.36809	6.362663	2.18774	1.478716
12	1.01325	310.8058	31.77385	6.731411	2.334189	1.584479
14	1.01325	319.2606	33.22636	7.115851	2.488025	1.696014
16	1.01325	327.8236	34.7266	7.516398	2.649487	1.81353
18	1.01325	336.494	36.2757	7.933468	2.81882	1.93724
20	1.01325	345.2706	37.87448	8.367482	2.996271	2.067357
22	1.01325	354.1525	39.52405	8.818864	3.18209	2.204107
24	1.01325	363.1388	41.22533	9.288046	3.376528	2.3477
26	1.01325	372.2283	42.97976	9.775456	3.579842	2.498365
28	1.01325	381.4201	44.7879	10.28153	3.792289	2.656329
30	1.01325	390.7131	46.65128	10.80671	4.014129	2.821821

엑셀 VBA Automation Code

```
Option Explicit
Public hys As HYSYS.Application
Public simcase As SimulationCase
Public s2 As ProcessStream
Public s10 As ProcessStream
Public s12 As ProcessStream
Public filename As String

Sub Importrealtime()
Application.OnTime Now + TimeValue("00:00:01"), "Uploaddata"
End Sub

Public Sub Uploaddata()
Set hys = CreateObject("HYSYS.Application")
hys.Visible = True
Set simcase = hys.ActiveDocument
If simcase Is Nothing Then
filename = Worksheets("Sheet1").Range("c6")
    If filename <> "False" And simcase Is Nothing Then
Set simcase = GetObject(filename, "HYSYS.SimulationCase")
simcase.Visible = True
    End If
End If

simcase.Solver.CanSolve = True
simcase.Solver.Integrator.IsRunning = True

Set s2 = simcase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("2")
Set s10 = simcase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("10")
Set s12 = simcase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("12")

Worksheets("Sheet1").Range("B2").Value = s2.Pressure.GetValue("bar")
Worksheets("Sheet1").Range("C2").Value = s10.Pressure.GetValue("bar")
Worksheets("Sheet1").Range("D2").Value = s12.Pressure.GetValue("bar")
Worksheets("Sheet1").Range("E2").Value = s12.ActualVolumeFlow.GetValue("m3/h")

Importrealtime

End Sub
```

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

도시가스 정압소 공정 시뮬레이션 결과 검증 및 분석 보고서

2016. 03.

아 이 시 스 템

목차

Ⅰ. 서론 ····· 4

1. 연구 목표 ····· 4

2. 연구 내용 및 범위 ····· 4

Ⅱ. 본론 ····· 5

1. 지역정압소 공정 시뮬레이션 파일 검증 ····· 5

1.1. 지역정압소 구조 검증 ····· 5

1.2. 지역정압소 장치 검증 ····· 8

2. 정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증 ····· 11

2.1. 정상상태 공정 시뮬레이션 ····· 11

2.2. 시뮬레이션 결과 검증 ····· 12

3. 공정 시뮬레이션 결과 분석 ····· 14

Ⅲ. 차년도 연구진행 및 향후계획 ····· 17

부록 ····· 19

표 목 차

표1. 공정 시뮬레이션 파일의 구조 검증 목록 ····· 6
표2. 정압기의 천연가스 허용 유량 ····· 8
표3. 정압밸브의 제원 ····· 9
표4. 정압밸브의 유량계수 ····· 10
표5. 실제 데이터와 시뮬레이션 설정의 차이 ····· 10
표6. 정상상태 시뮬레이션 밸브 데이터 ····· 10
표7. 지역정압소 정상상태 시뮬레이션 stream 데이터 ····· 12
표8. 정상상태 시뮬레이션 데이터 검증 ····· 14

그 림 목 차

그림1. 지상형 지역정압소 설계 데이터 ····· 5
그림2. 지역정압소 공정 모사 ····· 5
그림3. 시뮬레이션 상의 도시가스 조성 ····· 7
그림4. 운전 데이터 유량 변화 그래프 ····· 13
그림5. 운전 데이터 압력 변화 그래프 ····· 13
그림6. 시나리오 1에서의 2차 압력 변화 ····· 15
그림7. 긴급차단장치의 opening 변화 ····· 15
그림8. 시나리오 2에서의 2차 압력 변화 ····· 15
그림9. 시나리오 2에서의 총 유량 변화 ····· 15
그림10. 시나리오 3에서의 2차 압력 변화 ····· 16
그림11. 정압소로의 가스 공급 차단 ····· 16

Ⅰ 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 2차년도 아이시스템 성과보고서로서, 도시가스 정압소를 기반으로 제작한 공정 시뮬레이션 결과를 검증하고 그를 분석하는 것을 목표로 한다.

공정 시뮬레이션 결과란, 1~3차년도 대상 공정인 도시가스 정압소의 시뮬레이션 파일 및 정상상태 공정 모사 결과를 포함하며, 결과 검증이란 개발된 공정 시뮬레이션 결과가 실제 정압소의 특성과 잘 일치하는 지 그 타당성을 확보하는 것이다.

2. 연구 내용 및 범위

1	**지역정압소 공정 시뮬레이션 파일 검증**
	- 제작한 도시가스 지역정압소의 공정 시뮬레이션 파일이 실제 지역정압소의 구조를 합리적으로 모사하는지 비교·대조한다.
2	**정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증**
	- 완성된 공정 시뮬레이션 파일로부터 도출해낸 정상상태 시뮬레이션 결과가 정압소의 거동과 일치하는지 비교·대조한다.
3	**공정 시뮬레이션 결과 분석**
	- 지역정압소에 대한 정상상태 공정 시뮬레이션 수행 후 도출해낸 결과를 분석한다.

Ⅱ 본 론

1. 지역정압소 공정 시뮬레이션 파일 검증

1.1. 지역정압소 구조 검증

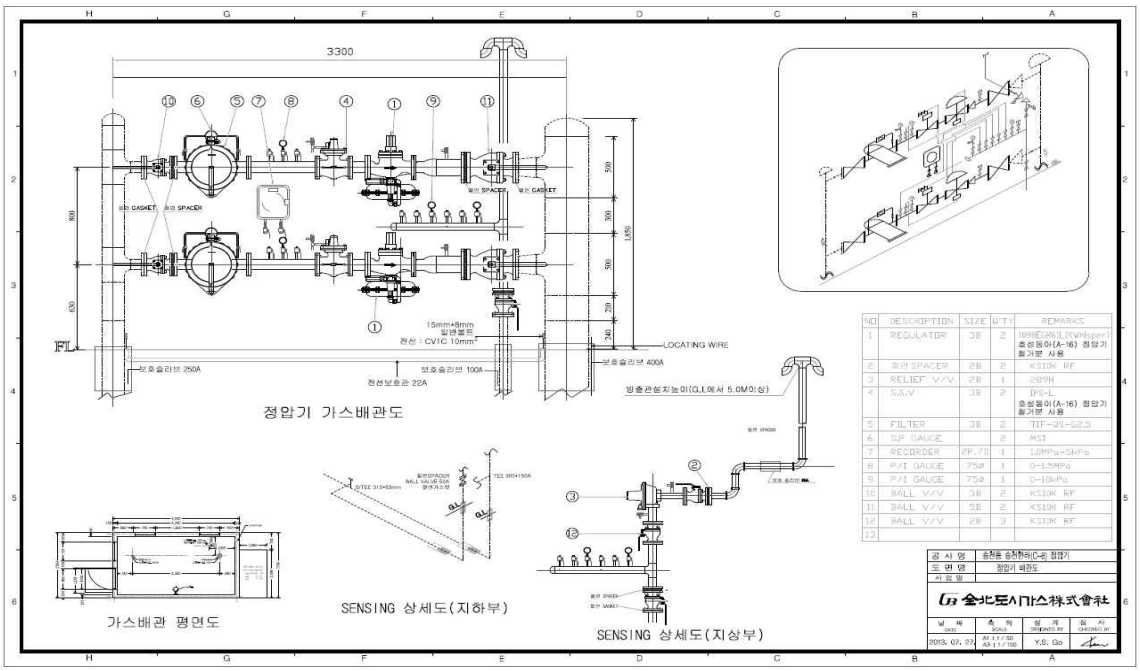


그림 1. 지상형 지역정압소 설계 데이터

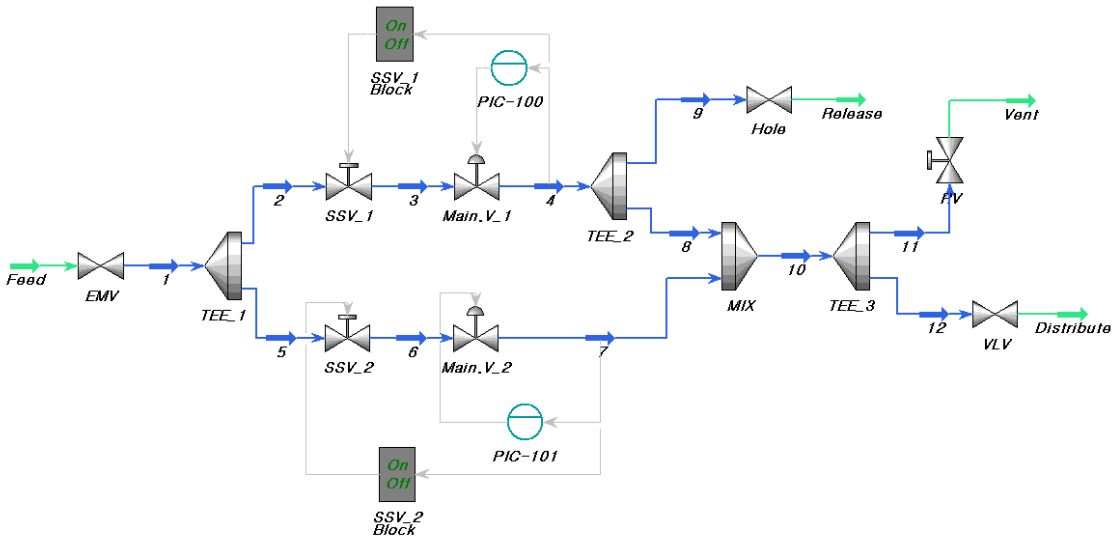


그림 2 지역정압소 공정 모사

지역정압소는 도시가스를 지구정압소로부터 받아들여 일정한 2차 압력을 유지시키면서 공급하는 장치이다. Aspen HYSYS v.8.4를 사용하여 정상상태의 지역정압소를 모사하였으며, 지역정압소의 전체적인 구조를 검증하기 위해 다음과 같은 과정을 거쳤다.

공정 시뮬레이션 파일	있음	없음
메인 운전 선로가 구현됨	O	
예비 운전 선로가 구현됨	O	
모니터링 운전 선로가 구현됨		O
정압밸브(Regulator valve) 2개가 구현됨	O	
긴급차단장치(Slam shut valve) 2개가 구현됨	O	
안전밸브(Safety valve, a. k. a. relief valve)가 구현됨	O	
도시가스의 물성이 구현됨	O	
도시가스의 압력이 구현됨	O	
도시가스의 유량이 구현됨	O	

표 1 공정 시뮬레이션 파일의 구조 검증 목록

도시가스 지역정압소에는 세 개의 운전 선로가 있다. 메인 운전 선로는 평상시 도시가스가 유입되고 유출되는 선로로, 대부분의 거동이 여기를 통해 이루어진다. 예비 선로는 메인 운전 선로의 가동이 불가능해지거나 배관 내에 이물질이 끼는 등의 결함이 발생하여 유출 압력이 기준 압력에서 벗어나게 되면 사용되는 선로이다. 모니터링 운전 선로는 압력기록장치가 달려있는 선로로 정압기의 출구측 압력을 회전하는 기록지에 압력 변화 상태를 기록하는 역할을 한다. 모니터링 운전 선로는 공정 시뮬레이션 파일에 구현되지 않았으나, 공정 시뮬레이션 파일에서는 모든 stream의 압력을 확인 가능하고 모니터링 운전 선로 역시 그 외의 역할이 없으므로 구현되지 않아도 무방하다.

메인 운전 선로와 예비 운전 선로에는 각각 정압밸브와 긴급차단장치가 하나씩 설치되어 있다. 정압 밸브는 자체로 정압기라고도 불리며 원하는 설정된 기준 압력으로 들어오는 유체를 감압시키는 기능을 하며 긴급차단장치는 2차 압력이 일정 이상 상승하게 되면 이로 인한 사고를 방지하기 위해 허용압력 이상이 되면 닫혀 가스의 흐름을 차단하는 기능을 한다. 공정 시뮬레이션 파일에서는 두 장치 모두 각각 밸브와 그에 맞는 컨트롤러를 사용하여 구현되었다. 정압밸브는 PID 컨트롤러, 긴급차단장치는 On/Off 컨트롤러를 사용하여 구현되었다.

안전밸브는 긴급차단장치와 마찬가지로 2차 압력이 높아지게 되면 감압시키기 위해 가스의 일부를 대기 중으로 방출시키는 장치이다. 이는 relief valve로 공정 시뮬레이션 상에 구현되어 있다.

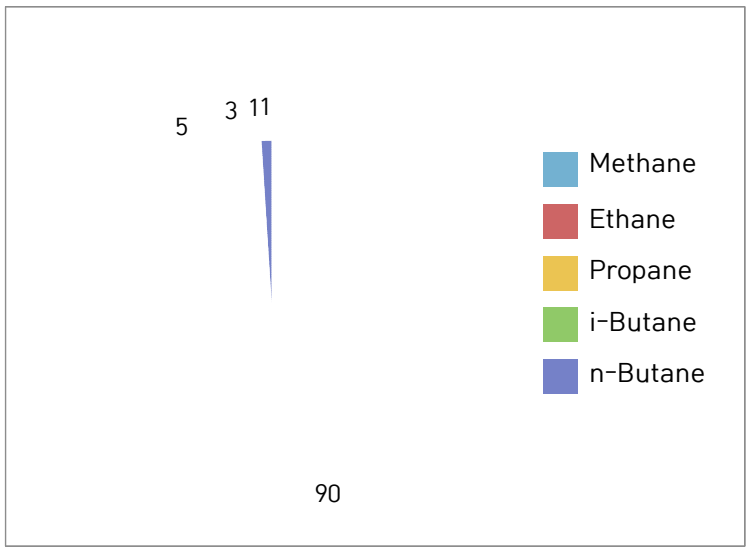


그림 3 시뮬레이션 상의 도시가스 조성

도시가스의 조성은 다음과 같이 구현되어 있으며, Peng-Robinson Equation of State를 이용하여 상태변화에 따른 도시가스의 물성을 계산하였다. 물성을 계산하는 상태방정식에 관한 내용은 1차년도 연구보고서에 기재되어 있다.

도시가스의 유량은 공급자가 지구정압소로부터 오는 가스의 양을 조절할 수 있기 때문에 고정된 값을 가지지는 않는다. 최소 0에서 최대 정압기가 허용하는 유량(하단의 표에 표시됨)이 흐를 수 있는데, 공정 시뮬레이션 파일은 어떠한 양의 유량도 모사가 가능하다.

INLET PRESSURE		OUTLET PRESSURE SETTING		CAPACITIES IN THOUSANDS OF SCFH / Nm³/h OF 0.6 SPECIFIC GRAVITY NATURAL GAS FOR REGULATORS WITH STANDARD LINEAR CAGE, STANDARD TRAVEL AND LINE SIZE EQUALS MAIN VALVE BODY SIZE													
				NPS 1 / DN 25 Body Size		NPS 2 / DN 50 Body Size		NPS 3 / DN 80 Body Size		NPS 4 / DN 100 Body Size		NPS 6 / DN 150 Body Size		NPS 8 x 6 / DN 200 x 150 Body Size		NPS 12 x 6 / DN 300 x 150 Body Size	
psig	bar	psig	bar	SCFH	Nm³/h	SCFH	Nm³/h	SCFH	Nm³/h	SCFH	Nm³/h	SCFH	Nm³/h	SCFH	Nm³/h	SCFH	Nm³/h
3	0.21	7 in. w.c.	17 mbar	8	0.2	32	0.9	66	1.8	101	2.7	----	----	----	----	----	----
5	0.34	7 in. w.c. 1 2	17 mbar 0.07 0.1	11 10 9	0.3 0.3 0.2	42 39 35	1.1 1.0 0.9	87 82 73	2.3 2.2 2.0	135 126 112	3.6 3.4 3.0	257 241 ----	6.9 6.5 ----	372 350 ----	10.0 9.4 ----	427 401 ----	11.4 10.7 ----
10	0.69	7 in. w.c. 3 5 7	17 mbar 0.2 0.3 0.5	17 15 13 11	0.5 0.4 0.4 0.3	63 56 49 40	1.7 1.5 1.3 1.1	129 116 102 82	3.5 3.1 2.7 2.2	201 180 158 127	5.4 4.8 4.2 3.4	378 341 302 ----	10.1 9.1 8.1 ----	542 493 438 ----	14.5 13.2 11.7 ----	622 565 502 ----	16.7 15.1 13.5 ----
15	1.0	1 4 8 12	0.07 0.3 0.5 0.8	21 20 17 12	0.6 0.5 0.5 0.3	79 74 63 44	2.1 2.0 1.7 1.2	163 153 130 91	4.4 4.1 3.5 2.4	254 237 201 140	6.8 6.4 5.4 3.8	471 445 385 ----	12.6 11.9 10.3 ----	678 642 557 ----	18.2 17.2 14.9 ----	777 735 638 ----	20.8 19.7 17.1 ----
20	1.4	1 10 15 17	0.07 0.7 1.0 1.2	27 21 16 13	0.7 0.6 0.4 0.4	102 79 60 48	2.7 2.1 1.6 1.3	207 164 125 99	5.6 4.4 3.4 2.7	328 254 192 153	8.8 6.8 5.2 4.1	577 482 371 ----	15.5 12.9 9.9 ----	827 696 538 ----	22.1 18.7 14.4 ----	948 798 616 ----	25.4 21.4 16.5 ----
30	2.1	4 15 20 25	0.3 or less 1.0 1.4 1.7	35 29 25 18	0.9 0.8 0.7 0.5	131 108 93 69	3.5 2.9 2.5 1.6	267 223 192 144	7.2 6.0 5.2 3.9	422 345 297 221	11.3 9.3 8.0 5.9	744 651 568 429	19.9 17.5 15.2 11.5	1066 940 822 622	28.6 25.2 22.0 16.7	1221 1077 942 713	32.7 28.9 25.2 19.1
40	2.8	9 20 30 35	0.6 or less 1.4 2.1 2.4	42 36 28 21	1.1 1.0 0.8 0.6	161 136 105 77	4.3 3.6 2.8 2.1	327 280 217 161	8.8 7.5 5.8 4.3	517 434 335 247	13.9 11.6 9.0 6.6	910 816 644 480	24.4 21.9 17.3 12.9	1304 1178 933 697	34.9 31.6 25.0 18.7	1495 1350 1069 798	40.1 36.2 28.6 21.4
50	3.4	13 20 30 40 45	0.9 or less 1.4 2.1 2.8 3.1	50 45 40 31 22	1.3 1.2 1.1 0.8 0.6	190 172 152 115 85	5.1 4.6 4.1 3.1 2.3	386 354 313 240 176	10.3 9.5 8.4 6.4 4.7	611 551 485 369 270	16.4 14.8 13.0 9.9 7.24	1077 1023 919 712 526	28.9 27.4 24.6 19.1 14.1	1542 1473 1327 1032 764	41.3 39.5 35.6 27.7 20.5	1768 1688 1521 1182 875	47.4 45.2 40.8 31.7 23.5
75	5.2	24 50 60 70	1.6 or less 3.4 4.1 4.8	69 54 44 27	1.9 1.5 1.2 0.7	264 203 166 101	7.1 5.4 4.5 2.7	536 419 343 209	14.4 11.2 9.2 5.6	847 648 529 322	22.7 17.4 14.2 8.63	1493 1232 1019 627	40.0 33.0 27.3 16.8	2138 1781 1476 911	57.3 47.7 39.6 24.4	2451 2041 1692 1044	65.7 54.7 45.3 28.0
100	6.9	35 60 75	2.4 or less 4.1 5.2	89 74 62	2.4 2.0 1.7	337 280 236	9.0 7.5 6.3	685 578 489	18.4 15.5 13.1	1083 896 754	29.0 24.0 20.2	1909 1689 1444	51.2 45.3 38.7	2734 2438 2090	73.2 65.3 56.0	3134 2794 2396	84.0 74.9 64.2
125	8.6	46 75	3.2 or less 5.2	108 91	2.9 2.4	411 344	11.0 9.2	834 710	22.4 19.0	1319 1101	35.3 29.5	2325 2072	62.3 55.5	3330 2990	89.2 80.1	3817 3427	102 91.8
150	10.3	57 75	3.9 or less 5.2	127 115	3.4 3.1	484 436	13.0 11.7	984 897	26.4 24.0	1555 1396	41.7 37.4	2741 2593	73.5 69.5	3926 3735	105 100	4500 4281	121 115
175	12.1	68	4.7 or less	147	3.9	558	15.0	1133	30.4	1791	48.0	3157	84.6	4522	121	5183	139
200	13.8	75	5.2 or less	166	4.5	631	16.9	1282	34.4	2027	54.3	3573	95.8	5118	137	5866	157
250	17.2			205	5.5	779	20.9	1581	42.4	2500	67.0	4405	118	6310	169	7232	194
300	20.7			244	6.5	926	24.8	1880	50.4	2972	79.6	5237	140	7502	201	8598	230
350	24.1			282	7.6	1073	28.8	2178	58.4	3444	92.3	6069	163	8694	234	9964	267
400	27.6			321	8.6	1220	32.7	2477	66.4	3916	105	6901	185	9886	265	11,331	304

표 2 정압기의 천연가스 허용 유량

1.2. 지역정압소 장치 검증

지역정압소의 핵심 구성장치는 가스의 압력을 조절하는 정압밸브(regulator valve)이다. 대상 정압소가 사용하는 밸브는 FISHER사의 1098-EGR 모델에 파일럿 다이어프램(Diaphragm)에 61LD을 사용한 것으로 그 제원은 다음과 같다.

최대 공급 압력	27.6 bar
최대 파일럿 공급 압력	41.4 bar
2차 압력 범위	0.7 ~ 1.4 bar
포트직경	3 inch

표 3 정압밸브의 제원

공정 시뮬레이션에 정압밸브가 제대로 구현되었는지 확인하기위해, 표 2의 허용유량을 제대로 맞추었는지 확인해 볼 수 있다. 밸브의 유량에 따른 물리적 구조를 표현하는 대표적인 수치들이 흐름계수(flow coefficient)들이다. 밸브의 flow coefficient는 크게 Cg(gas sizing coefficient), Cv(liquid sizing coefficient), C1(flow coefficient)가 있으며 추가적으로 Km을 사용하여 계산을 한다.

밸브 제작시 선정된 유량계수들은 다음과 같은 전통적인 방법식에 적용되도록 설정된 계수들이다.

기체(Choked gas)

$$Q = P_1 \times C_g \times 1.29$$

기체(Unchoked gas)

$$Q = \sqrt{\frac{520}{GT}} \times C_g \times P_1 \times SIN\left(\frac{3417}{C_1}\sqrt{\frac{\triangle P}{P_1}}\right)^{\circ}$$

Q : 유량(SCFH)
P1 : 유입되는 기체의 절대압력(psia)
G : 기체의 specific gravity
T : 유입되는 기체의 절대온도(°R)
△P: 밸브에서의 압력강하(psi)

BODY SIZE		1:1 LINE SIZE TO BODY SIZE					2:1 LINE SIZE TO BODY SIZE					K_m	IEC SIZING COEFFICIENT		
		C_g		C_v		C_1	C_g		C_v		C_1		X_T	F_D	F_L
NPS	DN	Regulating	Wide-Open	Regulating	Wide-Open		Regulating	Wide-Open	Regulating	Wide-Open					
1	25	576	607	16.7	17.6	34.5	529	557	15.6	16.4	34.0		0.753	0.10	
2	50	1970	2080	54.7	57.8	36.0	1830	1930	52.3	55.1	35.0		0.820	0.07	
3	80	3760	3960	107	113	35.0	3630	3830	106	110	34.2		0.775	0.05	
4	100	6280	6610	180	190	34.8	6020	6340	171	180	35.2	0.80	0.766	0.04	0.89
6	150	9450	9950	295	310	32.0	9240	9730	291	306	31.7		0.648		
8 x 6	200 x 150	10,660	11,220	305	321	35.0	10,020	10,550	286	301	35.0		0.775	0.03	
12 x 6	300 x 150	11,050	11,630	316	332		10,380	10,930	297	312					

표 4 정압밸브의 유량계수

구분	설계 데이터	시뮬레이션
Cv	106	49.39
Km	0.80	0.9
C1	34.2	25.0
Cg	3630	1234.7

표 5 실제 데이터와 시뮬레이션 설정의 차이

Name	모사 대상	Delta P [kg/cm2]	Cg	Valve Opening [%]
RV	Relief valve	-	-	-
EMV	Feed	0.021	8366.5	50
VLV	Product	0.022	19754	50
Hole	Discharge / Release	0.022	27.50	0
Main.V_1	Main regulator	4.519	1234.7	50
Main.V_2	Reserve regulator	4.519	1234.7	50
SSV_1	Safety suction	0.024	4009.5	100
SSV_2	Safety suction	0.024	4009.5	0

표 6 정상상태 시뮬레이션 밸브 데이터

공정 모사에 사용한 시뮬레이터인 ASPEN HYSYS는 Universal Gas Sizing 외 다른 방법들을 사용해서 밸브의 sizing을 계산한다. 공정 모사에 사용한 유량계수들은 실제 밸브에서 제공하는 값과 차이가 있다. 다만 이 계수들은 정압밸브의 허용 유량 및 물리적 크기와 관련된 계수들이고 실제로 정압밸브에 대한 모사가 잘 일치하는지를 검증하기 위해서는 실제 유동과 압력 변화를 얼마나 잘 모사하는지를 확인해야 할 것이다.

안전밸브의 경우에는 실외로의 가스유출을 모사할 경우 안전밸브로 누출되는 면적 등을 고려해 주어야 하지만, 포함되지 않으므로 고압일 경우 유출이 일어나도록 설정하는 단계까지만 모사한다. Aspen HYSYS에서는 relief valve 모사에 Cg를 설정할 수 없는 대신 밸브가 작동할 압력을 정해서 모사할 수 있기 때문에 문제되지 않는다.

2. 정상상태 공정 시뮬레이션 결과 검증

2.1. 정상상태 공정 시뮬레이션

정상상태에서는 모든 stream들의 상태가 일정하다. 지역 정압소의 정상상태는 가스 공급이 설정한대로 이루어지고 어떠한 변화나 이상도 일어나지 않은 상태를 모사하였다. 이러한 정상상태 시뮬레이션을 기반으로 이상 시나리오의 경우 정상에서 이상으로 공정이 변화하는 과정, 그리고 이상이 발생하는 중의 공정에 대한 시뮬레이션을 시행할 계획이며, 차년도 연구진행 항목에 설명되어 있다.

9번 stream과 release stream, 그리고 Hole valve는 지역정압소에서 가스 누출이 발생할 경우를 모사하기 위한 것으로 정상상태 공정 시뮬레이션에서는 사용되지 않는다. 마찬가지로 예비 정압기 라인인 5,6,7번 stream과 안전밸브를 모사한 11번, vent stream 또한 유량이 0이 되어야 한다.

Name	Vapour Fraction	Tempe rature [C]	Pressure [kg/cm2]	Molar Flow [kgmole/h]	Mass Flow [kg/h]	Std. Liquid Volume Flow [m3/h]	Heat Flow [kW]
Feed	1	9.618	5.724	78.01	1438	4.454	-1693
1	1	9.604	5.703	78.01	1438	4.454	-1693
2	1	9.604	5.703	78.01	1438	4.454	-1693
3	1	9.59	5.679	78.01	1438	4.454	-1693
4	1	6.652	1.06	78.01	1438	4.454	-1693
5	1	9.604	5.703	0	0	0	0
6	1	7.205	1.06	0	0	0	0
7	1	7.205	1.06	0	0	0	0
8	1	6.652	1.06	78.01	1438	4.454	-1693
9	1	6.652	1.06	0	0	0	0
10	1	6.652	1.06	78.01	1438	4.454	-1693
11	1	6.652	1.06	0	0	0	0
12	1	6.652	1.06	78.01	1438	4.454	-1693
Release	1	6.648	1.033	0	0	0	0
Vent	1	6.648	1.033	0	0	0	0
Distribute	1	6.638	1.038	78.01	1438	4.454	-1693

표 7 지역정압소 정상상태 시뮬레이션 stream 데이터

2.2. 시뮬레이션 결과 검증

정상상태 공정 시뮬레이션에 모사된 유량 및 압력 등의 수치들이 실제 운전하는 지역 정압소의 수치와 잘 일치하는지 확인하였다. 지역정압소를 운전할 때 측정할 수 있는 수치들은 종합유량과 상류압력(1차 압력), 그리고 하류압력(2차 압력)이 있다.

2015년 4월에 세종 AMC 모델을 사용한 지역정압소에서의 종합유량과 각 압력을 측정한 데이터를 사용하여 정상상태 공정 시뮬레이션 결과를 검증하였다. 해당 데이터는 평상시처럼 가동되는 상태의 정압기가 아닌 정압기의 압력을 조절하는 성능의 확인을 위해 가동시킨 후 끈 경우의 데이터이다.(부록 참조)

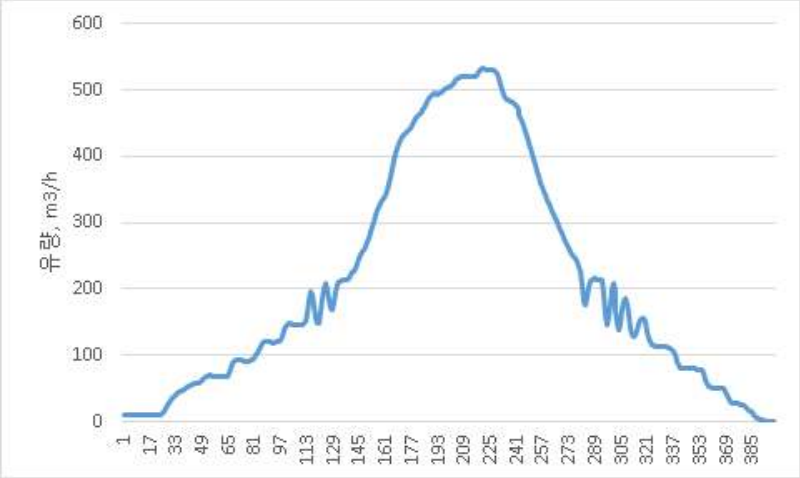


그림 4 운전 데이터 유량 변화 그래프

실제 운전 데이터는 정상상태에서 운전한 것이 아니므로 시간에 따라서 변하는 값을 가지게 된다. 초기에는 작동하지 않는 정압기를 가동시킨 후 다시 중지시키는 운전에서는 유량은 급격하게 변화하나 압력은 일정하거나 특정 범위 안의 값을 가지게 된다. 제시된 데이터에서 1차 압력은 5.594kg.cm2에서 5.745kg/cm2사이의 값을, 2차 압력은 1.051kg/cm2에서 1.068kg/cm2사이의 값을 가진다. 시뮬레이션에서 모사된 1차 압력과 2차 압력, 그리고 상기한 데이터 중 시뮬레이션과 같은 1차 압력일 때의 2차 압력을 비교하여 검증하였다. 그 결과 정상상태 공정 시뮬레이션은 99% 이상의 정확도로 실제 지역정압소의 압력 거동을 모사할 수 있다는 것을 확인하였다.

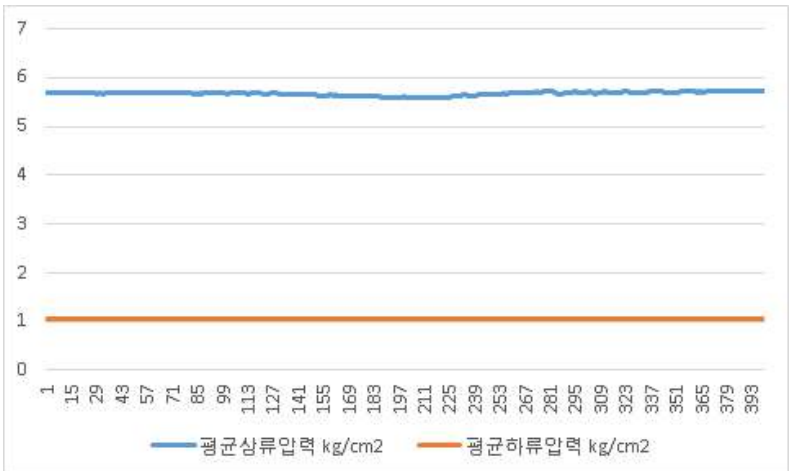


그림 5 운전 데이터 압력 변화 그래프

	1차 압력 (kg/cm2)	2차 압력 (kg/cm2)
운전 데이터	5.702885348	1.06128011
시뮬레이션	5.703	1.06
정확도	99.99%	99.88%

표 8 정상상태 시뮬레이션 데이터 검증

3. 공정 시뮬레이션 결과 분석

정상상태 공정 시뮬레이션에서는 공급 유량과 압력이 일정할 때의 공정을 모사하였다. 실제의 공정은 일정하게 공급하려 시도해도 작은 크기의 교란(disturbance)이 발생하여 완전히 일정하지는 않다. 그러나 제시된 데이터의 1,2차 압력에서 볼 수 있듯이 압력의 경우 그 영향은 전체에 비해 미미하다.

유량의 경우도 그와 유사하다. 공급자가 일정한 양을 지속적으로 공급할 경우 그 양은 소규모의 교란을 제외하면 정상상태 공정 시뮬레이션에서 모사될 양과 같다. 그러나 상황에 따라서 지역정압소에 공급되는 양을 조절해 줄 필요성이 생길 경우도 있다. 공급유량을 공정 시뮬레이션에서 변화시킨다면 시뮬레이션 상에서 control variable을 무엇으로 지정했는지에 따라서 공정이 어떻게 변화하는지가 결정된다. 1차 압력이 일정하면서 공급유량이 변화할 경우 2차 압력이나 정압밸브에서의 압력강하를 control variable로 정하였다면 유량과 무관하게 2차 압력은 정해진다. 하지만 밸브의 사양을 control variable로 정하면 2차 압력은 공급유량이 변함에 따라 변하게 된다. 다만 훈련 시나리오에서는 사고나 이상이 발생할 경우 완전한 차단을 하여 공급유량이 완전히 0이 되기 때문에 기존의 유량대로 공급되거나 공급되지 않거나 두 가지의 경우만 존재한다.

정상상태 공정 시뮬레이션이 아닌 동적 공정 시뮬레이션의 경우에는 세 가지의 시뮬레이션을 수행하였다. 2차 압력이 상승하는 이상이 발생할 때 예비 정압기를 가동하는 경우, 안전밸브가 가동되는 경우, 그리고 예비 정압기 및 안전밸브, 그리고 긴급차단장치가 가동하지 않아 가스 누출이 일어나는 경우의 세 가지 경우를 모사하였다.

1. 2차 압력 상승으로 인한 S.S.V. 닫힘 및 예비정압기 작동

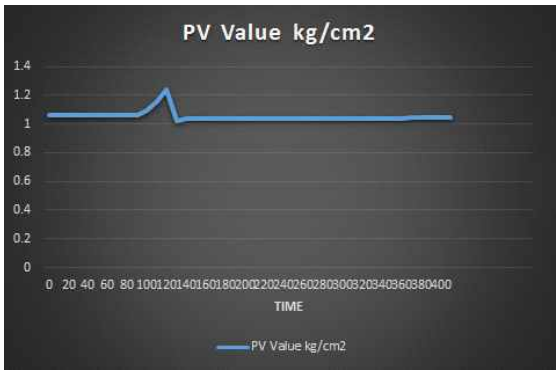


그림 6 시나리오 1에서의 2차 압력 변화

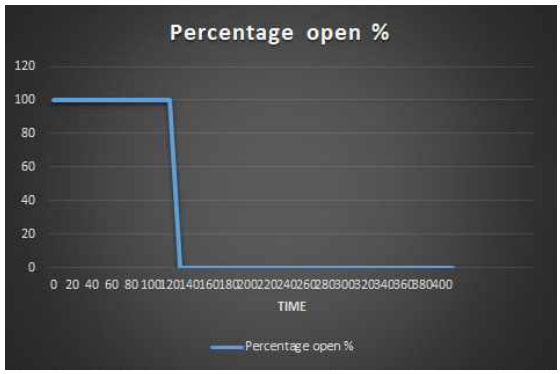


그림 7 긴급차단장치의 opening 변화

정상으로 작동하던 정압기에서 오작동이 발생하여 메인 밸브가 압력 조절에 실패해 2차 압력이 상승하는 시나리오를 모사하였다. 2차 압력이 상승하기 시작하여(90초) 일정 이상의 압력에 도달하였을 경우 S.S.V.가 닫혀(130초) 유량은 0이 되고 대신 예비정압기가 작동하여 압력을 정상으로 되돌린다.

2. 2차 압력 상승으로 인한 relief valve 작동

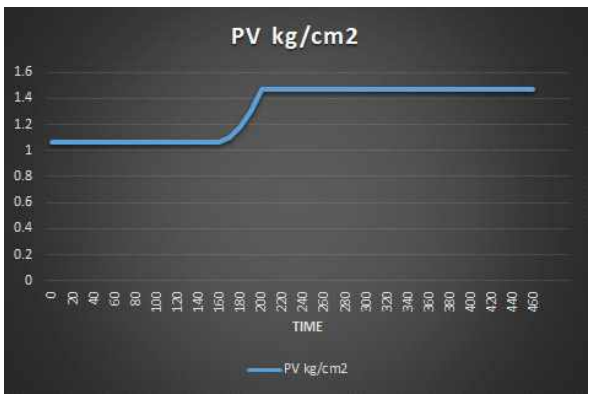


그림 8 시나리오 2에서의 2차 압력 변화

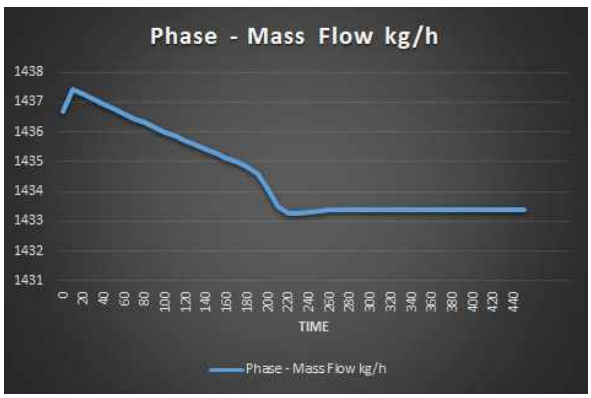


그림 9 시나리오 2에서의 총 유량 변화

위의 시나리오와는 달리 S.S.V.가 작동하지 않았을 경우 2차 압력은 계속 상승한다. 2차 압력이 상승하기 시작해(160초) 일정 이상이 되면 배출부로 지나는 중간에 relief valve가 작동하게 되어(200초) 일부를 배출해 고압의 가스가 공급처로 공급되는 것을 막는다. Relief valve를 통해 일부가 배출되기 때문에 총 유량은 줄어들게 된다.

3. 메인 밸브에서의 가스 누출

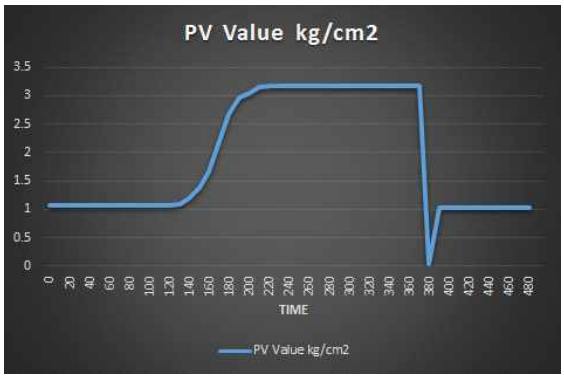


그림 10 시나리오 3에서의 2차 압력 변화

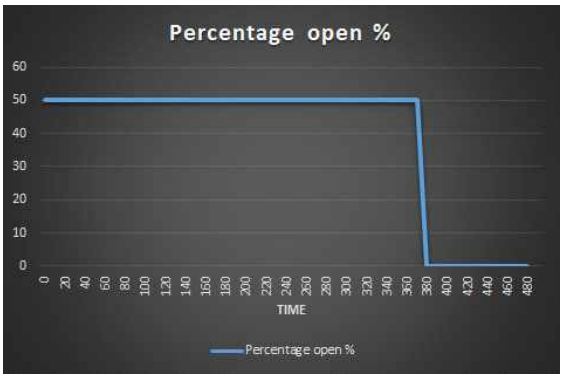


그림 11 정압소로의 가스 공급 차단

Relief valve와 S.S.V. 둘 다 작동하지 않을 경우에는 정압소에서 가스 누출이 일어날 수 있다. 사전에 모사해둔 hole과 release 쪽으로 누출이 일어나며 훈련하는 것처럼 정압소로의 가스 공급을 차단(390초)할 수도 있다.

Ⅲ. 차년도 연구진행 및 향후계획

3차년도에는 정압소 공정 운전정보 분석, 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 제작, 시나리오별 공정 시뮬레이션 파일 검증 및 보완을 수행할 계획이다.

1) 정압소 공정 운전정보 분석

2차년도에 모사된 정상상태 공정 시뮬레이션이 아닌 지역정압소에서 일어날 사고 시나리오를 모사하는 동적 공정 시뮬레이션을 제작하고 검증하게 될 경우 제작한 동적 공정 시뮬레이션 모델이 대상으로 할 공정이 어떠한 거동을 보이는지 분석하여 이해할 필요가 있다. 현재 확보한 지역정압소 운전 데이터와 3차년도에 추가로 확보할 수 있는 지역정압소 데이터를 분석할 계획이다.

2) 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 제작

사고 시뮬레이션을 맡은 서울대학교와 연계하여 공정과 사고 시뮬레이션 간의 연동에 대한 연구를 지속적으로 수행하여, 사고 시나리오가 제공되는 대로 총 10개의 시나리오에 대한 동적 공정 시뮬레이션 파일을 제작할 계획이다. 현재까지 2차 압력이 상승하는 경우에 대하여 가스 누출 시나리오, 안전밸브 가동 시나리오, 예비 정압기 가동 시나리오의 세 가지 동적 공정 시뮬레이션 파일을 제작하였다. 3차년도에는 2차 압력이 상승하는 경우에 대한 다른 시나리오에 대한 동적 공정 모사, 2차 압력이 하강하는 경우에 대한 시나리오들에 대한 동적 공정 모사 등이 이루어질 것이다. 지금까지 모사된 동적 공정 시뮬레이션에 대한 내용은 다른 보고서에 기재되어 있다.

3) 공정 시뮬레이션 파일 검증 및 보완

위에서 언급된 동적 공정 시뮬레이션 파일들이 제작되면 제작된 모델들이 실제 지역정압소에서 사고가 일어났을 때의 움직임을 잘 일치하게 모

사하는 지 검증하여야 한다. 검증 결과 미흡하거나 정확도가 떨어지는 부분이 있다면 보완할 예정이다.

4) 추가 계획

위에서 언급된 수행결과를 지속적으로 수정 및 보완해 나갈 예정이며 이를 바탕으로 최종적으로는 각 사고 시나리오에 맞는 동적 공정 시뮬레이션을 완성하고 각 시나리오별 공정 모사 결과와 그와 연계된 사고 시뮬레이션 결과를 제공하는 것이 3차년도의 연구목표가 될 것이다.

부록

1) 지역정압소 운전 데이터 ①

종합유량 (m3/h)	날짜	평균상류압력 (kg/cm2)	평균하류압력 (kg/cm2)	환산종합유량 (m3/h)
8.250572	2015-04-16	5.698332376	1.05789446	10.64323788
8.413824	2015-04-16	5.699004227	1.056476	10.85383296
8.554598	2015-04-16	5.698842551	1.05642624	11.03543142
8.64761	2015-04-16	5.6987194	1.05731108	11.1554169
8.243475	2015-04-16	5.700486976	1.05864488	10.63408275
7.769247	2015-04-16	5.702192563	1.05843939	10.02232863
7.383744	2015-04-16	5.699046953	1.05814183	9.52502976
7.538936	2015-04-16	5.699428949	1.05696828	9.72522744
7.696568	2015-04-16	5.697735924	1.05713005	9.92857272
7.515498	2015-04-16	5.702397801	1.05784529	9.69499242
7.40208	2015-04-16	5.701660618	1.05683848	9.5486832
7.060716	2015-04-16	5.700272519	1.05624328	9.10832364
7.113063	2015-04-16	5.698341595	1.05803528	9.17585127
7.218644	2015-04-16	5.699531145	1.05767841	9.31205076
7.14042	2015-04-16	5.699448211	1.05816881	9.2111418
7.187665	2015-04-16	5.697413408	1.0579549	9.27208785
7.365777	2015-04-16	5.697641264	1.0584017	9.50185233
7.854348	2015-04-16	5.699312507	1.05769131	10.13210892
8.036083	2015-04-16	5.701751923	1.05720277	10.36654707
7.506995	2015-04-16	5.699347688	1.05758743	9.68402355
6.937169	2015-04-16	5.700678815	1.05654864	8.94894801
6.943749	2015-04-16	5.701456216	1.05681448	8.95743621
7.279863	2015-04-16	5.700679651	1.05881909	9.39102327
7.855383	2015-04-16	5.69776106	1.05777593	10.13344407
9.457138	2015-04-16	5.694550106	1.05730781	12.19970802
12.38923	2015-04-16	5.691790673	1.05834238	15.98210412
15.95761	2015-04-16	5.689908338	1.05807788	20.58532206
19.31757	2015-04-16	5.680928054	1.05741031	24.91967046
22.22637	2015-04-16	5.676368383	1.05646541	28.67202246
24.53474	2015-04-16	5.680145626	1.05586959	31.64981202
27.0692	2015-04-16	5.682658767	1.05772822	34.91926671
29.81068	2015-04-16	5.677691964	1.05834498	38.45577978
31.5595	2015-04-16	5.682424202	1.05730186	40.71174984

33.11408	2015-04-16	5.689994616	1.05800726	42.7171632
34.26261	2015-04-16	5.688738886	1.05894478	44.19876174
35.09801	2015-04-16	5.687800645	1.05826803	45.27643548
36.16122	2015-04-16	5.687580336	1.05859504	46.64796735
37.06353	2015-04-16	5.68951126	1.05761806	47.81195757
38.4213	2015-04-16	5.69165245	1.05823273	49.56347571
40.03725	2015-04-16	5.690921966	1.05809958	51.6480525
41.24648	2015-04-16	5.689795241	1.05731259	53.20795533
42.25763	2015-04-16	5.690669821	1.05803268	54.5123427
43.11226	2015-04-16	5.68894078	1.05879902	55.61481411
44.07646	2015-04-16	5.686780317	1.05757048	56.85863598
44.31868	2015-04-16	5.685337776	1.05676795	57.17109333
44.47535	2015-04-16	5.686899267	1.05784512	57.37319892
44.86736	2015-04-16	5.688648417	1.05742492	57.87889182
46.07666	2015-04-16	5.686414239	1.05577304	59.4388914
48.27545	2015-04-16	5.688418043	1.05749797	62.2753305
51.10396	2015-04-16	5.687516665	1.05621221	65.92410324
52.55067	2015-04-16	5.68752002	1.05559883	67.79036043
53.43332	2015-04-16	5.687799809	1.05676481	68.92898022
53.95442	2015-04-16	5.686353077	1.05602791	69.60120309
53.64448	2015-04-16	5.687256137	1.05613622	69.2013792
53.28116	2015-04-16	5.688632499	1.0578857	68.73269253
53.22534	2015-04-16	5.689071457	1.05841334	68.66068344
53.13639	2015-04-16	5.686664712	1.05795368	68.5459431
52.9188	2015-04-16	5.689388955	1.05691069	68.26524684
52.87843	2015-04-16	5.689082347	1.05698106	68.21317083
52.80427	2015-04-16	5.687032463	1.05770413	68.11750572
52.41196	2015-04-16	5.686272662	1.05584956	67.61143227
52.09485	2015-04-16	5.689299322	1.05590703	67.2023565
52.34675	2015-04-16	5.68766745	1.05682475	67.52730879
52.87244	2015-04-16	5.690146248	1.05671835	68.20544502
53.42637	2015-04-16	5.687296345	1.05705067	68.92001472
55.61518	2015-04-16	5.680676735	1.05743279	71.74357833
61.93821	2015-04-16	5.679664778	1.05722873	79.90028703
67.6889	2015-04-16	5.68073286	1.05845983	87.31867584
70.78121	2015-04-16	5.682868197	1.05684804	91.30775703
71.85314	2015-04-16	5.687994157	1.05813555	92.69054415
71.98341	2015-04-16	5.687485665	1.05855801	92.85860019
71.6521	2015-04-16	5.692167652	1.05759242	92.43121158

71.55088	2015-04-16	5.699431457	1.05653276	92.30064036
71.20641	2015-04-16	5.699774918	1.05716917	91.85627406
70.51245	2015-04-16	5.696598318	1.05598502	90.96105921
70.18011	2015-04-16	5.700202995	1.05713101	90.53233545
70.2045	2015-04-16	5.701711716	1.05907789	90.56381016
70.48938	2015-04-16	5.692814366	1.05845782	90.9313002
71.42379	2015-04-16	5.691800727	1.05871919	92.13668523
72.12899	2015-04-16	5.689122565	1.05799779	93.04639839
74.31751	2015-04-16	5.687570281	1.05754581	95.86958145
77.2045	2015-04-16	5.67677216	1.0570854	99.59379855
79.71848	2015-04-16	5.676155598	1.05675052	102.836834
84.29498	2015-04-16	5.679016392	1.05504976	108.7405281
88.12	2015-04-16	5.676830793	1.05620228	113.6748039
91.13098	2015-04-16	5.679404251	1.05761969	117.5589681
92.55655	2015-04-16	5.675298619	1.05687366	119.3979482
93.34597	2015-04-16	5.690426884	1.0561642	120.4162961
93.40571	2015-04-16	5.689031249	1.05636714	120.493362
93.13029	2015-04-16	5.690518189	1.05703263	120.1380793
92.5859	2015-04-16	5.690620395	1.05826481	119.4358136
92.32232	2015-04-16	5.686065741	1.05797924	119.0957915
92.41289	2015-04-16	5.686174647	1.05708472	119.2126294
92.76084	2015-04-16	5.685342803	1.0584231	119.6614772
93.07388	2015-04-16	5.687427032	1.05731991	120.0653065
93.26146	2015-04-16	5.682925994	1.055629	120.3072795
94.97367	2015-04-16	5.682680548	1.05656719	122.5160395
99.43499	2015-04-16	5.681103129	1.05630687	128.2711358
106.9999	2015-04-16	5.679041518	1.05589581	138.0298104
111.7227	2015-04-16	5.679339744	1.05645762	144.1222585
113.8256	2015-04-16	5.678096577	1.05632178	146.8349943
114.6315	2015-04-16	5.682864842	1.05667161	147.8746118
114.711	2015-04-16	5.686595178	1.05706944	147.9771436
113.8401	2015-04-16	5.690499763	1.05742363	146.8536877
113.2753	2015-04-16	5.691436321	1.05761545	146.125097
112.7809	2015-04-16	5.689333666	1.05789949	145.487401
112.447	2015-04-16	5.689771788	1.05830364	145.0566752
112.4498	2015-04-16	5.691446376	1.05850603	145.0602046
112.653	2015-04-16	5.685394737	1.05873385	145.3223971
113.3141	2015-04-16	5.684969179	1.05843441	146.1751709
114.4417	2015-04-16	5.679199849	1.05999288	147.6297775

116.417	2015-04-16	5.67562449	1.05997106	150.1778913
126.5417	2015-04-16	5.677053632	1.05885481	163.2387375
141.8826	2015-04-16	5.679366552	1.05965047	183.0284895
151.6184	2015-04-16	5.682540654	1.05901264	195.5877463
147.9177	2015-04-16	5.696659471	1.05871986	190.8137995
135.254	2015-04-16	5.7040481	1.05927283	174.4776781
120.5808	2015-04-16	5.70620018	1.05937914	155.5492836
114.999	2015-04-16	5.697947036	1.05735719	148.3487358
115.779	2015-04-16	5.687809028	1.05850448	149.3549719
128.1425	2015-04-16	5.673187582	1.05910742	165.3037631
144.8701	2015-04-16	5.668213243	1.05993223	186.8824213
155.4049	2015-04-16	5.667512912	1.05980846	200.47233
160.5439	2015-04-16	5.676606293	1.05940803	207.1015665
161.4582	2015-04-16	5.687327344	1.0601861	208.2811038
153.7337	2015-04-16	5.695939867	1.05858662	198.3164098
142.7963	2015-04-16	5.700637771	1.05958638	184.2072644
132.135	2015-04-16	5.699422249	1.06019699	170.4541642
131.2246	2015-04-16	5.68876234	1.05896656	169.2797779
140.9322	2015-04-16	5.675785329	1.05849322	181.8025032
151.8597	2015-04-16	5.669552742	1.05843847	195.8990594
158.75	2015-04-16	5.667455951	1.05998062	204.787509
162.6644	2015-04-16	5.669318187	1.05760821	209.8370979
164.3726	2015-04-16	5.675834755	1.05875575	212.0407069
164.776	2015-04-16	5.677887148	1.05955057	212.5610877
165.0492	2015-04-16	5.676706816	1.05938563	212.9135093
165.3471	2015-04-16	5.67791312	1.05950215	213.2977861
166.1793	2015-04-16	5.677526933	1.05819905	214.3712648
167.1728	2015-04-16	5.674522054	1.05801015	215.652952
170.4055	2015-04-16	5.66983086	1.05958082	219.8231569
174.5336	2015-04-16	5.66857513	1.0604976	225.1482911
175.7863	2015-04-16	5.671069009	1.06166521	226.7643734
179.4158	2015-04-16	5.666450694	1.0604367	231.4463768
185.6214	2015-04-16	5.656846313	1.05927693	239.4516292
190.4812	2015-04-16	5.657548317	1.05986325	245.7207196
195.3253	2015-04-16	5.654975695	1.06056714	251.9695893
198.7652	2015-04-16	5.658783101	1.05933536	256.407139
201.4198	2015-04-16	5.655459061	1.05973164	259.8315859
204.7432	2015-04-16	5.651381909	1.05978898	264.1187241
209.6856	2015-04-16	5.645993739	1.05914252	270.4944472

214.1957	2015-04-16	5.64440962	1.06024864	276.3124014
221.1951	2015-04-16	5.639625438	1.05986618	285.3416326
228.1664	2015-04-16	5.640843479	1.0592399	294.3347166
234.0436	2015-04-16	5.638200486	1.05800951	301.9162079
241.2634	2015-04-16	5.634512876	1.05609116	311.2297615
246.4756	2015-04-16	5.637966767	1.05732209	317.9535201
250.7384	2015-04-16	5.643164781	1.05818359	323.4525308
254.5111	2015-04-16	5.648777452	1.05703313	328.3193783
258.1572	2015-04-16	5.647733671	1.05698048	333.0228435
261.5361	2015-04-16	5.642896708	1.05622817	337.3816129
265.7386	2015-04-16	5.6473768	1.05523464	342.8027966
271.4236	2015-04-16	5.640634049	1.05636798	350.1364982
277.9856	2015-04-16	5.637269791	1.05686575	358.6013814
286.1785	2015-04-16	5.629466495	1.05706801	369.1703024
295.5007	2015-04-16	5.627868977	1.05732436	381.1959301
304.9693	2015-04-16	5.622470752	1.05721629	393.4104073
313.7508	2015-04-16	5.615965075	1.05731556	404.7385385
320.0237	2015-04-16	5.617854956	1.05701188	412.8305924
325.0141	2015-04-16	5.615908939	1.05550066	419.2682213
329.43	2015-04-16	5.623848786	1.0562027	424.964669
332.8446	2015-04-16	5.625814901	1.05598468	429.3695082
335.2508	2015-04-16	5.629473194	1.05415605	432.4735836
336.7058	2015-04-16	5.629985041	1.05356584	434.3504304
338.5834	2015-04-16	5.623641039	1.05382235	436.7726479
340.8641	2015-04-16	5.621390098	1.05439672	439.7146761
343.3149	2015-04-16	5.617386671	1.05514849	442.8761694
346.6362	2015-04-16	5.617958824	1.05596102	447.1606425
350.542	2015-04-16	5.61777034	1.0546784	452.1991736
353.6728	2015-04-16	5.613900945	1.05469741	456.2379533
356.5241	2015-04-16	5.616347071	1.05405841	459.9161084
358.3561	2015-04-16	5.617012211	1.05374301	462.2793832
359.7852	2015-04-16	5.619160947	1.0538639	464.1228487
361.5023	2015-04-16	5.618810787	1.05400781	466.3380018
363.5079	2015-04-16	5.6144086	1.05324085	468.9251291
366.8246	2015-04-16	5.617249285	1.05522421	473.2037843
370.5336	2015-04-16	5.611816716	1.05471116	477.9883247
374.15	2015-04-16	5.605859738	1.05390737	482.6535477
376.95	2015-04-16	5.603416131	1.05374653	486.2655116
379.2431	2015-04-16	5.60638582	1.05340001	489.2236596

381.3055	2015-04-16	5.610792197	1.05443458	491.8840382
383.034	2015-04-16	5.609861492	1.05343385	494.1138794
382.9576	2015-04-16	5.608238838	1.0529164	494.0153543
382.466	2015-04-16	5.604806728	1.05445163	493.381091
383.1808	2015-04-16	5.609006185	1.05418591	494.3032049
384.3611	2015-04-16	5.606058277	1.05283966	495.825819
385.7015	2015-04-16	5.605275012	1.05320365	497.5549273
387.8702	2015-04-16	5.608201985	1.05290165	500.3525541
389.7823	2015-04-16	5.608131615	1.05095612	502.8192186
390.2588	2015-04-16	5.611582151	1.0539558	503.4338352
390.6551	2015-04-16	5.610118675	1.05350498	503.9450609
392.2226	2015-04-16	5.608459994	1.05232305	505.9671695
394.1471	2015-04-16	5.60630205	1.05237847	508.4497629
395.8277	2015-04-16	5.597562185	1.05431249	510.6177059
398.3009	2015-04-16	5.595297854	1.05374653	513.8080991
400.4766	2015-04-16	5.599930404	1.05233737	516.6147869
401.5493	2015-04-16	5.596541021	1.05306317	517.9986267
402.2905	2015-04-16	5.593987672	1.05415303	518.954696
402.8334	2015-04-16	5.600494185	1.05477909	519.6550563
403.1055	2015-04-16	5.60200207	1.05307829	520.0060473
403.0642	2015-04-16	5.601563103	1.05361388	519.952827
403.0114	2015-04-16	5.606050731	1.05350959	519.8847266
403.1081	2015-04-16	5.607814962	1.0546325	520.0094813
403.0647	2015-04-16	5.607894541	1.05251707	519.953494
402.8343	2015-04-16	5.602978	1.05195555	519.656296
402.7193	2015-04-16	5.596110435	1.05214692	519.507888
403.4235	2015-04-16	5.599249346	1.05439957	520.4162686
405.2858	2015-04-16	5.600062764	1.05277998	522.8187452
408.3073	2015-04-16	5.598879077	1.05344236	526.7163667
411.2564	2015-04-16	5.599368296	1.05311779	530.520805
412.368	2015-04-16	5.598381476	1.05394097	531.9547174
412.277	2015-04-16	5.594169446	1.05539218	531.8373081
411.7041	2015-04-16	5.596976623	1.05668166	531.0983187
411.61	2015-04-16	5.597497688	1.05568801	530.9769026
411.2496	2015-04-16	5.60087199	1.05495166	530.5120304
411.0229	2015-04-16	5.609270067	1.05551917	530.2195062
410.5603	2015-04-16	5.613247531	1.05622603	529.6227251
410.0403	2015-04-16	5.615659303	1.0558656	528.9519315
409.6987	2015-04-16	5.619992791	1.05467271	528.5113811

407.824	2015-04-16	5.62767881	1.05556554	526.0929768
401.839	2015-04-16	5.633481648	1.05600634	518.3723177
394.0594	2015-04-16	5.642031356	1.05650193	508.3366454
387.417	2015-04-16	5.650942106	1.05741579	499.7679816
381.6851	2015-04-16	5.650621262	1.05514986	492.3738035
378.2835	2015-04-16	5.647733671	1.05641137	487.9857485
376.4347	2015-04-16	5.644480827	1.05645678	485.6008223
375.2059	2015-04-16	5.641652705	1.05610427	484.0156407
374.4703	2015-04-16	5.640348386	1.05730484	483.0667257
373.9558	2015-04-16	5.638352118	1.05777458	482.4029897
372.722	2015-04-16	5.638939352	1.05822418	480.811322
370.2227	2015-04-16	5.644782408	1.05843177	477.5872611
367.348	2015-04-16	5.647466433	1.05814314	473.8789652
363.286	2015-04-16	5.648534525	1.05975519	468.6389
359.1282	2015-04-16	5.65149416	1.06022225	463.2754154
354.9001	2015-04-16	5.651627355	1.05860735	457.8211316
350.1836	2015-04-16	5.652408947	1.05790585	451.7367808
344.3956	2015-04-16	5.658251992	1.05903002	444.2703085
338.0478	2015-04-16	5.661771227	1.05976256	436.0816349
332.849	2015-04-16	5.660765134	1.06068274	429.3752306
326.1306	2015-04-16	5.663353663	1.06096957	420.7084289
319.6595	2015-04-16	5.669818297	1.05972516	412.3607615
312.8313	2015-04-16	5.66461442	1.06045614	403.5524183
306.0825	2015-04-16	5.668555868	1.06175258	394.8464173
299.0805	2015-04-16	5.678203811	1.06119592	385.8138424
292.2376	2015-04-16	5.677474999	1.06203079	376.9865221
285.5791	2015-04-16	5.678646123	1.06352187	368.3970738
279.1266	2015-04-16	5.677478344	1.06259791	360.0732534
273.8733	2015-04-16	5.677784952	1.06246958	353.2965583
269.0101	2015-04-16	5.684407907	1.0633077	347.0229826
263.883	2015-04-16	5.682243263	1.06311236	340.4090971
259.0438	2015-04-16	5.687289645	1.06530443	334.1665201
255.0988	2015-04-16	5.686518944	1.06647506	329.0774417
250.8695	2015-04-16	5.687789755	1.06692126	323.6216357
246.2825	2015-04-16	5.690474627	1.06700466	317.7043928
241.752	2015-04-16	5.688838574	1.06777426	311.8600181
237.3112	2015-04-16	5.687288809	1.06580601	306.1314325
232.9318	2015-04-16	5.696276629	1.0661883	300.4820104
228.5431	2015-04-16	5.700331163	1.06630068	294.8205706

224.7882	2015-04-16	5.700620171	1.06715385	289.9768064
219.4166	2015-04-16	5.70182313	1.06802238	283.047414
215.0235	2015-04-16	5.698738672	1.06641302	277.3803473
210.5397	2015-04-16	5.699284863	1.0652024	271.5961575
206.3945	2015-04-16	5.709007357	1.06537329	266.2488934
202.4152	2015-04-16	5.714826113	1.06754318	261.115657
198.6719	2015-04-16	5.710189371	1.06772425	256.2867729
195.6745	2015-04-16	5.708375725	1.06718317	252.4200586
192.4247	2015-04-16	5.709546012	1.06570084	248.2279172
190.1557	2015-04-16	5.714559722	1.06626084	245.3008659
185.9602	2015-04-16	5.718827867	1.0661483	239.8886503
180.5853	2015-04-16	5.719493854	1.06465374	232.9550628
174.3244	2015-04-16	5.717313282	1.06523787	224.8784683
158.814	2015-04-16	5.716701759	1.06446668	204.8701064
140.612	2015-04-16	5.712902724	1.06471732	181.389422
135.8037	2015-04-16	5.693814595	1.0649817	175.1868117
146.9426	2015-04-16	5.681133292	1.06597694	189.5559566
158.4166	2015-04-16	5.671146916	1.06387061	204.3573547
164.3004	2015-04-16	5.667212177	1.06404828	211.9475225
166.4069	2015-04-16	5.674146758	1.06478576	214.6648365
166.7756	2015-04-16	5.678754182	1.06466384	215.1404866
166.5153	2015-04-16	5.680903754	1.06529644	214.8047564
166.2489	2015-04-16	5.687022418	1.06184268	214.4611107
166.0242	2015-04-16	5.697446916	1.0625954	214.1711612
166.2262	2015-04-16	5.700840491	1.06362704	214.431829
164.8608	2015-04-16	5.710001723	1.06386839	212.6704862
148.3193	2015-04-16	5.715936084	1.06506707	191.3318918
124.8464	2015-04-16	5.719729255	1.06554536	161.0518199
112.7332	2015-04-16	5.70943627	1.06543608	145.4258822
122.1581	2015-04-16	5.687963168	1.06538871	157.5839787
139.1294	2015-04-16	5.680320711	1.0649626	179.4769067
155.7322	2015-04-16	5.680039239	1.06316086	200.8945677
162.0661	2015-04-16	5.694313869	1.06379211	209.0653
152.1092	2015-04-16	5.704154487	1.06251062	196.2208641
130.1486	2015-04-16	5.715369795	1.06300282	167.8916489
115.4256	2015-04-16	5.71465941	1.06286749	148.8989698
107.8687	2015-04-16	5.703363687	1.06295188	139.1505946
115.2974	2015-04-16	5.689182035	1.06242292	148.7336808
131.5554	2015-04-16	5.677911448	1.06305175	169.7064983

140.5388	2015-04-16	5.678564025	1.06299127	181.2950933
144.1664	2015-04-16	5.691018309	1.06343223	185.9746147
137.8348	2015-04-16	5.708336353	1.06140967	177.8069359
124.1044	2015-04-16	5.717103853	1.06193758	160.0947031
108.307	2015-04-16	5.714763288	1.0614309	139.7159952
102.0651	2015-04-16	5.705401008	1.06246509	131.6639145
99.02006	2015-04-16	5.697131936	1.06437692	127.7358748
101.4517	2015-04-16	5.696042073	1.06361444	130.8727562
107.1755	2015-04-16	5.688565484	1.06307256	138.2564285
114.0839	2015-04-16	5.687342416	1.06256516	147.1682439
118.4314	2015-04-16	5.688784121	1.06122759	152.7764596
120.2784	2015-04-16	5.699753137	1.06073368	155.1590921
120.0542	2015-04-16	5.704158678	1.06207928	154.8699064
116.3087	2015-04-16	5.706061958	1.06213449	150.0382578
105.5509	2015-04-16	5.714564749	1.06079428	136.160692
97.06459	2015-04-16	5.717358517	1.06124053	125.2133237
92.47115	2015-04-16	5.718873112	1.06148984	119.2877861
89.5537	2015-04-16	5.712109416	1.06129012	115.5242743
88.62048	2015-04-16	5.707098214	1.06084688	114.3204153
88.17523	2015-04-16	5.708565045	1.05958374	113.7460506
87.7155	2015-04-16	5.704495439	1.06214572	113.1529911
87.49975	2015-04-16	5.700785202	1.06154906	112.8746788
87.71809	2015-04-16	5.699186012	1.06130839	113.1563297
87.85472	2015-04-16	5.697185553	1.06157629	113.3325875
87.623	2015-04-16	5.698184946	1.06149578	113.0336739
87.11055	2015-04-16	5.699367796	1.06149226	112.3726108
86.829	2015-04-16	5.705034084	1.06222112	112.0094113
86.19027	2015-04-16	5.709941407	1.06093699	111.1854431
85.16477	2015-04-16	5.707436648	1.06044026	109.8625533
84.2351	2015-04-16	5.715264244	1.06056203	108.6632726
82.57486	2015-04-16	5.718741589	1.0611116	106.5215642
77.53883	2015-04-16	5.721779976	1.06082096	100.0250959
70.46631	2015-04-16	5.716867626	1.06045676	90.90154248
65.52456	2015-04-16	5.718444199	1.05946223	84.5266824
63.05191	2015-04-16	5.717971723	1.05965503	81.33696261
62.17503	2015-04-16	5.714274895	1.0592301	80.20578225
62.08076	2015-04-16	5.712743557	1.05924121	80.08417524
62.27661	2015-04-16	5.7106853	1.05853363	80.33683077
62.43646	2015-04-16	5.709835856	1.05910428	80.54303856

62.41273	2015-04-16	5.701060811	1.0601508	80.5124217
62.41288	2015-04-16	5.700951905	1.06094192	80.51261262
62.06338	2015-04-16	5.702885348	1.06128011	80.06176149
61.87152	2015-04-16	5.702121356	1.06160175	79.81425693
61.63544	2015-04-16	5.706829305	1.06076316	79.50971502
61.07227	2015-04-16	5.708360643	1.0590193	78.78322314
60.75013	2015-04-16	5.7074978	1.05970157	78.36766125
60.40011	2015-04-16	5.717263021	1.05930102	77.91614319
59.55731	2015-04-16	5.721008438	1.05866528	76.82893119
55.88068	2015-04-16	5.719472909	1.05745998	72.08608107
49.44889	2015-04-16	5.729629343	1.0582037	63.78907197
44.16925	2015-04-16	5.731720282	1.05889	56.97833508
41.59782	2015-04-16	5.724063579	1.05931166	53.66119167
40.4958	2015-04-16	5.720276282	1.05772561	52.23958587
39.59275	2015-04-16	5.718665355	1.05917742	51.07464105
38.92872	2015-04-16	5.71404704	1.05892891	50.21805267
38.87564	2015-04-16	5.709097837	1.05879441	50.14957173
38.89804	2015-04-16	5.712111088	1.05917942	50.1784716
39.04517	2015-04-16	5.71183297	1.05976678	50.36827317
39.28451	2015-04-16	5.712705868	1.05967023	50.67701145
39.61374	2015-04-16	5.710706245	1.05795436	51.10172847
39.44081	2015-04-16	5.712522401	1.05987255	50.87863974
37.98197	2015-04-16	5.7207722	1.05912288	48.9967413
35.4742	2015-04-16	5.724964957	1.05963392	45.76171671
30.96394	2015-04-16	5.729564836	1.05688983	39.94348131
26.44784	2015-04-16	5.731559432	1.05833928	34.11771231
23.3091	2015-04-16	5.732988574	1.06008239	30.06873384
21.36553	2015-04-16	5.731091994	1.0597004	27.56153886
20.5376	2015-04-16	5.722589202	1.05736804	26.49349884
20.56444	2015-04-16	5.720370106	1.05592019	26.52812115
20.57249	2015-04-16	5.71812	1.05679425	26.53851726
20.60776	2015-04-16	5.72047063	1.05902898	26.58401169
20.36252	2015-04-16	5.719662229	1.05988105	26.26764435
19.49354	2015-04-16	5.721297446	1.05824001	25.14666918
18.77	2015-04-16	5.726026339	1.05747908	24.21330258
17.32536	2015-04-16	5.729619289	1.0597226	22.34971569
15.29189	2015-04-16	5.727546787	1.05868614	19.72654068
13.68518	2015-04-16	5.732465001	1.05847239	17.65388607
12.3306	2015-04-16	5.727355794	1.05806401	15.90647013

10.73498	2015-04-16	5.731904575	1.05751016	13.84812291
8.538998	2015-04-16	5.733720741	1.05901942	11.01530742
6.637357	2015-04-16	5.731623939	1.0587643	8.56219053
4.699044	2015-04-16	5.731334095	1.0597252	6.06176676
3.813953	2015-04-16	5.731073567	1.05907471	4.91999937
2.775593	2015-04-16	5.732191911	1.05921315	3.58051497
2.05464	2015-04-16	5.726182988	1.05828174	2.6504856
1.38012	2015-04-16	5.729078972	1.05909033	1.7803548
0	2015-04-16	5.726827194	1.05903329	0
0	2015-04-16	5.730508104	1.06062904	0
0	2015-04-16	5.740380558	1.06003372	0
0	2015-04-16	5.742698506	1.06045132	0
0	2015-04-16	5.743151708	1.06092379	0
0	2015-04-16	5.744822116	1.06036428	0
0	2015-04-16	5.742424579	1.05929628	0

2) 지역정압소 운전 데이터 ②

종합유량 (m3/h)	날짜	평균상류압력 (kg/cm2)	평균하류압력 (kg/cm2)	환산종합유량 (m3/h)
0	2015-04-06	5.794273162	1.46867707	0
0	2015-04-06	5.798255653	1.46715105	0
0	2015-04-06	5.799094206	1.46477826	0
0	2015-04-06	5.793411155	1.46381504	0
0	2015-04-06	5.788188851	1.46593364	0
0	2015-04-06	5.779485849	1.46641323	0
0	2015-04-06	5.781076667	1.46612505	0
0	2015-04-06	5.79045822	1.46437393	0
0	2015-04-06	5.769460101	1.46949271	0
0	2015-04-06	5.766179613	1.46833629	0
0	2015-04-06	5.77397621	1.46589576	0
0	2015-04-06	5.779819255	1.46378925	0
0	2015-04-06	5.756759525	1.46890644	0
0	2015-04-06	5.757831798	1.46741334	0
0	2015-04-06	5.766390714	1.46520444	0
0	2015-04-06	5.76811222	1.46379699	0
0	2015-04-06	5.757531063	1.46746749	0
0	2015-04-06	5.748824706	1.46932811	0
0	2015-04-06	5.748333804	1.46854187	0

0	2015-04-06	5.756178155	1.46584286	0
0	2015-04-06	5.756903611	1.4639345	0
0	2015-04-06	5.746593036	1.45974931	0
0	2015-04-06	5.750366935	1.45167678	0
1.712463	2015-04-06	5.74307213	1.44984704	2.20907727
2.796812	2015-04-06	5.731660802	1.4489697	3.60788748
3.171299	2015-04-06	5.710749808	1.45087237	4.09097571
3.730036	2015-04-06	5.69282442	1.44848114	4.81174644
4.636198	2015-04-06	5.672938781	1.44960335	5.98069542
5.602693	2015-04-06	5.64833514	1.44746683	7.22747397
11.78547	2015-04-06	5.624063243	1.44137684	15.20324985
26.61449	2015-04-06	5.586580606	1.44487272	34.33269339
42.06769	2015-04-06	5.573953756	1.4400391	54.26731752
52.44154	2015-04-06	5.566090143	1.43512945	67.64958273
62.21096	2015-04-06	5.551734252	1.43292336	80.25213582
73.90487	2015-04-06	5.527368531	1.43440495	95.33727843
86.49296	2015-04-06	5.522412618	1.43136341	111.5759197
107.4135	2015-04-06	5.50949676	1.43242702	138.5634498
127.7763	2015-04-06	5.501386865	1.435616	164.8314515
145.4212	2015-04-06	5.499951023	1.43447557	187.5933674
157.703	2015-04-06	5.506835352	1.43433718	203.4368636
166.5303	2015-04-06	5.539917474	1.42869264	214.824118
171.4798	2015-04-06	5.563212596	1.43160291	221.2089962
172.5022	2015-04-06	5.568073012	1.43335055	222.5278806
171.0172	2015-04-06	5.584033957	1.4278262	220.6122177
168.0666	2015-04-06	5.601006868	1.42711623	216.8059746
165.4342	2015-04-06	5.594672921	1.43285065	213.4101412
162.2831	2015-04-06	5.60691442	1.42819852	209.3452338
160.4691	2015-04-06	5.606752744	1.42766682	207.005139
159.6171	2015-04-06	5.607923022	1.42394841	205.9061003
159.9882	2015-04-06	5.610085167	1.42034669	206.3848012
162.0762	2015-04-06	5.596950661	1.42375753	209.0782709
165.8038	2015-04-06	5.579284965	1.42511439	213.8868401
172.5632	2015-04-06	5.561047116	1.4253515	222.606568
179.5273	2015-04-06	5.555059138	1.4241776	231.5902067
188.798	2015-04-06	5.553600679	1.42232839	243.5494432
198.1479	2015-04-06	5.552427883	1.42154722	255.6107342
207.2539	2015-04-06	5.537425278	1.42353383	267.3575658
215.5854	2015-04-06	5.539848786	1.4185665	278.1052189

222.19	2015-04-06	5.540086696	1.41939446	286.6251323
227.5361	2015-04-06	5.538860284	1.41938679	293.5215239
231.5759	2015-04-06	5.548188219	1.4173452	298.7329703
234.8152	2015-04-06	5.557372905	1.41485898	302.9116661
237.8482	2015-04-06	5.54355985	1.41874309	306.8241612
240.8111	2015-04-06	5.547107565	1.41651782	310.6463345
244.7845	2015-04-06	5.548606231	1.41548241	315.7719418
248.9597	2015-04-06	5.538382781	1.41617667	321.1580259
253.5631	2015-04-06	5.530494878	1.41805759	327.0964429
258.3863	2015-04-06	5.536122631	1.41540487	333.3183244
263.9728	2015-04-06	5.53136024	1.41544165	340.5248862
269.0625	2015-04-06	5.539995381	1.40989002	347.0906044
273.9021	2015-04-06	5.525146079	1.41339649	353.3337554
278.8775	2015-04-06	5.528140904	1.41347248	359.7519247
283.1985	2015-04-06	5.525502113	1.41049494	365.326096
287.9549	2015-04-06	5.523530971	1.40829861	371.461852
292.9274	2015-04-06	5.519954776	1.40867714	377.8763021
298.2161	2015-04-06	5.523673385	1.4066572	384.6987793
302.735	2015-04-06	5.525146079	1.40446146	390.5281823
307.1931	2015-04-06	5.521258258	1.40467202	396.2790887
312.1226	2015-04-06	5.500072492	1.41113386	402.6381256
316.397	2015-04-06	5.508432033	1.40568126	408.1521145
320.3983	2015-04-06	5.511639632	1.40288341	413.3137773
324.4637	2015-04-06	5.499806937	1.40515802	418.558133
328.5498	2015-04-06	5.49359864	1.40604646	423.8292897
333.0716	2015-04-06	5.492693081	1.40270079	429.662413
337.6873	2015-04-06	5.494363478	1.40182295	435.6165719
341.8309	2015-04-06	5.50050894	1.39938147	440.9618391
346.1653	2015-04-06	5.494195092	1.3973596	446.5531802
351.4576	2015-04-06	5.483343364	1.39974487	453.3803337
356.2483	2015-04-06	5.489188082	1.39621075	459.5603483
360.8958	2015-04-06	5.480123192	1.39789231	465.5555214
365.8037	2015-04-06	5.477476855	1.39629905	471.8868053
370.6727	2015-04-06	5.476048559	1.39406407	478.1678269
375.5266	2015-04-06	5.473831971	1.39386318	484.4292947
379.838	2015-04-06	5.470600072	1.39389632	489.9909761
384.8012	2015-04-06	5.465226984	1.39233779	496.3935093
389.7072	2015-04-06	5.464545079	1.39101043	502.7223151
393.2555	2015-04-06	5.4650075	1.38942363	507.2996002

397.5977	2015-04-06	5.467550795	1.38829195	512.9010549
401.8814	2015-04-06	5.459715662	1.38802004	518.4270653
407.0708	2015-04-06	5.469098051	1.38299697	525.1213604
411.4244	2015-04-06	5.46373417	1.38163635	530.7375044
415.7294	2015-04-06	5.453911152	1.38329595	536.2909841
420.7351	2015-04-06	5.438181418	1.38572763	542.7482661
425.1269	2015-04-06	5.441703997	1.3837995	548.4137204
428.9697	2015-04-06	5.444347815	1.37988444	553.3708975
433.1725	2015-04-06	5.436687768	1.37979337	558.7925663
436.8714	2015-04-06	5.437001912	1.37777994	563.5641383
440.7427	2015-04-06	5.435017371	1.37720467	568.558132
445.4681	2015-04-06	5.436608189	1.37442187	574.6538387
449.1105	2015-04-06	5.433219642	1.37283188	579.3525424
453.2366	2015-04-06	5.430335395	1.37105074	584.6752101
457.1478	2015-04-06	5.424514967	1.37129518	589.720613
461.0496	2015-04-06	5.421450607	1.36952756	594.7539995
465.6361	2015-04-06	5.408602601	1.36941212	600.6705871
470.2324	2015-04-06	5.407769085	1.36971755	606.5998592
474.5405	2015-04-06	5.415945996	1.365757	612.1572527
477.9122	2015-04-06	5.408750042	1.36489587	616.5067793
480.9501	2015-04-06	5.400547995	1.36510979	620.4256742
484.3185	2015-04-06	5.399423789	1.36361622	624.7708134
487.9755	2015-04-06	5.395190825	1.36218323	629.488404
492.6346	2015-04-06	5.393199574	1.36032061	635.4986546
496.2853	2015-04-06	5.386553165	1.36249788	640.2080435
499.8235	2015-04-06	5.384354168	1.3609672	644.772266
504.1162	2015-04-06	5.383978035	1.35851898	650.3099186
509.1654	2015-04-06	5.381646679	1.35663927	656.8233854
513.8017	2015-04-06	5.370467397	1.35661808	662.8041646
516.4196	2015-04-06	5.372666395	1.35461757	666.1813137
522.0541	2015-04-06	5.376854961	1.35048249	673.4497942
527.0194	2015-04-06	5.371948474	1.3492209	679.8550079
531.2479	2015-04-06	5.357545676	1.35297365	685.3097781
533.7861	2015-04-06	5.355460611	1.35147908	688.5840148
536.5895	2015-04-06	5.361716651	1.34853979	692.2004666
538.5519	2015-04-06	5.354134511	1.34997346	694.7318981
538.8877	2015-04-06	5.359716193	1.34835297	695.1651059
538.2293	2015-04-06	5.349047075	1.35254561	694.3158589
534.2233	2015-04-06	5.354167182	1.36130283	689.1480802

533.4056	2015-04-06	5.36304526	1.3600226	688.0931982
530.0197	2015-04-06	5.368509664	1.35798933	683.7253562
525.9468	2015-04-06	5.376313797	1.35956638	678.4713565
521.8886	2015-04-06	5.374620783	1.36282291	673.2362424
517.3949	2015-04-06	5.38539796	1.3614772	667.4394468
512.7837	2015-04-06	5.380969801	1.36597845	661.4909988
505.903	2015-04-06	5.381350961	1.36757342	652.6148261
498.6899	2015-04-06	5.389130804	1.36770733	643.3099297
493.4061	2015-04-06	5.393696339	1.36827288	636.4939245
489.0083	2015-04-06	5.398583563	1.36638978	630.8207405
484.4558	2015-04-06	5.396068749	1.36750661	624.9480259
479.3535	2015-04-06	5.392278933	1.3703672	618.365984
475.8592	2015-04-06	5.391081837	1.37324399	613.858417
472.318	2015-04-06	5.388165765	1.37697865	609.290189
468.1827	2015-04-06	5.381128132	1.37963627	603.9556933
465.0843	2015-04-06	5.38991826	1.3783817	599.9587805
461.8756	2015-04-06	5.391610438	1.38003749	595.8195627
457.0488	2015-04-06	5.396588968	1.37850644	589.5929017
454.148	2015-04-06	5.402158923	1.37804913	585.8509355
450.3605	2015-04-06	5.402117033	1.37803057	580.9650037
445.0412	2015-04-06	5.395845911	1.38386753	574.1031261
440.9074	2015-04-06	5.400361183	1.38519643	568.7705396
437.4724	2015-04-06	5.401073241	1.38437932	564.3393715
433.1426	2015-04-06	5.411604136	1.38367188	558.7539385
429.6364	2015-04-06	5.407004247	1.38741395	554.2310166
425.2176	2015-04-06	5.395300566	1.39147465	548.5306537
420.5363	2015-04-06	5.407901444	1.3895526	542.4917948
416.1192	2015-04-06	5.411542984	1.38846034	536.7937216
411.7726	2015-04-06	5.408292648	1.39188421	531.1866385
407.0725	2015-04-06	5.422880586	1.39188982	525.1235547
403.2575	2015-04-06	5.410813326	1.39652364	520.2021453
398.6037	2015-04-06	5.418556316	1.39382129	514.1987678
393.5351	2015-04-06	5.419502929	1.39537899	507.6603203
388.6088	2015-04-06	5.406053443	1.40253715	501.3053804
383.7721	2015-04-06	5.420025656	1.39874191	495.0660387
379.0258	2015-04-06	5.418459974	1.40239427	488.9432485
373.7594	2015-04-06	5.421363493	1.40221692	482.1495705
368.522	2015-04-06	5.416650518	1.40551279	475.3933774
363.8725	2015-04-06	5.416090082	1.40709625	469.3955327

358.6225	2015-04-06	5.423532328	1.40329314	462.6230302
353.4687	2015-04-06	5.429506896	1.40318215	455.974614
349.155	2015-04-06	5.430697282	1.40622359	450.4099784
344.4541	2015-04-06	5.435000617	1.40709687	444.3457529
340.2441	2015-04-06	5.434248352	1.4093208	438.9149329
335.4179	2015-04-06	5.435103659	1.40907647	432.6891374
330.6884	2015-04-06	5.431209965	1.41307024	426.5880012
325.7864	2015-04-06	5.437138462	1.41037556	420.2644444
320.6764	2015-04-06	5.436222002	1.4120789	413.6725895
315.7474	2015-04-06	5.442096883	1.41182984	407.3141241
311.7795	2015-04-06	5.446329011	1.41445508	402.1955718
307.6206	2015-04-06	5.446540113	1.41405138	396.8305637
303.106	2015-04-06	5.44222757	1.41727717	391.0066936
298.4031	2015-04-06	5.440497693	1.4186586	384.93999
293.4448	2015-04-06	5.441537294	1.41961306	378.5438526
288.6139	2015-04-06	5.438059113	1.42087705	372.3119555
284.0449	2015-04-06	5.445941152	1.42110067	366.4178862
279.3772	2015-04-06	5.456179674	1.41857802	360.3965841
274.4708	2015-04-06	5.453133751	1.42166789	354.0673075
269.2757	2015-04-06	5.451700428	1.42266787	347.3656749
263.9422	2015-04-06	5.457354989	1.41990019	340.4853993
258.9367	2015-04-06	5.460721755	1.42164821	334.0283172
254.0723	2015-04-06	5.460834852	1.42663342	327.7533109
249.2562	2015-04-06	5.45538971	1.4287548	321.5404916
244.5617	2015-04-06	5.450824175	1.43213428	315.4845685
239.6762	2015-04-06	5.466748268	1.42707497	309.1822838
235.3049	2015-04-06	5.471756951	1.42643756	303.5432578
230.4553	2015-04-06	5.473399703	1.42672963	297.2873293
225.5184	2015-04-06	5.474665487	1.42961786	290.9187579
220.4022	2015-04-06	5.474225694	1.43066409	284.3188961
215.2893	2015-04-06	5.485124339	1.42796953	277.7232305
209.7582	2015-04-06	5.471339775	1.43412503	270.5880135
204.7214	2015-04-06	5.465797464	1.43682269	264.0905879
200.2807	2015-04-06	5.485352195	1.43262702	258.3620991
195.6537	2015-04-06	5.495976914	1.42995776	252.3932575
190.4703	2015-04-06	5.482404287	1.43534973	245.7066986
185.8013	2015-04-06	5.479351654	1.43782593	239.6836835
180.5212	2015-04-06	5.493887658	1.43384954	232.8723699
175.5662	2015-04-06	5.498940739	1.4331501	226.4804341

170.3911	2015-04-06	5.496137753	1.43659641	219.8045577
164.9914	2015-04-06	5.497666583	1.43723207	212.8389241
159.4392	2015-04-06	5.490520045	1.4415371	205.6765254
155.0013	2015-04-06	5.501750435	1.43965287	199.9516628
150.5207	2015-04-06	5.493974782	1.44463443	194.1716708
145.81	2015-04-06	5.502515263	1.44182813	188.0949593
140.4535	2015-04-06	5.509616556	1.44128968	181.1850266
136.017	2015-04-06	5.519907858	1.43900614	175.4619764
130.768	2015-04-06	5.526368301	1.43989597	168.6907239
124.6002	2015-04-06	5.510797734	1.44602542	160.734307
120.295	2015-04-06	5.514752571	1.44564631	155.1805526
114.5174	2015-04-06	5.526010605	1.44520818	147.7274447
110.8998	2015-04-06	5.523320706	1.44855134	143.0607033
106.2915	2015-04-06	5.527130621	1.44846882	137.1160918
101.4546	2015-04-06	5.526795542	1.45018414	130.8763798
96.60146	2015-04-06	5.542384535	1.44819053	124.615877
90.33972	2015-04-06	5.534338301	1.45184394	116.5382349
86.2821	2015-04-06	5.545250356	1.44974706	111.3039026
81.57206	2015-04-06	5.552027451	1.45225489	105.2279548
76.90424	2015-04-06	5.536572489	1.4584697	99.20646831
72.60692	2015-04-06	5.541878562	1.45718711	93.66292035
67.5425	2015-04-06	5.554596718	1.4573307	87.12982887
63.56503	2015-04-06	5.564415555	1.45880969	81.99888483
58.01471	2015-04-06	5.56466771	1.46172758	74.83896945
54.07228	2015-04-06	5.571173387	1.46346794	69.75323475
49.63972	2015-04-06	5.576614338	1.46724181	64.03524138
45.07645	2015-04-06	5.580141944	1.47015963	58.1486205
40.47547	2015-04-06	5.601676199	1.47019527	52.2133563
36.16706	2015-04-06	5.609036348	1.47213818	46.65550224
32.63061	2015-04-06	5.622900501	1.47179007	42.09348819
29.03716	2015-04-06	5.634265748	1.47376025	37.4579364
21.06247	2015-04-06	5.644304905	1.47313243	27.17058501
11.32381	2015-04-06	5.660169518	1.47159287	14.60771103
4.536458	2015-04-06	5.652101503	1.47582179	5.85203082
0	2015-04-06	5.665181555	1.47196452	0
0	2015-04-06	5.66102147	1.47581094	0
0	2015-04-06	5.655666808	1.47743842	0
0	2015-04-06	5.661586087	1.47461146	0
0	2015-04-06	5.639806386	1.4803123	0

0	2015-04-06	5.647954827	1.47715431	0
0	2015-04-06	5.646709977	1.47817645	0
0	2015-04-06	5.644645021	1.47738259	0
0	2015-04-06	5.641862134	1.47881659	0
0	2015-04-06	5.640726191	1.48039448	0
0	2015-04-06	5.65194569	1.4749491	0
0	2015-04-06	5.649329506	1.47607508	0
0	2015-04-06	5.655087945	1.47430859	0
0	2015-04-06	5.647662464	1.47557241	0
0	2015-04-06	5.638538094	1.48036821	0
0	2015-04-06	5.653580071	1.47551	0
0	2015-04-06	5.640093722	1.47879787	0
0	2015-04-06	5.644550361	1.47744802	0
0	2015-04-06	5.650417696	1.47582322	0
0	2015-04-06	5.649628579	1.47582138	0
0	2015-04-06	5.657648004	1.4729411	0
0	2015-04-06	5.652783397	1.47370141	0
0	2015-04-06	5.646358145	1.47744261	0
0	2015-04-06	5.645678759	1.47855703	0
0	2015-04-06	5.65016136	1.47768718	0
0	2015-04-06	5.652764971	1.47647153	0
0	2015-04-06	5.650413515	1.47801096	0
0	2015-04-06	5.652133338	1.47585778	0
0	2015-04-06	5.648146656	1.47607496	0
0	2015-04-06	5.646429352	1.47607826	0
0	2015-04-06	5.637753147	1.47729521	0
0	2015-04-06	5.636425375	1.47709194	0
0	2015-04-06	5.636410293	1.47820481	0
0	2015-04-06	5.63716005	1.47816544	0
0	2015-04-06	5.639052449	1.47603927	0
0	2015-04-06	5.636733655	1.47607039	0
0	2015-04-06	5.638406571	1.4756881	0
0	2015-04-06	5.643141328	1.47565764	0
0	2015-04-06	5.640087859	1.47618172	0

정압소 시나리오 별 사고 상황 동적 공정 시뮬레이션 모델

보고서 검토 결과

핵심성과 1

정압소 공정 운전정보 분석

핵심성과 2

정압소 내 시나리오 별 동적 공정 모델개발 및 결과도출

핵심성과 3

공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 추가 제시

검토자 소속 및 성명

소속 : 전북도시가스

성명 : 김 영 승

(서명) 김 영승

검토일 : 2016. 12. 21

검토결과

핵심성과 1 달성도

■ 달성 □미달성

핵심성과 2 달성도

■ 달성 □미달성

핵심성과 3 달성도

■ 달성 □미달성

1. 성과물의 적절성 검토

본 보고서는 햅틱 플랜트 안전훈련시스템 개발 과제에 대하여 3차 년도 아이시스템의 목표인 정압소의 공정 운전정보를 분석하고 이를 이용하여 시나리오별 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출한 것과 그 결과를 반영하여 제시한 훈련 가이드라인에 대한 자체 평가 내용을 다룬다.

제출한 공정 모델 개발 및 결과 도출보고서는 협력 기관인 한국가스안전공사에서 지원받은 실제 운전 이력 데이터를 기반으로 시나리오를 개발한 과정과 그 작동 과정 및 의미에 대해 다루고 있다. 추가적으로 시나리오별 동적 공정 모델의 결과를 첨부하여 이에 대한 분석까지를 포함하고 있다. 대상으로하는 정압소 공정을 면밀히 분석하고 이를 기반으로 2차년도에 개발한 시나리오 이외에 다양한 시나리오를 추가 개발하여 훈련의 자유도를 높이므로 프로그램의 교육 효과성을 증대시켰고, 그 결과 또한 검증하였으므로 3차년도의 목표치를 달성하였다고 할 수 있다.

차년도부터는 새로운 공정에 대한 훈련 시스템을 개발함에 따라서 이전에 비교적 간단한 모델에 대해 개발한 경험을 토대로 보다 높은 훈련 효과를 낼 수 있는 플랜트 안전 훈련 시뮬레이션 기술개발이 될 수 있도록 해야할 것이다.

2. 성과물 내용의 적절성 검토

실제 대상 공정인 지역정압소의 운전 정보와 정압소 내 부속설비의 종류 및 그 제원을 자세하게 파악하고, 실제 운전 중인 대상 공정의 사고 이력을 분석하므로 의미 없는 시나리오 확장이 아닌 실제 훈련원이 겪을 확률이 높은 사건들을 우선적으로 선정하고 이에 대한 공정 시뮬레이션 모델을 개발하였으므로, 사고 훈련 프로그램 제작이라는 궁극적인 목표에 적합한 시뮬레이션 모델이라고 평가할 수 있다.

다양한 시나리오 제작에 Event Tree방식을 도입하여 다양한 시나리오를 발생시키고 이 중에서 일부를 선택하는 방식으로 진행하여 차년도의 새로운 공정을 포함한 다양한 시스템에도 쉽게 적용 가능한 방법론을 제시하므로 전체 연구개발의 준비단계로서의 역할을 충실히 하였다고 할 수 있다. 또한 시뮬레이터의 개발한 각 시나리오별 공정 시뮬레이션 모델의 결과를 실제 시스템의 작동원리와 물리적 현상을 고려한 해석과 비교 분석하므로 시뮬레이터의 구현성을 검증하는 단계를 거쳐 성과물의 실효성을 재고하였다.

당해연도에 개발한 것을 기반으로 차년도에 있을 좀 더 복잡한 대상 공정인 석유화학 플랜트를 대상으로 한 안전훈련 시뮬레이션 모델을 개발하는데 있어서 체계적인 방법으로 접근할 것이며, 협동기관인 서울대학교, 열린기술과 긴밀하게 협력할 계획이다.

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

정압소 공정 운전정보 분석

2016. 12.

아 이 시 스 텍

목차

Ⅰ 서론 ····· 4

연구 목표 및 연구 범위 ····· 4

Ⅱ 본론 ····· 5

1. 지역정압소 공정 및 장치 설명 ····· 5

2. 유체의 유동모사 관계식 ····· 7

2.1. Aspen Hysys ····· 7

2.2 Fluent ····· 10

3. Fluent를 이용한 Hysys 모델 검증 ····· 11

3.1. 정압기 밸브 계수 검증 ····· 11

3.2. 동적 공정 상태에서 Aspen Hysys와 Fluent 비교 ····· 18

Ⅲ. 결론 ····· 19

부록 - 격자정보 ····· 20

그림 목차

그림 1. 천연가스 흐름도 ····· 6
그림 2. 지역정압소 공정 흐름도 ····· 6
그림 3. Joule-Thomson throttling ····· 8
그림 4. Joule-Thomson diagram of nitrogen ····· 9
그림 5. 1098 EGR 정압기 단면도 ····· 12
그림 6. 1098-EGR 정압기 geometry ····· 14
그림 7. 1098-EGR 정압기 mesh ····· 15
그림 8. Pressure contour ····· 16
그림 9. Density contour ····· 16
그림 10. Velocity contour ····· 17
그림 11. Velocity streamline ····· 17
그림 12. Element Quality ····· 21
그림 13. Maximum Corner Angle ····· 22
그림 14. Jacobian Ratio ····· 23
그림 15. Aspect Ratio ····· 24
그림 16. Orthogonal Quality ····· 26
그림 17. Skewness ····· 26

표 목차

표 1. 정압기 Specification ····· 7
표 2. 1098-EGR 정압기 밸브 계수 ····· 12
표 3. 정압기 시뮬레이션 조건 ····· 14
표 4. Simulation boundary condition & result ····· 17
표 5. 문헌과 Hysys 정압기 밸브 계수 비교 ····· 18
표 6. 임의의 압력 경계 조건에 따른 Hysys와 Fluent 유량 차이 ··· 19

Ⅰ 서론

연구 목표 및 연구 범위

본 보고서는 '햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발' 과제의 3차년도 아이시스텍의 성과보고서로서, Aspen Hysys v.8.8을 통하여 모사한 지역정압소의 모델링 결과의 정확성을 검증하는 것을 목표로 한다. 지역정압소는 공급원에서부터 지구정압소를 거쳐서 정압된 천연가스를 가정, 업무, 일반 등의 용도로 최종적으로 공급하기전에 마지막으로 정압하는 역할을 한다. 따라서 지역정압소 내의 정압기(Regulator)의 정확한 특성과 기존 설계 기준들을 바탕으로 모사한 공정을 명확히 검증하는 모델의 신뢰성을 높여주는 측면에서 필수적이고 매우 중요한 요소라고 할 수 있다. 따라서 본 보고서는 Aspen Hysys v.8.8을 선진 CFD(Computational Fluid Dynamics) 프로그램 중 하나인 Ansys Fluent v.17.0과 비교, 검증하는 부분에 주안점을 두었으며 다음과 같은 형식으로 구성하였다. 첫째, 대상공정인 지역정압소의 핵심 장치인 정압기의 역할 및 특성에 대하여 살펴본다. 둘째, 지역정압소 공정모사에 사용된 Aspen Tech사의 Aspen Hysys v.8.8(이하 Hysys)에서 공정모사에 쓰이는 여러 가지 관계식들을 살펴보며, 유체의 유동모사에서 널리 쓰이는 CFD 프로그램인 Ansys사의 Fluent v.17.0(이하 Fluent)의 특징 및 유동모사에 쓰이는 식들을 살펴본다. 마지막으로 Hysys와 Fluent로 똑같은 상황의 모사를 시행하여 이들의 차이를 분석하고 Hysys 공정 모델을 검증하며 보고서를 마무리하였다.

II 본론

1. 지역정압소 공정 및 장치 설명

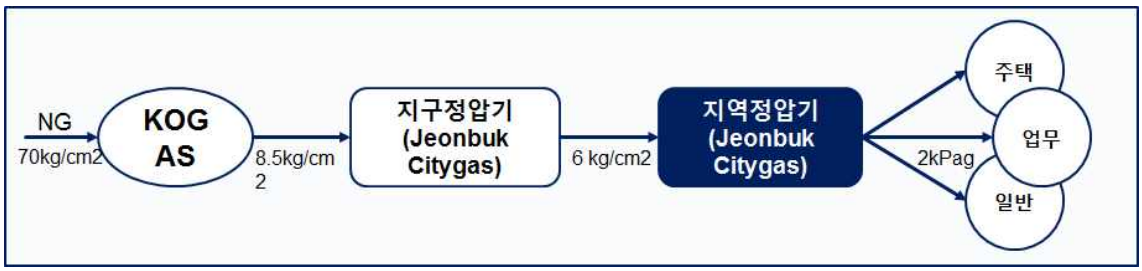


그림 1. 천연가스 흐름도

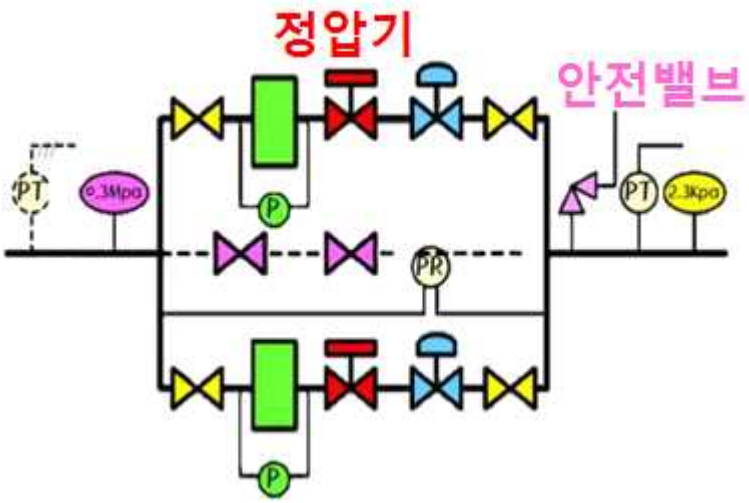


그림 2. 지역정압소 공정 흐름도

지역정압소(이하 정압소)는 공급원으로부터 지구정압소를 통하여 정압된 천연가스를 가정, 업무, 일반등의 용도로 공급하기전에 최종적으로 정압을 시행하는 장소이다. 그림 1과 2에서 볼 수 있듯이, 6kg/cm2의 압력을 가진 천연가스가 정압기(Regulator)를 통하여 최종적으로 2kPag의 압력까지 정압되는 것이 정압소에서 주로 수행되는 작업이다. 정압소에서 핵심 제어 변수(Key control variable)은 압력으로서, 천연가스를 일정한 압력으로 낮춰주기 위하여 여러 가지 장치가 구비되어있다. 정압소

에서의 대표적인 이상상황은 정압기가 제 역할을 하지 못하여 정압기 후단의 2차압력이 비 이상적으로 높아지는 것인데, 이를 막기 위하여 설치된 대표적인 안정장치가 안전밸브(Relief valve)이다. 안전밸브는 평소에는 닫혀있지만, 만일 2차압력이 과도하게 높아지는 경우에는 밸브가 열리면서 공정내에 과도하게 축적된 가스를 빼내어 2차압을 다시 안정화하는 역할을 한다.

본 연구에서 모사한 공정은 전라북도 송천동에 위치한 지역정압소인데, 여기에 사용되는 정압기의 specification은 다음과 같다.

표 1. 정압기 Specification

정압기	
	
End Connection	CL125 FF, Cast Iron
Main Valve Size	NPS 3 / DN 80
Actuator Type	1098 - 40
Pilot Type	61

2. 유체의 유동모사 관계식

2.1. Aspen Hysys

Hysys에서는 공정에 있는 여러 장치들을 모사할 수 있다. 이 때 개개의 장치별로 정상상태와 동적 공정상태에서 쓰이는 관계신은 다르며, 이러한 관계식을 통하여 특정한 입력(Input)값을 주었을 때 출력(Output)이 계산된다. Hysys에 있는 밸브장치는 공정 모델의 상태, 즉 공정이 정상상태에 있는지 혹은 동적 공정상태에 있는지에 따라서 계산식이 다르다. 먼저 정상상태에서, Hysys는 질량보존의 법칙과 Joule-Thomson effect 방법을 사용하여 특정 입력값으로 인한 출력을 계산한다.

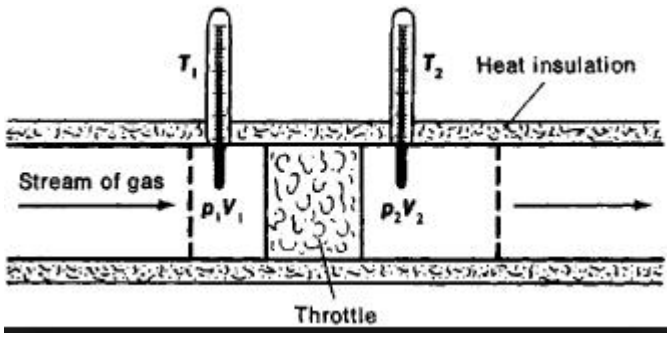


그림 3. Joule-Thomson throttling

Joule-Thomson effect란, 그림 5와 같이 단열(Insulation)된 밸브를 통하여 어떠한 흐름을 스로틀링(Throttling) 시킬 때 유입 흐름과 유출 름의 온도와 압력은 달라지지만, 단위 엔탈피(Enthalpy)가 똑같은 등엔탈피(Isenthalpic) 현상이다. 밸브의 경우에 스로틀링을 통하여 등엔탈피 팽창이 일어나게 되는데 유출흐름의 압력변화에 따른 온도변화는 다음과 같은 식으로 기술할 수 있다.

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_H = \frac{V}{C_p}(\alpha T - 1)$$

μ_{JT} 는 Joule-thomson 계수로서, 등엔탈피 조건에서 압력변화에 따른

온도변화의 정도를 나타낸다.

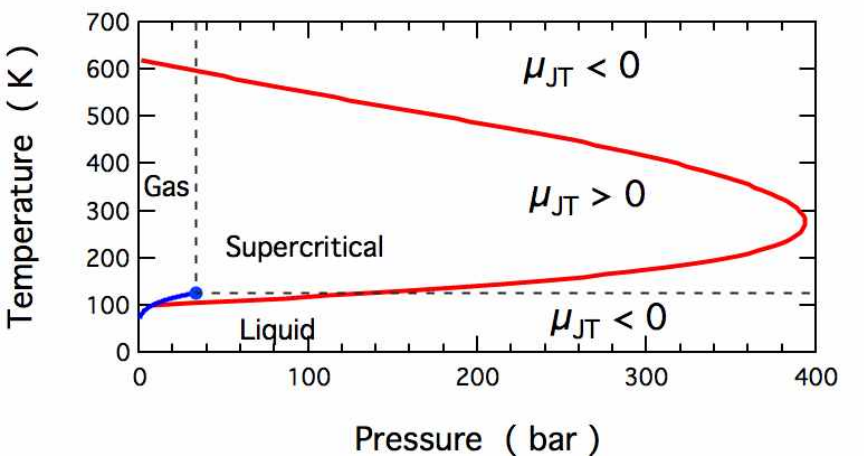


그림 4. Joule-Thomson diagram of nitrogen

그림 6은 대표적인 Joule-Thomson diagram으로 질소의 Joule-Thomson 계수 부호변화를 여러 영역에서 보여주고 있다. 정압소 공정 시뮬레이션 모델의 대상물질인 천연가스는 주요성분이 메탄(Methane)으로, 정압소 운전압력범위에서 Joule-Thomson 계수 값이 양수이다. 따라서 밸브를 통하여 스로틀링(팽창) 시킬 경우에, 온도가 떨어진다.

동적 공정상태에서는 밸브를 기준으로 앞, 뒤의 압력이 계속 달라지는데 이때의 흐름을 모사할 때 압력-유량 관계식을 사용한다. 지역정압소의 정압기는 Fisher type 밸브인데, 이 장치를 흐르는 기체(가스)의 흐름모사는 universal gas sizing 방법을 사용한다.

$$F(lb/hr) = v_{f\,racfac} 1.06 C_g \sqrt{\rho(lb/ft^3) * P_1} * \sin(Argument)$$

$$Argument = \frac{59.64}{C_1} * \sqrt{1 - \frac{P_2}{P_1}} * cp_{fac}$$

$$C_1 = \frac{C_g}{C_v}$$

$$cp_{fac} = \sqrt{\frac{0.4839}{1-(\frac{2}{1+\gamma})^{(\frac{\gamma}{\gamma-1})}}}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_v}$$

P_1 = Pressure of inlet stream

P_2 = Pressure of outlet stream

v_{frac}= Vapor fraction of outlet stream

Hysys는 위와 같은 계산식을 통하여 압력(유량)이 변한 경우에 이에 따른 유량(압력)값을 계산한다.

2.2 Fluent

Fluent는 Hysys와 같이 장치별로 정해진 압력-유동간 계산식이 있는 것이 아니고 사용자가 주어진 상황을 가장 잘 기술할 수 있는 계산 모델을 선택하여 주어야 한다. 기본적으로 질량보존식과 모멘텀(Momentum) 보존식을 계산 모델을 사용하는데, 대표적으로 난류(Turbulence)의 경우에 모멘텀 보존식을 사용하여 유체의 속도장을 계산하는 realizable $k-\epsilon$ turbulence 모델이 있다.

Realizable $k-\epsilon$ turbulence model :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho k u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j}[(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k})\frac{\partial k}{\partial x_j}] + G_k + G_b - \rho\epsilon - Y_M + S_k$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\epsilon)+\frac{\partial}{\partial x_j}(\rho\epsilon u_j)=\frac{\partial}{\partial x_j}[(\mu+\frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon})\frac{\partial\epsilon}{\partial x_j}]+\rho C_1 S\epsilon-\rho C_2\frac{\epsilon^2}{k+\sqrt{v\epsilon}}+C_{1\epsilon}+C_{3\epsilon}G_b+S_\epsilon$$

$$C_1=\max[0.43,\frac{\eta}{\eta+5}],\eta=S\frac{k}{\epsilon},S=\sqrt{2S_{ij}S_{ij}}$$

위의 모델은 난류 점성도(turbulent viscosity)가 지배적일 때 확산속도 (dissipation rate) ϵ를 정량적으로 계산하고 있다.
유체의 온도는 에너지 보존식을 사용하여 계산된다. 대표적으로 자연대류가 재배적일 때 사용하는 표준 에너지 방정식이 있다.

Energy equation under natural convection-dominated condition :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho E)+\nabla\cdot(\vec{v}(\rho E+p))=\nabla\cdot(k_{eff}\nabla T-\sum_j h_j\vec{J_j}+(\overline{\tau_{eff}}\cdot\vec{v}))+S_h$$

위에서 명시한 식들은 Fluent를 이용하여 Hysys로 완성한 모델 검증 과정에 쓰이는 기본적인 식들이다. 추가적인 부분은 뒷부분에서 자세히 다룬다.

3. Fluent를 이용한 Hysys 모델 검증

Fluent를 이용하여 완성된 Hysys 모델검증을 실시하였다. 검증부분은 크게 Hysys의 정압기 밸브 계수를 실제 밸브 계수와 비교, 검증하는 부분과 Hysys의 안전밸브 유량을 Fluent로 비교, 검증하는 부분으로 나누어서 실시하였다.

3.1. 정압기 밸브 계수 검증

밸브 계수(C_v 혹은 C_g)는 밸브의 고유한 특성을 나타내어주는 고유한 지표이다. 밸브 계수는 밸브의 실제크기에 비례하므로 밸브 제작 전에 올바른 밸브 계수를 산정하는 것이 경제성, 운정성 그리고 안정성 측면에서 상당히 중요하다. 우리가 모사한 정압소 공정에서 쓰이는 정압기도 고유한 밸브 계수를 가지고 있는데, EMERSON 사에서 제공하는 1098-EGR regulator의 표준 밸브 계수는 다음과 같다.

표 2. 1098-EGR 정압기 밸브 계수

BODY SIZE		1:1 LINE SIZE TO BODY SIZE					2:1 LINE SIZE TO BODY SIZE					K_m	IEC SIZING COEFFICIENT		
		C_g		C_v		C_1	C_g		C_v		C_1				
NPS	DN	Regulating	Wide-Open	Regulating	Wide-Open		Regulating	Wide-Open	Regulating	Wide-Open			X_T	F_D	F_L
1	25	576	607	16.7	17.6	34.5	529	557	15.6	16.4	34.0		0.753	0.10	
2	50	1970	2080	54.7	57.8	36.0	1830	1930	52.3	55.1	35.0		0.820	0.07	
3	80	3760	3960	107	113	35.0	3630	3830	106	110	34.2		0.775	0.05	
4	100	6280	6610	180	190	34.8	6020	6340	171	180	35.2	0.80	0.766	0.04	0.89
6	150	9450	9950	295	310	32.0	9240	9730	291	306	31.7		0.648		
8 x 6	200 x 150	10,660	11,220	305	321	35.0	10,020	10,550	286	301	35.0		0.775	0.03	
12 x 6	300 x 150	11,050	11,630	316	332		10,380	10,930	297	312					

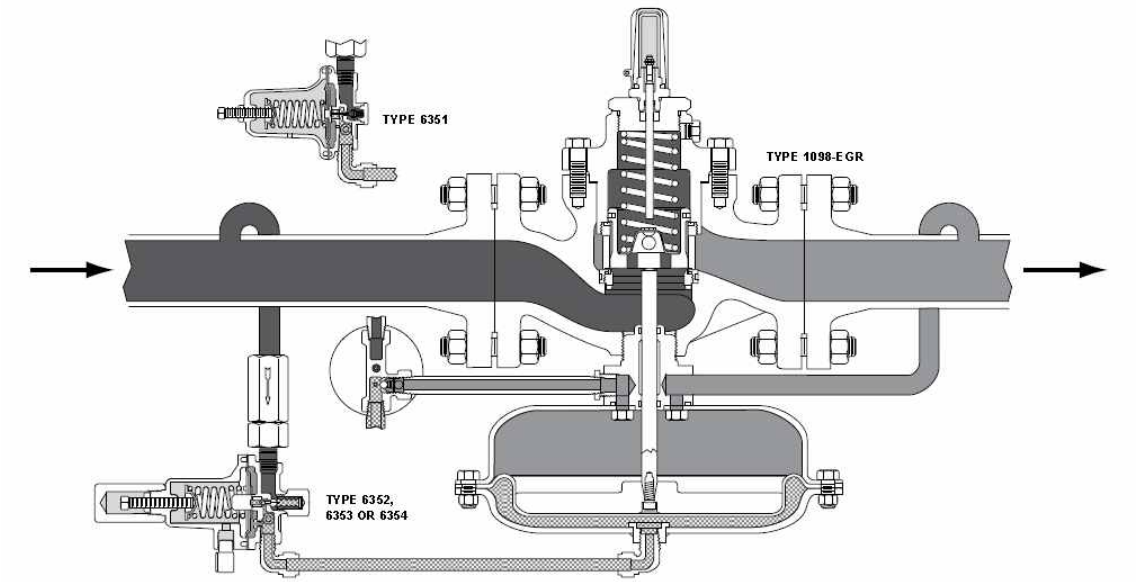


그림 5. 1098 EGR 정압기 단면도

Hysys는 밸브계수를 산정할 때 위에서 기술한 다음 식을 사용한다.

$$F(lb/hr) = v_{f\,racfac} 1.06 C_g \sqrt{\rho(lb/ft^3) * P_1} * \sin(Argument)$$

$$Argument = \frac{59.64}{C_1} * \sqrt{1 - \frac{P_2}{P_1}} * cp_{fac}$$

$$C_{1=} \frac{C_g}{C_v}$$

$$cp_{fac} = \sqrt{\frac{0.4839}{1 - (\frac{2}{1+\gamma})^{(\frac{\gamma}{\gamma-1})}}}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_v}$$

위 식에 따르면, 밸브 리프트(Lift)%, 유입과 유출의 압력 그리고 밸브를 통하여 흐르는 유량이 결정되면 밸브 계수 산출이 가능해진다. 우리의 정압소 모델은 유량이 아닌 압력 실측 데이터를 기반으로 만들어졌다. 따라서 C_v를 산출하기 위해서는 유량을 알아야 하는데 이때의 유량은 Fluent를 사용하여 결정하였다.

표 3. 정압기 시뮬레이션 조건

3D geometry modeling	ANSYS Design Modeler v.17.0
Mesh	ANSYS Mesh v.17.0
Solver	ANSYS Fluent v.17.0
Solver type	Density-based
Models	Realizable k-ϵ
Spatial discretization gradient	Least square cell based
Courant number	5
Working fluid	Methane

3D geometry 모델링은 EMERSON 사에서 지역 정압소의 1098-EGR 정압기 표준 모델을 제공받아 필요없는 부분을 수정하여 사용하였다.

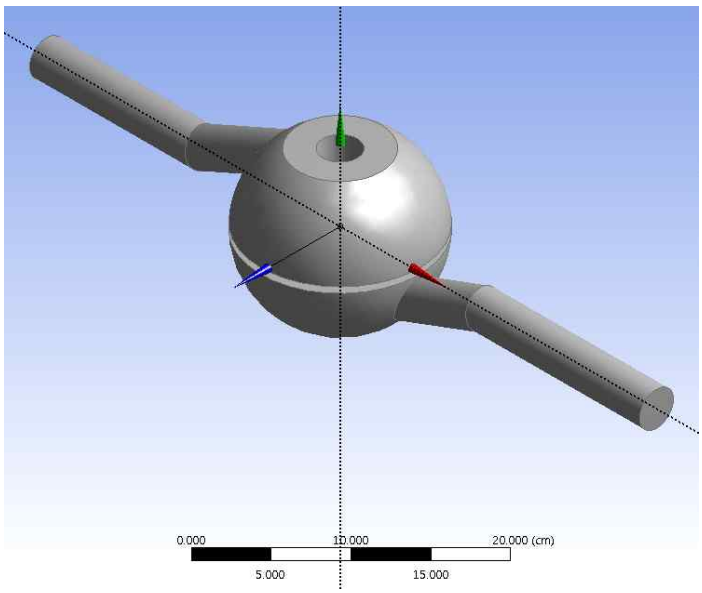


그림 6. 1098-EGR 정압기 geometry

Mesh는 모멘텀 방정식이 풀리는 단위 격자를 지칭하며 개수는 약 52만개이다. 밸브의 입구와 출구 부근에서 구조가 급격하게 변하는 지점이 있어서 tetrahedral mesh를 사용하여 모델 계산의 안정성을 확보하였다.

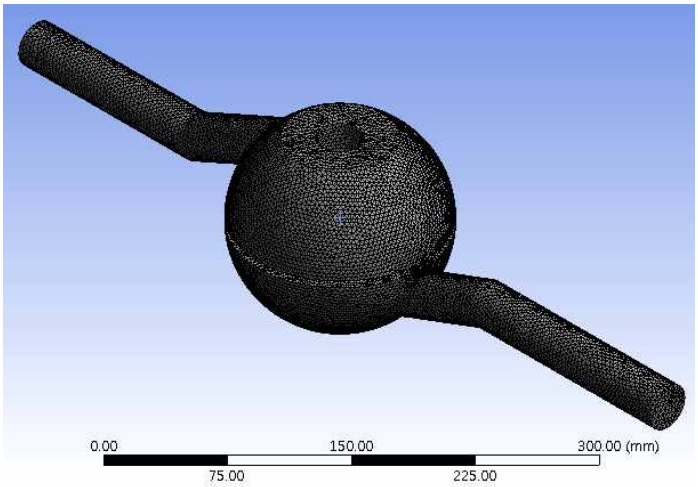


그림 7. 1098-EGR 정압기 mesh

정압소를 거치는 물질인 천연가스는 주성분이 메탄이며, 에탄, 프로판 등이 소량 섞여있는 혼합물이다. 하지만 실제 메탄의 몰분율이 90% 이상이고, 정압소 운전압력이 비교적 낮기 때문에 성분의 혼합으로 인한 기체의 특성 및 유동변화가 적기 때문에 Fluent에서는 메탄만을 가지고 모사를 시행하였다. 메탄은 밀도가 매우 낮은 가벼운 기체이므로 선속도가 상당히 높다. 따라서 높은 속도에서 유체의 유동을 잘 모사할 수 있는 density-based solver를 사용하였다. 또한 속도가 높기 때문에 난류(Turbulent)가 발생하는데 정압기는 구조가 비교적 단순하므로 이를 잘 모사할 수 있는 realizable k-ϵ 모델을 사용하였다. 3D geometry, mesh, solver 선택에 관한 기준은 부록에 자세히 수록하였다.

Fluent에서 Hysys와 똑같은 압력 경계조건(Pressure boundary

condition)을 사용하여 시뮬레이션을 진행하였다. Hysys에서는 밸브에서 Joule-Thomson 조건하에서 등엔탈피 계산을 수행하지만, Fluent에는 엔탈피가 존재하지 않는다. 따라서 밸브 오리피스(Orifice)부근을 단열조건으로 설정해주어 Joule-Thomson 효과와 최대한 비슷한 상황을 만들어 주었다. 시뮬레이션 결과는 다음과 같다.

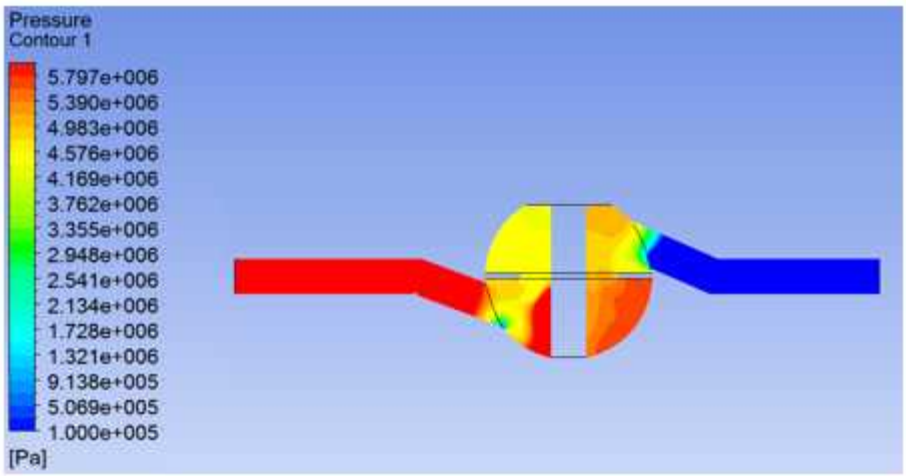


그림 8. Pressure contour

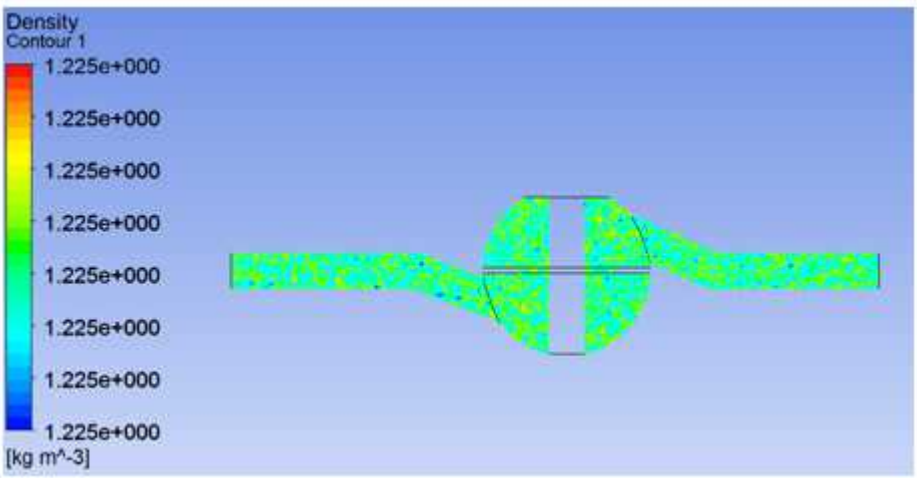


그림 9. Density contour

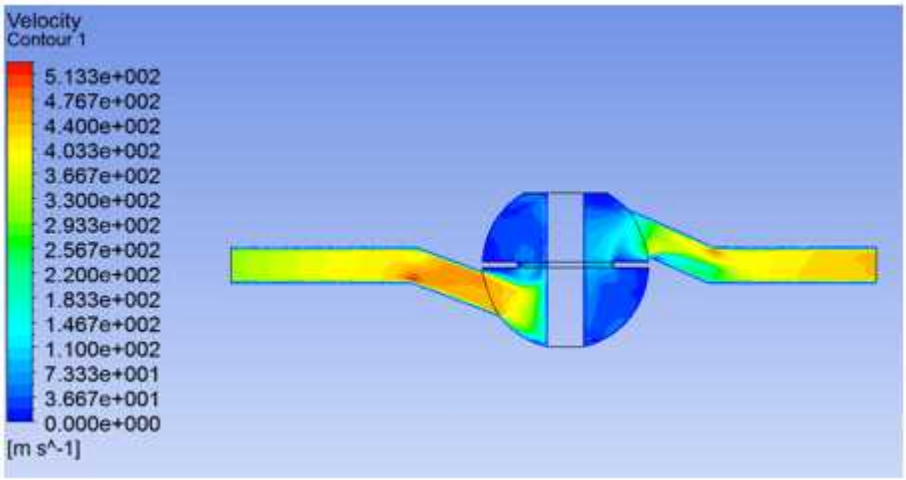


그림 10. Velocity contour

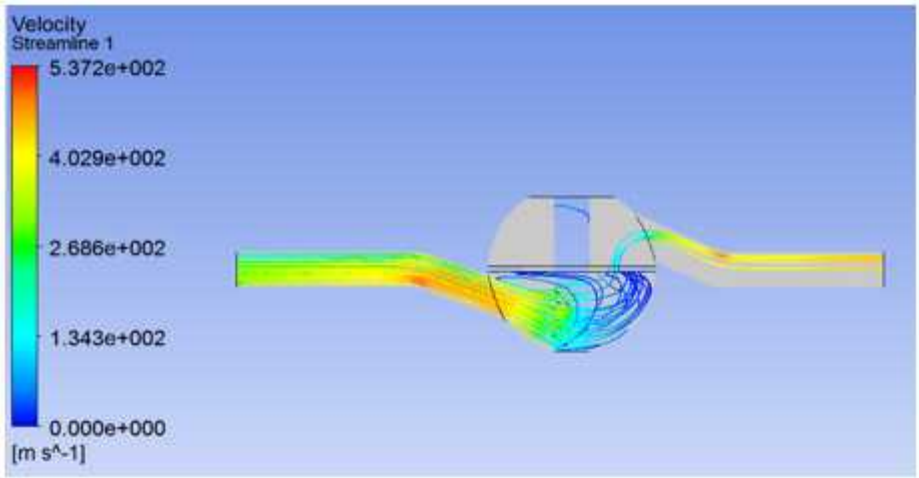


그림 11. Velocity streamline

표 4. Simulation boundary condition & result

Inlet pressure[kg/cm2]	5.702
Outlet pressure[kg/cm2]	1.063
Molar flow[kgmole/hr]	165.8

Joule-Thomson effect를 고려하지 않았지만 오리피스 출구부분에서 압력이 급격하게 떨어지는 것을 확인할 수 있었다. 또한 유체의 유속이 오리피스에서 증가 하였는데 이는 단면적이 좁아지기 때문에 발생하는 현상이라고 추정된다. 마지막으로 오리피스를 통과하기전에 actuator의 아랫부분에서 체류시간이 상당히 긴 것을 확인할 수 있었다. 이렇게 계산된 몰 유량을 Hysys에 입력하여 정압기의 sizing을 실시하였고, 그 결과를 표3에 있는 표준 문헌값과 비교하였다.

표 5. 문헌과 Hysys 정압기 밸브 계수 비교

Body size : NPS	3
Body size : DN	80
Aim	Regulating
Characteristic	1:1 Line to Body size
C_v - 문헌	113[USGPM(60F,1psi)]
C_v - Hysys	102.3[USGPM(60F,1psi)]
Relative Error	9.46%

비교 결과 상대 오차는 약 9.46%로 약 90.54%의 정확도를 얻을 수 있었다.

3.2. 동적 공정 상태에서 Aspen Hysys와 Fluent 비교

앞서 검증이 완료된 C_v를 바탕으로 이번에는 동적공정 상태에서 Aspen Hysys와 Fluent가 어떠한 거동 차이를 가지는지 해석하고자 하였다. 이를 위하여 주어진 시나리오를 실행하였을 때 Aspen Hysys에서 실시간으로 달라지는 2차 압력 값을 임의로 선택하고 Fluent에서 똑같은

boundary condition으로 시뮬레이션을 실시하여 결과적으로 얻어지는 유량값을 Aspen Hysys의 값과 비교하였다. 결과는 다음과 같다. 격자는 정상상태 밸브 계수 검증에 쓰였던 것과 동일하게 사용하였다.

표 6. 임의의 압력 경계 조건에 따른 Hysys와 Fluent 유량 차이

Inlet 압력 [kg/cm^2]	Outlet 압력 [kg/cm^2]	유량-Hysys [kg/hr]	유량-Fluent [kg/hr]	Relative Error[%]
5.70	1.06	153.04	165.83	**7.712718**
5.70	1.23	143.23	149.22	**4.014207**
5.70	1.62	136.56	141.24	**3.313509**
5.70	1.95	129.22	126.90	**-1.82821**
5.70	2.11	125.67	120.49	**-4.29911**

위의 표에 따르면 상대 오차의 절대 값은 8%를 넘지 않는 준수한 수준을 보여준다. 이는 Hysys와 Flunet가 기본적으로 사용하는 유동을 모사하는 식은 다르지만 기본적으로 똑같은 물리현상을 모사하고 있기 때문에 그 결과는 큰 차이가 없다는 것을 말해준다. 이와 동시에 정밀한 계산을 수행하는 Fluent에 비교하여 Hysys도 정압기 내부의 유동을 모사하는데 부족함이 없다는 것을 말해준다.

Ⅲ. 결론

Aspen Hysys는 공정 모사에 사용되는 대표적인 모사기중 하나이다. 기본적으로 열역학 법칙에 따른 물질과 에너지 수지 식들을 사용한다. 만약 밸브를 모사하는 상황이라면 이러한 식들에 등엔탈피 조건의 줄-톰슨 식이 추가된다. 이러한 Aspen Hysys의 계산 결과를 선진 CFD중 하나인 Ansys 사의 Flunet와 비교하였고, 그 결과 대체적으로 같은 압력 경계조건에서 거의 비슷한 유량 값들을 얻었다. 이는 Aspen Hysys가 밸브를 모사함에 있어서는 이미 수없이 검증된 CFD와 비교하여도 손색이 없다는 것을 말해준다. 이러한 검증 과정을 거쳐서 Aspen Hysys로 모사한 정상상태 및 동적 공정상태의 공정 시나리오가 타당하다는 것을 입증할 수 있었다.

부록 - 격자 정보

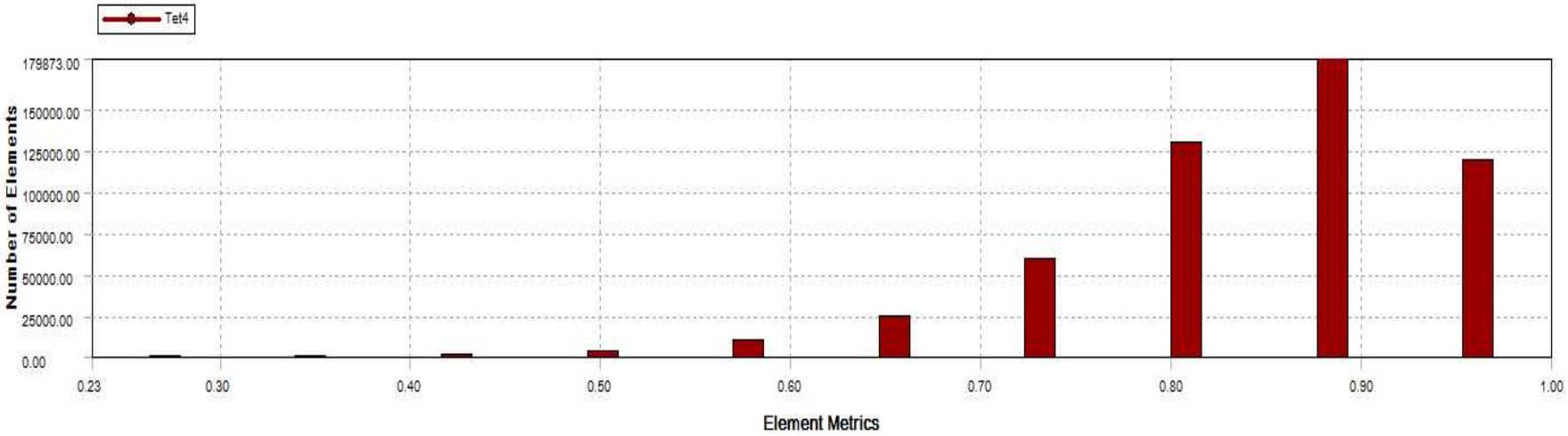


그림 12. Element Quality

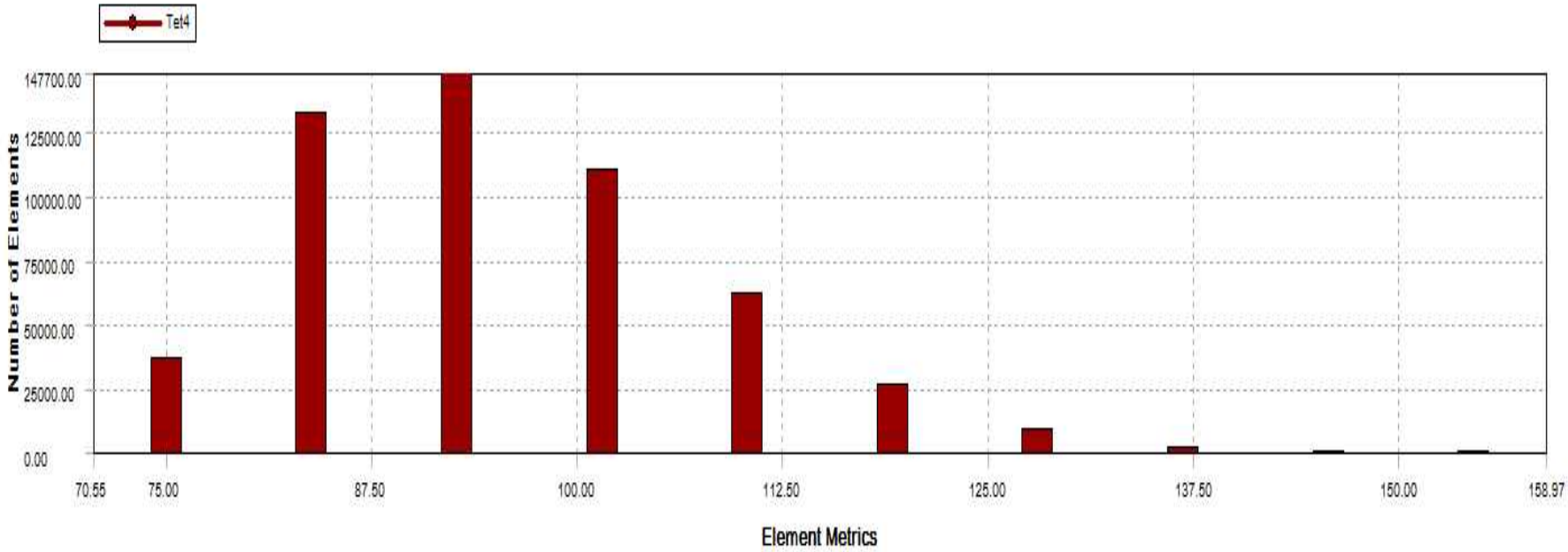


그림 13. Maximum Corner Angle

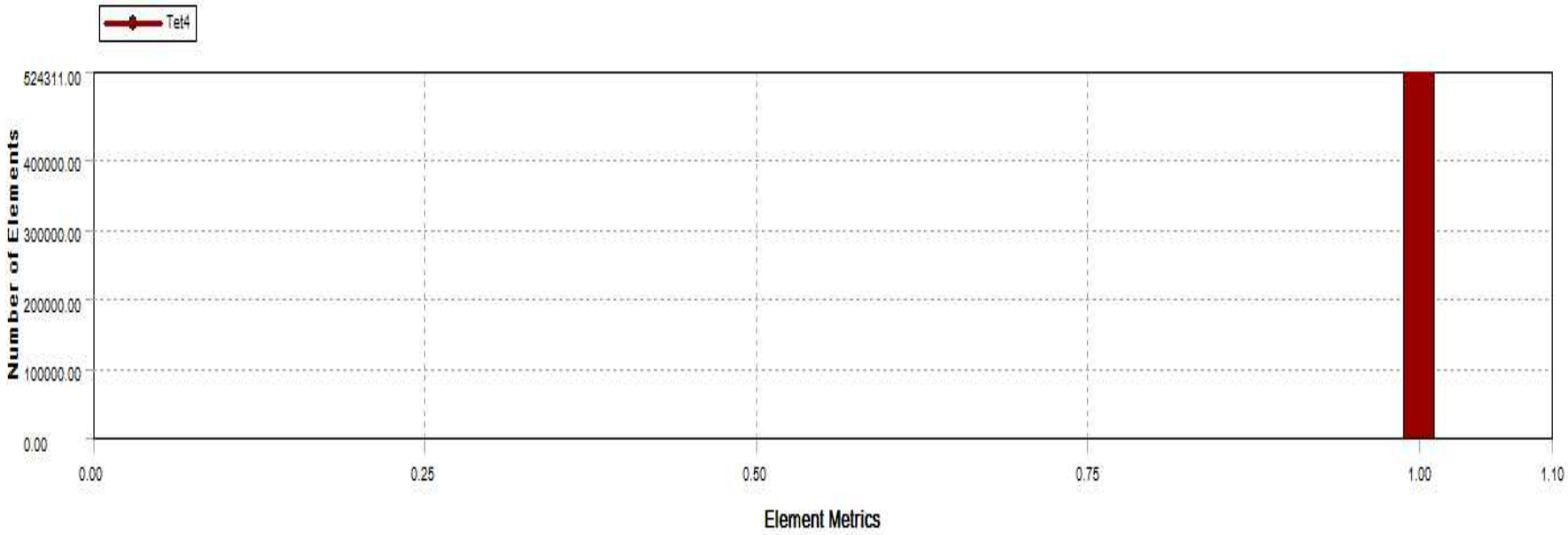


그림 14. Jacobian Ratio

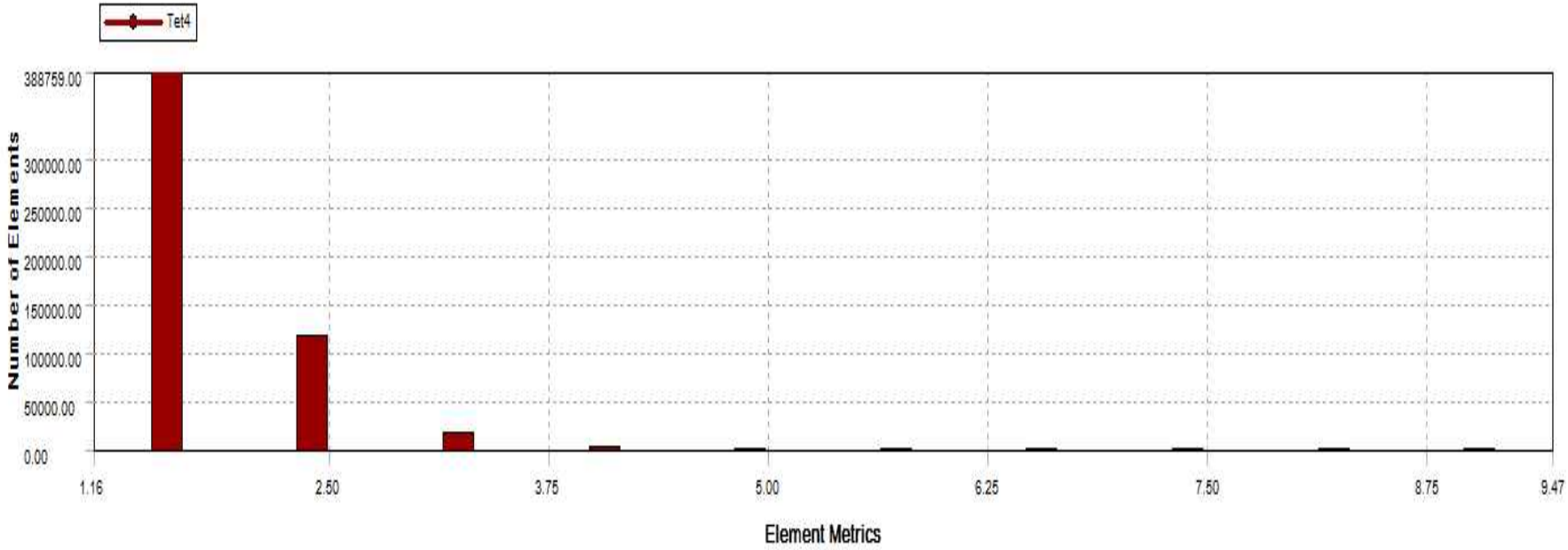


그림 15. Aspect Ratio

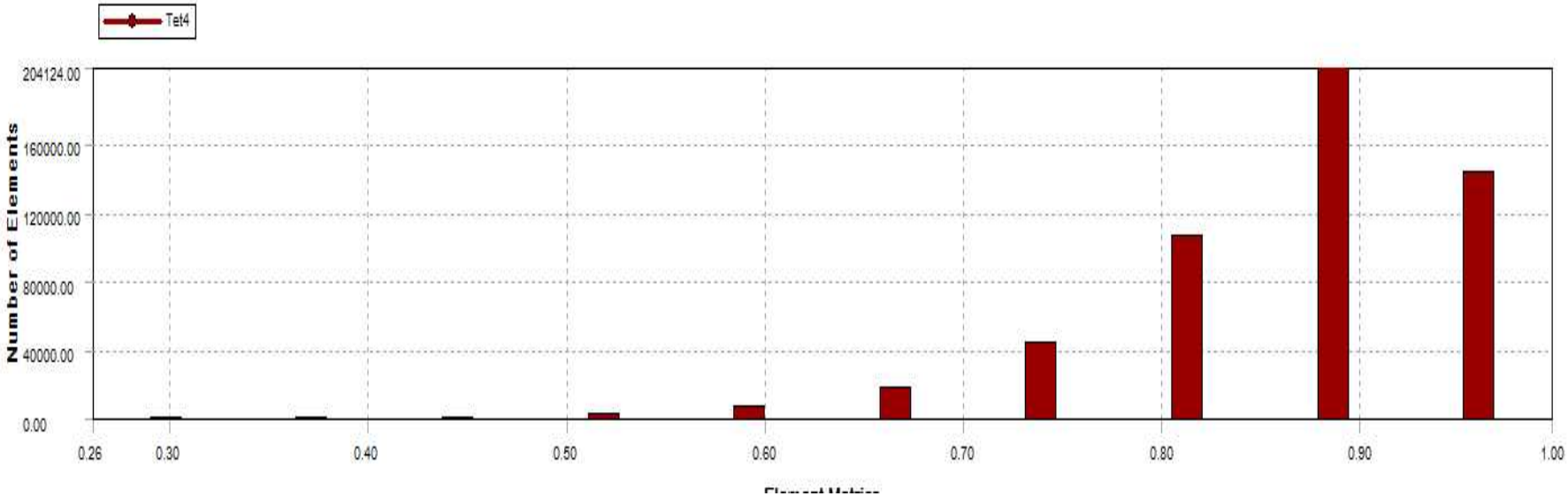


그림 16. Orthogonal Quality

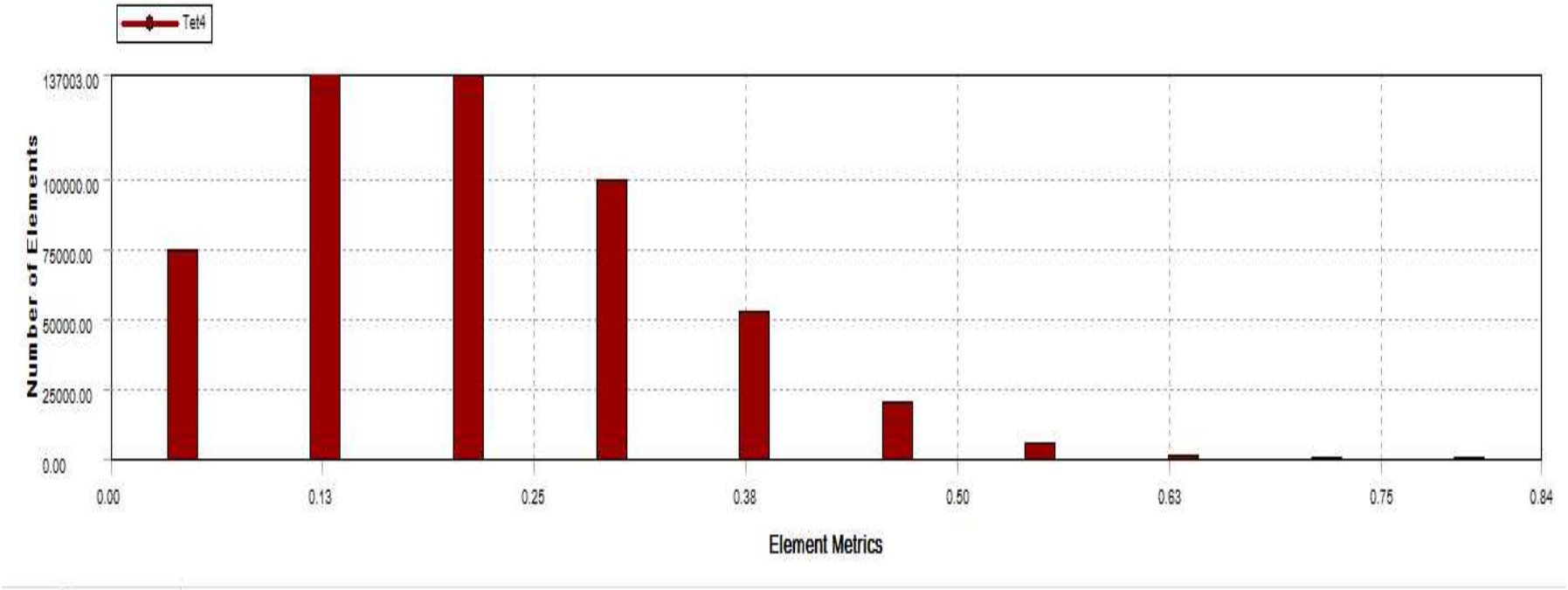


그림 17. Skewness

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

정압소 내 시나리오별 동적 공정 모델 개발 및 결과 도출

2016. 12.

아 이 시 스 텍

목차

I. 서론 5
1. 연구 목표 5
2. 연구 내용 및 범위 6
II. 본 론 7
1. 지역 정압소 운전정보 분석 7
1.1. 정압기 정의 및 분류 7
1.2. 정압소 내 부속설비 9
2. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 제작 13
2.1 시나리오 확장을 위한 지역정압소 데이터 분석 13
2.2 사고 이력을 기반으로한 시나리오 확장 17
3. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 결과 및 분석 24
3.1 시나리오별 시뮬레이션 결과 24
3.2 시나리오별 시뮬레이션 결과 분석 30
4. 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 제시 34
III. 결 론 35

표 목차

표 1 정압기 구분별 Set Pressure 8
표 2 긴급차단밸브(SSV) 상용암력별 Set Pressure 11
표 3 안전밸브의 분출면적 크기 12
표 4 전북 도시가스 정압소 사고 통계 (2012~2014) 17
표 5 군산 도시가스 정압소 사고 통계 (2013~2014) 18
표 6 확장 사고 시나리오 Event Schedule 20

그림 목차

그림 1 고압, 지구, 지역, 단독(전용)정압기 계통도 7
그림 2 정압소 내 가스 필터 9
그림 3 긴급차단밸브 (개폐표시) 10
그림 4 안전밸브의 구조 12
그림 5 시나리오 트리(확장 전) 14
그림 6 확장된 시나리오 트리 18
그림 7 시뮬레이션 모델 18
그림 8 시뮬레이션 결과 (Scenario #1) 24
그림 9 시뮬레이션 결과 (Scenario #2) 25
그림 10 시뮬레이션 결과 (Scenario #3) 25
그림 11 시뮬레이션 결과 (Scenario #4) 26
그림 12 시뮬레이션 결과 (Scenario #5) 26
그림 13 시뮬레이션 결과 (Scenario #6) 27
그림 14 시뮬레이션 결과 (Scenario #7) 27
그림 15 시뮬레이션 결과 (Scenario #8) 28
그림 16 시뮬레이션 결과 (Scenario #9) 28
그림 17 시뮬레이션 결과 (Scenario #10) 29

Ⅰ. 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 3차년도 아이시스템 성과보고서로서, 2차년도에 도시가스 정압소를 기반으로 제작한 동적 공정 시뮬레이션 모델에 실제 정압소 시스템을 고려하여 시나리오를 확장하고, 그 결과를 검증하고 분석하는 것을 목표로 한다.

동적 공정 시뮬레이션 결과는 1~3차 년도 대상 공정인 도시가스 정압소의 시뮬레이션 파일 및 정상상태 공정 모사 결과를 포함하며 정압소 내의 안전 장치 및 이상 상황에 대한 모사 결과를 말한다.

2. 연구 내용 및 범위

1	**지역 정압소 운전정보 분석**
	- 사고 시나리오 확장을 위하여 지역 정압소 데이터를 기반으로 대상 공정의 거동을 분석한다.
2	**사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 제작**
	- 관련 기관으로부터 제공받은 데이터를 기반으로 확장된 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델을 제작한다.
3	**사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 분석**
	- 각 시나리오별로 제작된 동적 공정 시뮬레이션 모델의 모사 결과를 분석한다.
4	**공정 시뮬레이션 결과를 반영한 훈련 가이드라인 제시**
	- 도출한 공정 시뮬레이션 결과를 바탕으로 훈련원이 훈련 환경에서 수행할 가이드라인을 제시한다.

Ⅱ. 본 론

1. 지역 정압소 운전정보 분석

1.1. 정압기 정의 및 분류

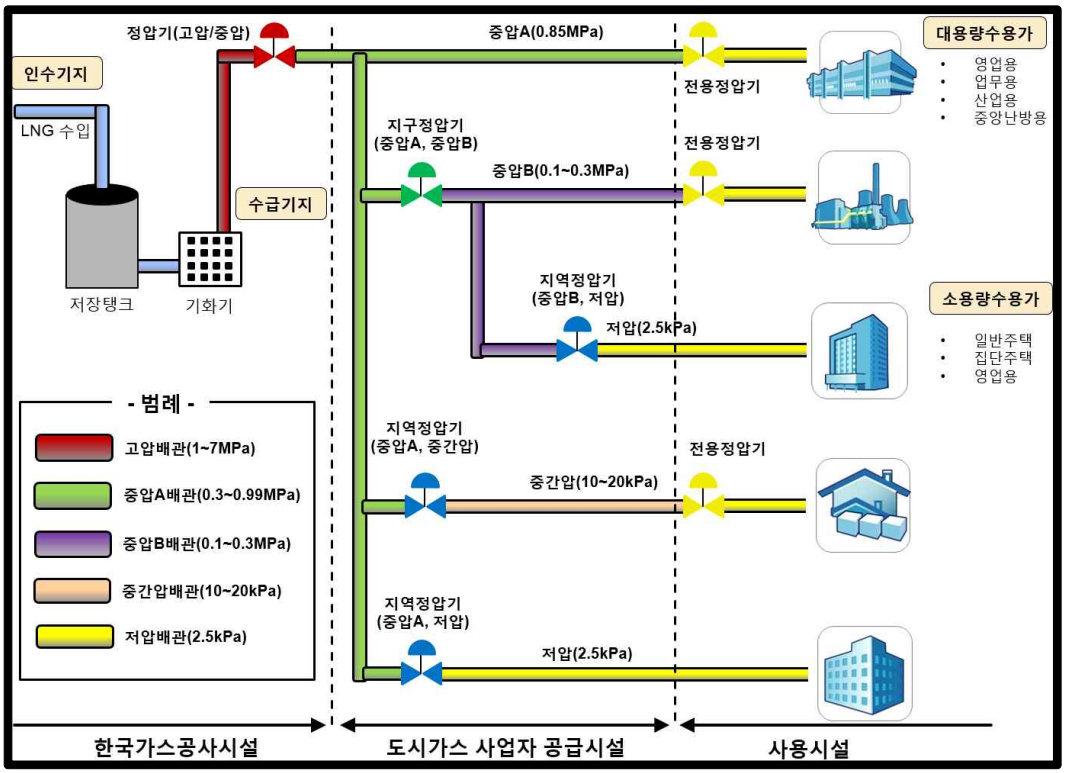


그림 1 고압, 지구, 지역, 단독(전용)정압기 계통도

가스는 공급시 수송 능력의 증대 와 배관 등 공급 설비를 효율적으로 사용하기 위하여 그림 1. 과 같이 고압·중압·저압 방식을 채용한다. 가스의 공급 압력을 고압에서 중압으로, 중압에서 저압으로 용도에 맞추어 감압, 공급하기 위하여 사용하는 것을 정압기라고 하며, 정압기는 수동으로 조작하는 것이 아니라 수요량의 변동에 따른 압력 변화에 의해 자동으로 2차 압력(정압기 후단압력)을 일정하게 유지시켜 주며, 일반적으로 무인상태로 작동되기 때문에 평서 유지 관리가 특히 중요한 기기이다.

정압기는 설치 위치 및 사용 목적에 따라 고압정압기, 지구정압기, 지

역정압기, 단독(전용)정압기 및 조정기로 분류된다. 고압 정압기는 현재 한국가스공사 · 발전소 · 제철소 등에서 사용되고 있고, 지구 정압기 및 지역정압기는 일반도시가스사에서 주로 사용된다. 단독(전용)정압기 및 조정기는 빌딩, 주택 등에서 널리 사용되고 있다. 이러한 정압기의 구분에 따른 각 입 · 출구에서의 압력이 각 조정기별로 잘 조정 되는 것이 중요하며, 그 Set Pressure는 아래의 표와 같다.

구 분	압 력	
	입 구	출 구
고 압 정 압 기	4.0 ~ 7.0 MPa	1.5 ~ 2.0 MPa
지 구 정 압 기	1.5 ~ 2.0 MPa	0.6 ~ 0.85 MPa
지 역 정 압 기	0.6 ~ 0.85 MPa	2 kPa
단독(전용)정압기	0.6 ~ 0.85 MPa	2 ~ 40 kPa
조 정 기	10 ~ 300 kPa	2 ~ 40 kPa

표 1 정압기 구분별 Set Pressure

본 연구에서는 0.6 ~ 0.85MPa로 정압시킨 지구정압소로부터 도시가스를 받아들여 2kPa의 일정한 2차 압력으로 유지시키면서 공급하는 지역정압소를 대상으로 하고 있다. Aspen HYSYS v.8.4를 사용하여 지역정압소의 정압기를 모사하였으며, 정압기 뿐만 아니라 지역 정압소 내부에 포함된 장치들까지 모사하여 시나리오에 따라 공정이 모사될 수 있도록 하였다.

1.2. 정압소 내 부속설비

배관 내의 먼지(흙, 녹, 철분 등)나 가스 중의 불순물은 가스의 흐름에 따라 이동하게 된다. 이러한 불순물들을 제거하지않을 경우에는 정압기의 메인 밸브나 보조 조정기(Pilot)의 노즐 또는 가스의 유량을 측정하는 계량기 및 기타 가스기기에 흡착되어 기기 고장 및 사고의 원인이 된다. 따라서 가스의 원활한 사용을 위해서는 이러한 불순물을 제거할 수 있도록 정압기 전단(1차측)에 가스필터를 설치해야하며, 정압기용 필터는 한국가스안전공사의 검사를 통과한 제품만 사용하도록 되어 있다.

가스 필터 전·후단에는 압력차를 보여주는 차압 게이지가 설치되어 있는데 이 게이지의 지시압력(Gauge Pressure)이 20kPa(0.2kg/cm^2) 이상 올라가면 필터 내에 불순물이 많이 끼었음을 나타내 주므로 가스필터 점검 및 청소를 해야 한다. 또한 오염이 심할 경우에는 사고 발생의 가능성이 크므로 새 것으로 교체해야 한다.

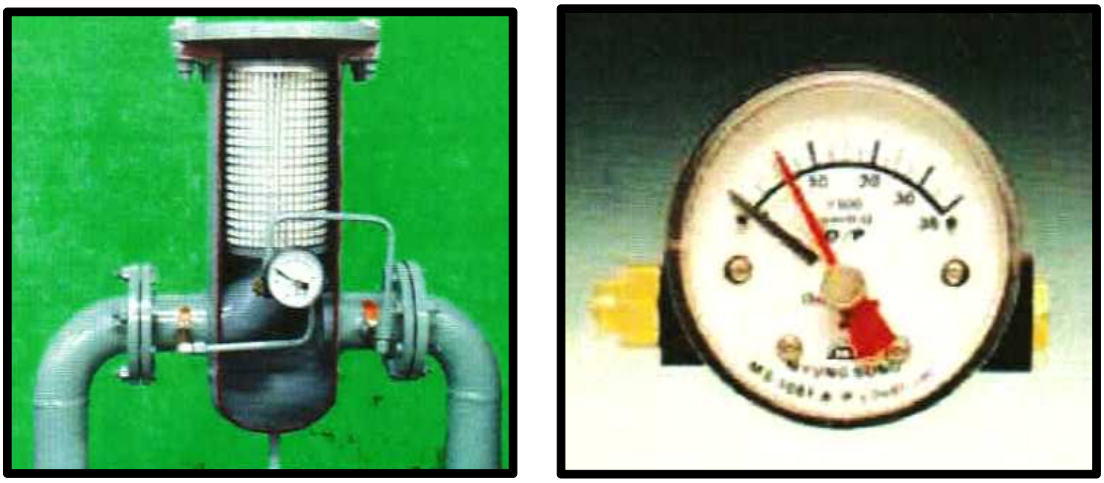


그림 2 정압소 내 가스 필터

가스 필터를 청소할 때에는 예비 정압기 Line의 valve를 열고 가스의 흐름을 우회시킨 후에 필터 전단의 valve를 차단하고 메인 라인의 출구 압력이 2차 측으로 완전히 빠져나갈 때까지 기다렸다가 필터 후단의 valve를 잠근다. 다음으로 전단 Line valve와 후단 Line valve 사이에 들어있는 가스를 Drain을 통하여 약 3~5초간 완전히 빼내는 purge작업을 실시한 후에 Flange의 볼트를 해제하여 필터의 분해, 점

검 및 청소를 실시한다. Purge 시에는 방출방향에 화기가 없는지 반드시 확인한 후에 실시한다.

밸브 시트의 파손이나 이물질이 밸브 시트에 부착하는 등의 정압기 고장에 의하여 1차 측의 가스가 2차 측에 유입되어 2차 측의 압력이 비정상적으로 상승하면 연소 불량, 가스메타의 파손 등 후단 기기들의 파손으로 이어질 뿐만 아니라 후단의 저압 배관에 중압이 가해질 시 배관 line의 안전성에도 치명적인 위험상황을 초래할 수 있기 때문에 이러한 상황을 미연에 방지하기 위한 장치로 긴급차단밸브(SSV; Slam Shut off Valve)를 설치한다. 이 장치는 조정기 후단의 압력을 감시하여 허용압력 이상이되면 자동으로 가스의 흐름을 차단하는 장치이다. 긴급차단밸브는 완전 자동으로 작동되며, 차단 후에는 수동으로 복귀시키는 구조이다. 아래 사진과 같이 개폐 여부는 육안으로 확인할 수 있는 구조로 되어있다. 따라서 점검시에는 반드시 개폐여부를 확인하여야 하며, 긴급차단기능이 내장된 조정기는 개폐표시가 없으므로 주의 깊게 점검해야한다.

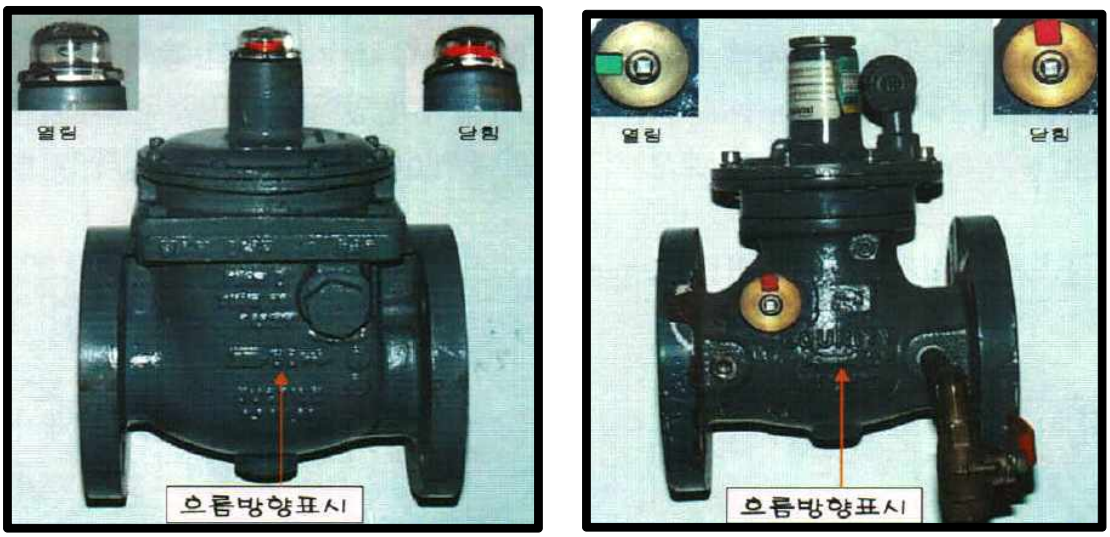


그림 3 긴급차단밸브 (개폐표시)

압력 감지 센싱라인은 정압기 2차측 배관의 관경(직관거리)의 5배 이상 떨어진 지점에서 인출하여 설치한다. 또 긴급차단밸브는 외부의 진동이나 충격에 작동되지 않도록 설치해야 한다. 긴급차단밸브는 사용측(Main line)과 예비측(Preliminary line) 모두 설치되며, 일시적인 정

압기의 헌팅현상의 발생으로 사용측(SSV_1)과 예비측(SSV_2)모두 작동되면 가스의 공급이 차단되므로 SSV1과 SSV2의 작동압력은 아래와 같은 기준에 따라 차압을 두어 설정한다. 압력 설정 후 작동 시험은 가능한 수주 압력으로 실시하며 작동압력을 2~3회 이상 확인하면서 정확한 압력에서 작동하도록 설정한다.

구 분	설 정 압 력
상 용 압 력 이 2 . 5 k P a 이 하	0.5 kPa 이상
상 용 압 력 이 4 0 k P a 일 경 우	5 kPa 이상
상용압력이 0.2MPa 이상인 경우	55 kPa 이상

표 2 긴급차단밸브(SSV) 상용암력별 Set Pressure

또 다른 정압소 내의 안전장치로 안전밸브(Safety valve)가 설치된다. 정압기의 이상으로 1차측 가스가 2차측에 유입되어 긴급차단밸브(SSV_1)가 작동한 후에도 계속 압력이 상승하거나, 1차 측의 안전장치인 SSV_1의 고장으로 계속 2차측으로 가스가 유입되어 압력이 SSV_1의 Set Pressure 이상으로 상승하는 것을 방지하기 위하여 이상압력 발생시 대기중으로 방출시키는 것이 안전밸브의 역할이다. 안전밸브는 가스의 압력이나 설계 유량에 따라 아래와 같은 기준에 따라 분출면적이 정해진다.

구 분		분 출 면 적
입구측 압력이 0.5MPa 이상		5 0 A 이 상
입구측 압력이 0.5MPa 이하		-
설 계 유 량	1,000Nm^3/h 이상	5 0 A 이 상
	1,000Nm^3/h 미만	2 5 A 이 상

표 3 안전밸브의 분출면적 크기

안전밸브는 정압기 출구의 가스 압력이 비정상적으로 상승할 경우 긴급차단장치(SSV_1)가 작동하고 안전밸브가 작동하도록 압력을 설정한다. 상용압력이 2.5kPa 이하인 경우에는 4kPa로 작동압력을 설정하고, 상용압력이 2.5kPa을 초과하는 경우에는 사용압력의 1.4배 이하로 설정한다. 안전밸브는 스프링으로 압력을 감지하여 작동하는 것으로 스프링 고착화현상 등을 방지하기 위해서 안전장치의 작동시험은 1년에 2회

이상으로 주기 점검을 실시해야 한다. 정압소의 안전 뿐만 아니라 이상 상황을 해결하기 위한 안전밸브가 작동하여 가스가 외부로 방출될 때 또한 위험성이 있으므로 Vent Stack으로부터 방출되는 가스가 점화될 위험은 없는지, 기존에 있는 건물이나 추후에 예상되는 건물과의 이격거리는 확보되었는지, 지나친 소음이 발생하지는 않는지 여부 등을 고려하여 설치해야한다. 안전밸브를 설치할 시에는 지면으로부터 5m 이상의 높이를 유지해야하나, 전기 시설물과의 접촉 등으로 사고우려가 있는 경우에는 3m이상의 높이를 유지할 수 있다. 출구측 vent 연결 배관은 수직으로 설치하며 water cap과 같은 것으로 마감처리한다. 작동시 가스가 수직으로 방출되는데 방해가 되지않고 관경이 50A 이상일 경우에는 새들의 침입 방지를 위한 금속망을 설치한다. 방출구를 확실하게 고정하여 안전밸브 작동시 응력이 가해지지 않도록 해야한다.

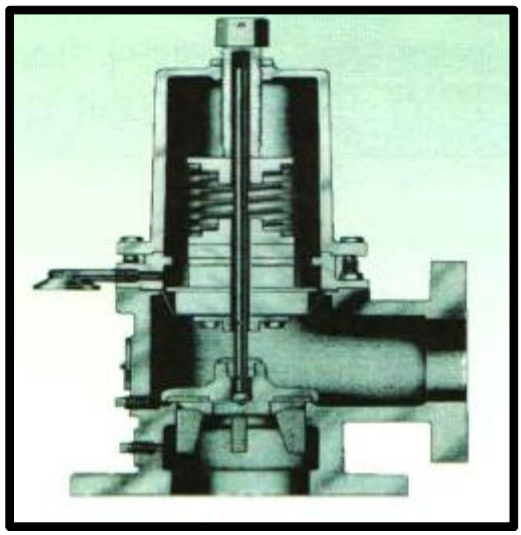


그림 4 안전밸브의 구조

2. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 제작

2.1 시나리오 확장을 위한 지역정압소 데이터 분석

지역 정압소 내에서 다양한 원인에 의해 연간 많은 운전 이상상태가 발생한다. 메인 밸브 및 예비라인의 밸브에 이물질이 끼거나 가스 중 수분이 동결되어 라인을 막는 현상이나 O-ring 및 Seal의 손상으로 인하여 2차측의 압력이 상승하는 경우가 있다. 또 파일럿 밸브가 밀리거나 바이패스 밸브가 있는 경우에는 바이패스 밸브가 밀리는 경우에도 2차측의 압력이 상승하는 이상상황이 발생가능하다. 뿐만 아니라 배관의 온도의 영향으로 인하여 압력이 상승하는 경우가 있을 수 있다. 이러한 다양한 원인으로 인하여 2차측 압력이 상승하는 사고상황이 발생할 경우에 다양한 사고 시나리오가 가능하다.

시나리오의 선정에 있어서 현실성있는 시나리오를 만들어 교육의 효과를 극대화하기 위하여 실제 사고 이력 데이터를 기반으로 발생 빈도가 높은 현상들을 기반으로 시나리오를 제작하였다.

기존에 3가지 시나리오는 정압소의 안전장치의 작동 원리에 따라 크게 대표될 만한 케이스를 정하여 시뮬레이션을 진행하였다. 시나리오의 진행 과정은 아래 그림과 같다.

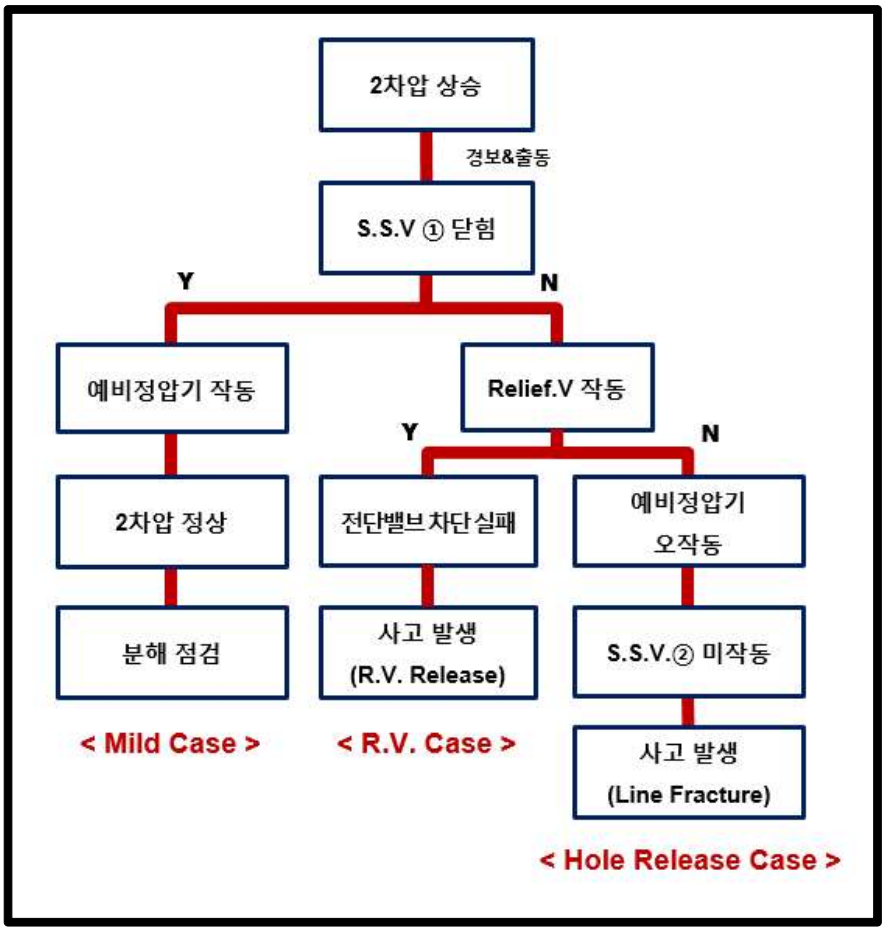


그림 5 시나리오 트리(확장 전)

2차압이 상승한 이후에 안전장치인 SSV_1과 안전밸브(Relief Valve)의 작동 유무에 따라 3가지 시나리오로 나뉘어진다. 먼저 'Mild Case'의 시나리오는 SSV_1이 설정압력에서 제대로 작동한 경우에 예비라인의 예비정압기가 정상 작동하여 상승한 2차압이 예비 정압기의 설정압력으로 정상적으로 유지되고 공급이 정상화 된 경우이다. 정상 공급이 되면 문제가 발생한 메인라인을 점검하고 차단된 SSV1을 다시 연 후에 주정압기로 라인을 변경하여 원상 복귀 시킨다. 다음으로 'Relief Valve Release Case'는 SSV_1이 이상으로 인하여 닫히지 않고 2차압이 지속적으로 상승하여 안전밸브의 설정압력에 도달한 경우이다. 이때 안전밸브가 정상적으로 작동하여 대기로 압력을 해소하고 잠시 압력 상승이 지연되다가 2차압이 비정상적으로 계속 상승함에도 불구하고 라인의 전단밸브를 차단하지 못하는 경우에 안전밸브의 분출유량을 초과하여 유량이 흐르게 된다. 이렇게 안전밸브를 통해서 일정시간 많은

양의 도시가스가 대기 중으로 방출되는 상황을 하나의 사고 시나리오로 정하였다. 마지막으로 'Relief Valve Case'와 동일하게 SSV_1이 작동하지 않은 상황에서 2차압이 안전밸브의 설정압력에 도달했음에도 안전밸브의 고장으로 인하여 정상 작동하지 않을 경우에 압력이 계속 증가한 경우이다. 이 경우에 정압기 후단의 저압배관(약 2.5 kPa)의 경우에 전단의 고압을 견디지 못하여 Flange와 같은 기계적 강도가 약한 부분에서 파열이 일어나 정압기 시스템에서 누출이 일어난 경우를 가정하고 Hole을 만들어 누출되는 'Hole Release Case (Worst Case)'를 가정하였다. 이렇게 작성된 시나리오는 지역정압소 시스템을 모사한 공정 시뮬레이터인 Aspen HYSYS v8.4를 이용하여 제작되었고, Event Scheduler를 이용하여 위와 같은 3가지 시나리오가 구현되도록 하였다.

실제 운전상의 이상 데이터들을 기반으로 실용적인 시나리오들을 선별적으로 제작하기 위하여 사고이력을 먼저 분석해 보았다. 아래는 실제 2년간 50개의 지역 정압소의 이벤트를 기록하여 이상 메시지와 각각의 발생 건수를 분석한 데이터이다.

행 레 이 블	발생건수	행 레이블	발 생 건 수
1차압력 이상	759	MOV4 full open	24
1차전위 이상	1938	RTU 열림	6106
2차압력 이상	2374	SSV 1 닫힘	223
2차전위 이상	828	SSV 2 닫힘	210
MOV1 alarm	9	SSV 3 닫힘	3
MOV1 full close	24	SSV 4 닫힘	3
MOV1 full open	124	SSVA 닫힘	663
MOV2 alarm	5	SSVB 닫힘	664
MOV2 full close	4	SSVC 닫힘	4
MOV2 full open	32	SSVD 닫힘	4
MOV3 alarm	6	가스 누설	1036
MOV3 full close	3	출입문 열림	19206
MOV3 full open	20	통신 이상	1707
MOV4 alarm	7	정전 발생	1123
MOV4 full close	6	**총합계**	**37115**

표 4 전북 도시가스 정압소 사고 통계 (2012~2014)

행 레 이 블	발생건수	행 레이블	발 생 건 수
1차압경보	49	MOV3 이상	3
2차압력경보	1092	MOV3 작동	3
Digital alarm	9	ON	56
가스누설	690	SSV1 밸브닫힘	991
MOV1 완전차단	10	SSV2 밸브닫힘	811
MOV1 이상	19	SSV3 밸브닫힘	15
MOV1 작동	21	문닫힘	2
MOV2 완전차단	2	문열림	13377
MOV2 이상	7	정전이상	697
MOV2 작동	4	통신모드(3G)	1
MOV3 완전차단	2	통신모드(3G)경보	2
통신모드(3G)전환	152	**총합계**	**18958**

표 5 군산 도시가스 정압소 사고 통계 (2013~2014)

2.2 사고 이력을 기반으로한 시나리오 확장

실제 운전 데이터를 기반으로 볼 때 2차 압력이 상승하는 경우는 상당한 빈도를 차지하며, 이와 동시에 SSV_1, SSV_2가 작동되는 경우가 상당한 빈도수로 나타난다는 것을 확인할 수 있다. 또한 원인까지는 분석되지 않았지만 여러 원인에 의한 가스 누설 사고 또한 실제 사고 사례의 높은 비중을 차지하는 것을 알 수 있다. 이를 기반으로 사고 발생 시나리오를 확장하면 아래와 같이 10가지 Case로 확장 할 수 있다.

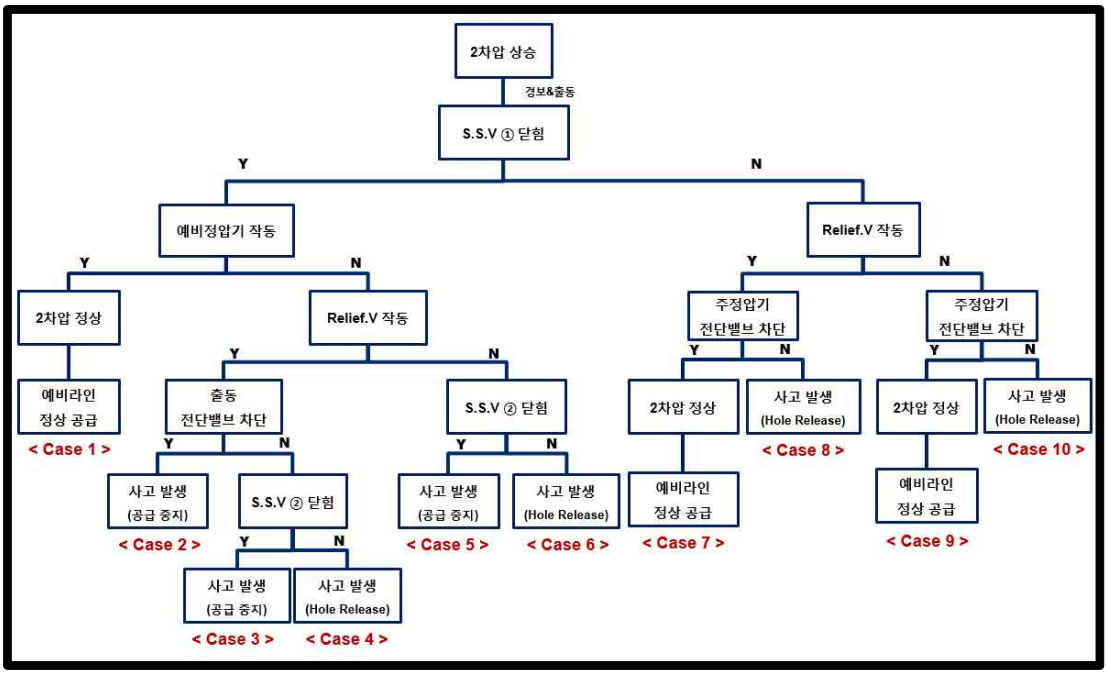


그림 6 확장된 시나리오 트리

그림 6의 확장된 시나리오 트리는 크게 SSV_1, SSV_2, 안전밸브(Relief Valve), 정압기 전단 밸브 및 압력 상승폭을 기준으로 위와 같이 여러 가지 시나리오로 나뉠 수 있다. 위의 10가지 시나리오는 결과에 따라 공급이 중지되어 사고로 분류된 것과 외부로 가스가 누출되는 사고로 연결되는 심각한 경우, 예비라인이 정상적으로 작동하여 공급을 대체하는 경우로 크게 분류하여 볼 수 있다. 위와 같은 시나리오를 구현할 시뮬레이션 모델은 아래 그림과 같다.

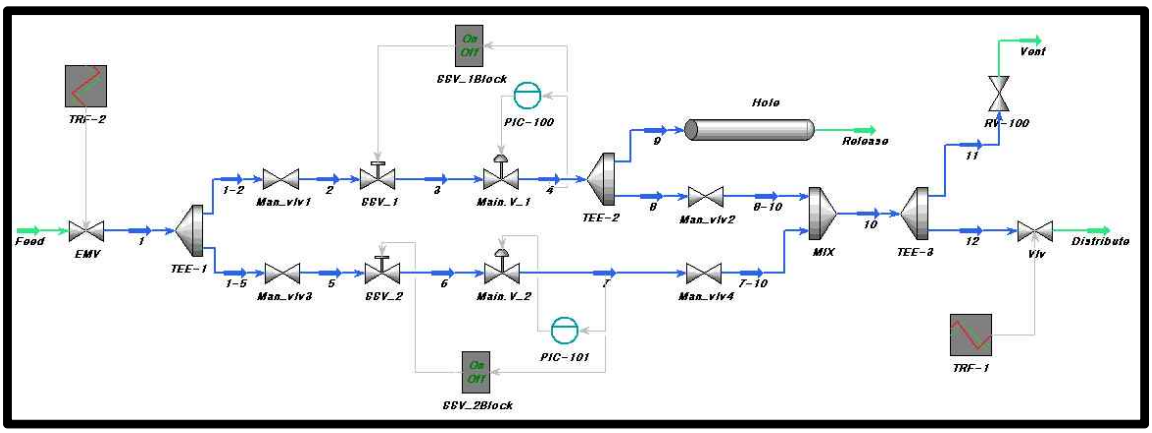


그림 7 시뮬레이션 모델

	Scenario #1					
E	PIC Off		Pressure Rise		Main V2 Open	
C	Logically Always	→	Pressure Stabilized	→	Elapsed 10min	→
A	PIC-100 Mode off		VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On	
E	Valve OP Change		PIC-101 Auto		Stop	
C	Elapsed 10sec	→	Elapsed 30sec	→	Pressure Stabilized	●
A	PIC-101 OP manually change		PIC-101 Mode change to Auto		Stop Integrator	
	Scenario #2					
E	PIC Off		Pressure Rise		Main V2 Open	
C	Logically Always	→	Pressure Stabilized	→	Elapsed 10min	→
A	PIC-100 Mode off		VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On	
E	Valve OP Change		PIC-101 Auto		PIC-101 off	
C	Elapsed 10sec	→	Elapsed 10sec	→	Pressure Stabilized	→
A	PIC-101 OP manually change		PIC-101 Mode change to Auto		PIC-101 Mode off	
E	Pressure Rise		R.V. On		Man-vlv Shut	
C	PIC-101 Mode off	→	Non-zero Vent Flow	→	Man-vlv3 Shut	→
A	Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On		-		-	
E	Stop					
C	Elapsed 5min	●				
A	Stop Integrator					
	(* E : Event Name, C : Condition, A : Action List)					

표 6 확장 사고 시나리오 Event Schedule

Scenario #3

E	PIC Off	→	Pressure Rise	→	Main V2 Open	→
C	Logically Always		Pressure Stabilized		Elapsed 10min	
A	PIC-100 Mode off		VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On	
E	Valve OP Change	→	PIC-101 Auto	→	PIC-101 off	→
C	Elapsed 10sec		Elapsed 10sec		Pressure Stabilized	
A	PIC-101 OP manually change		PIC-101 Mode change to Auto		PIC-101 Mode off	
E	Pressure Rise	→	R.V. On	→	Man-vlv Shut Fail	→
C	PIC-101 Mode off		Non-zero Vent Flow		SSV2 On	
A	Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On		-		-	
E	Stop	●				
C	Elapsed 5min					
A	Stop Integrator					

Scenario #4

E	PIC Off	→	Pressure Rise	→	Main V2 Open	→
C	Logically Always		Pressure Stabilized		Elapsed 10min	
A	PIC-100 Mode off		VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On	
E	Valve OP Change	→	PIC-101 Auto	→	PIC-101 off	→
C	Elapsed 10sec		Elapsed 10sec		Pressure Stabilized	
A	PIC-101 OP manually change		PIC-101 Mode change to Auto		PIC-101 Mode off	
E	Pressure Rise	→	R.V. On	→	Hole Release	→
C	PIC-101 Mode off		Non-zero Vent Flow		Large Vent rate	
A	Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On		SSV2 Fial Condition		-	
E	Supply Block	→	Stop	●		
C	Immediately		Elapsed 5min			
A	Ramp(TRF-2) on		Stop Integrator			

(* E : Event Name, C : Condition, A : Action List)

Scenario #5

E	PIC Off		Pressure Rise		Main V2 Open	
C	Logically Always	→	Pressure Stabilized	→	SSV1 Block	→
A	PIC-100 Mode off		VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On	
E	Valve OP Change		PIC-101 Auto		PIC-101 off	
C	Elapsed 10sec	→	Elapsed 10sec	→	Pressure Stabilized	→
A	PIC-101 OP manually change		PIC-101 Mode change to Auto		PIC-101 Mode off	
E	R.V.&SSV2 Fail		Pressure Rise		SSV2 On & Stop	
C	PIC-101 Mode off	→	R.V. Fail	→	SSV2 Block	●
A	R.V. Set Pressure Change		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On		Stop Integrator	

Scenario #6

E	PIC Off		Pressure Rise		Main V2 Open	
C	Logically Always	→	Pressure Stabilized	→	SSV1 Block	→
A	PIC-100 Mode off		VLV 'Cv' Ramp On		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On	
E	Valve OP Change		PIC-101 Auto		PIC-101 off	
C	Elapsed 10sec	→	Elapsed 10sec	→	Pressure Stabilized	→
A	PIC-101 OP manually change		PIC-101 Mode change to Auto		PIC-101 Mode off	
E	R.V.&SSV2 Fail		Pressure Rise		Hole Release	
C	PIC-101 Mode off	→	R.V. Fail	→	High Pressure	→
A	R.V. Set Pressure Change & SSV2 off		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On		Hole Open (OP Change to 100)	
E	Supply Block		Stop			
C	Elapsed 5min	→	Elapsed 5min	●		
A	Ramp(TRF-2) on		Stop Integrator			

(* E : Event Name, C : Condition, A : Action List)

Scenario #7

E	SSV1 Fail		PIC Off		Pressure Rise	
C	Logically Always	→	Logically Always	→	Pressure Stabilized	→
A	SSV1 Mode off		PIC-100 Mode off		VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On	
E	Wait Relief		Man_vlv shut		MainV2 Open	
C	Non-zero Vent rate	→	Man_vlv1 Closed	→	Pressure Stabilized	→
A	-		-		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On	
E	Valve OP Change		PIC-101 Auto		Stop	
C	Elapsed 10sec	→	Elapsed 10sec	→	Pressure Stabilized	●
A	PIC-101 OP manually change		PIC-101 Mode change to Auto		Stop Integrator	

Scenario #8

E	SSV1 Fail		PIC Off		Pressure Rise	
C	Logically Always	→	Logically Always	→	Pressure Stabilized	→
A	SSV1 Mode off		PIC-100 Mode off		VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On	
E	Hole Release		Supply Block		Stop	
C	Large Vent rate for 5min	→	Immediately	→	Elapsed 5min	●
A	-		Ramp(TRF-2) on		Stop Integrator	

(* E : Event Name, C : Condition, A : Action List)

Scenario #9

E	SSV1 Fail		R.V. Fail		PIC Off	
C	Logically Always	→	Logically Always	→	Logically Always	→
A	SSV1 Mode off		R.V. Fail Condition		PIC-100 Mode off	
E	Pressure Rise		MainV2 Open		Valve OP Change	
C	Pressure Stabilized	→	Man_vlv1 Closed	→	Elapsed 10sec	→
A	VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On		PIC-101 OP manually change	
E	PIC-101 Auto		Stop			
C	Elapsed 10sec	→	Elapsed 5min	●		
A	PIC-101 Mode change to Auto		Stop Integrator			

Scenario #10

E	SSV1 Fail		R.V. Fail		PIC Off	
C	Logically Always	→	Logically Always	→	Logically Always	→
A	SSV1 Mode off		R.V. Fail Condition		PIC-100 Mode off	
E	SSV2 Fail		Pressure Rise		Hole Release	
C	Logically Always	→	Pressure Stabilized	→	High Pressure	→
A	SSV2 Mode off		VLV 'Cv' Ramp(TRF-1) On		Hole Open (OP Change to 100)	
E	Supply Block		SSV2 On & Stop			
C	Elapsed 5min	→	SSV2 Block	●		
A	Ramp(TRF-2) on		Stop Integrator			

(* E : Event Name, C : Condition, A : Action List)

3. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 결과 및 분석

3.1 시나리오별 시뮬레이션 결과

① Scenario #1

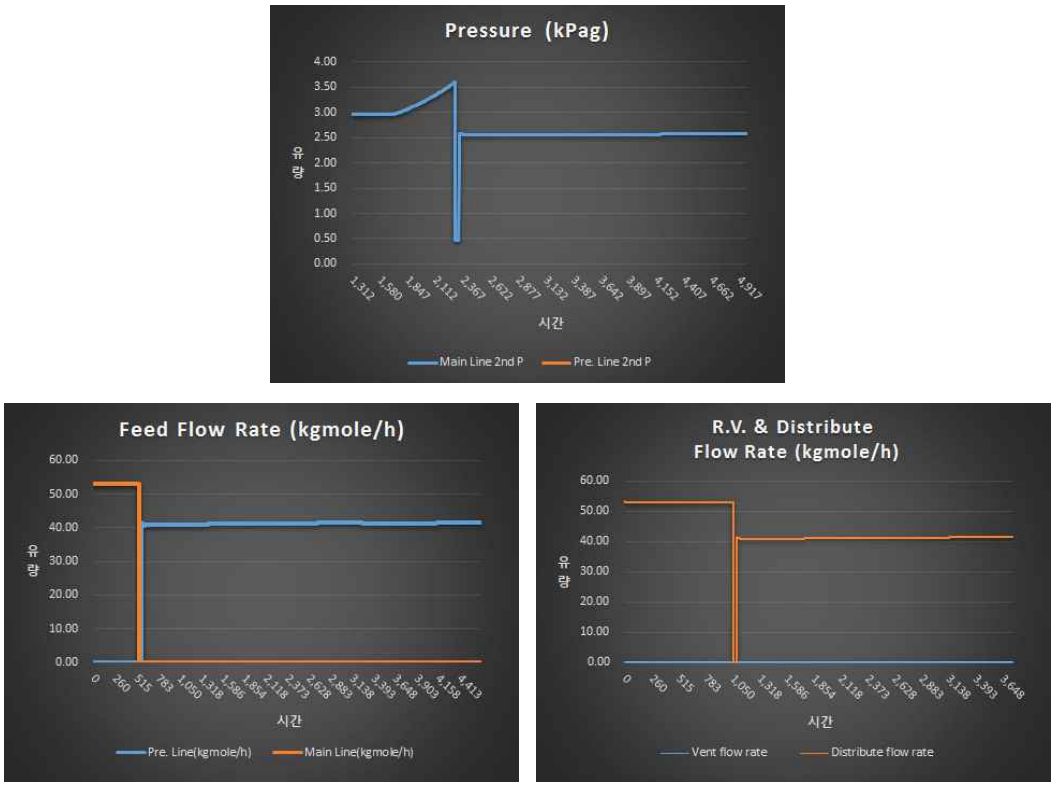


그림 8 시뮬레이션 결과 (Scenario #1)

② Scenario #2

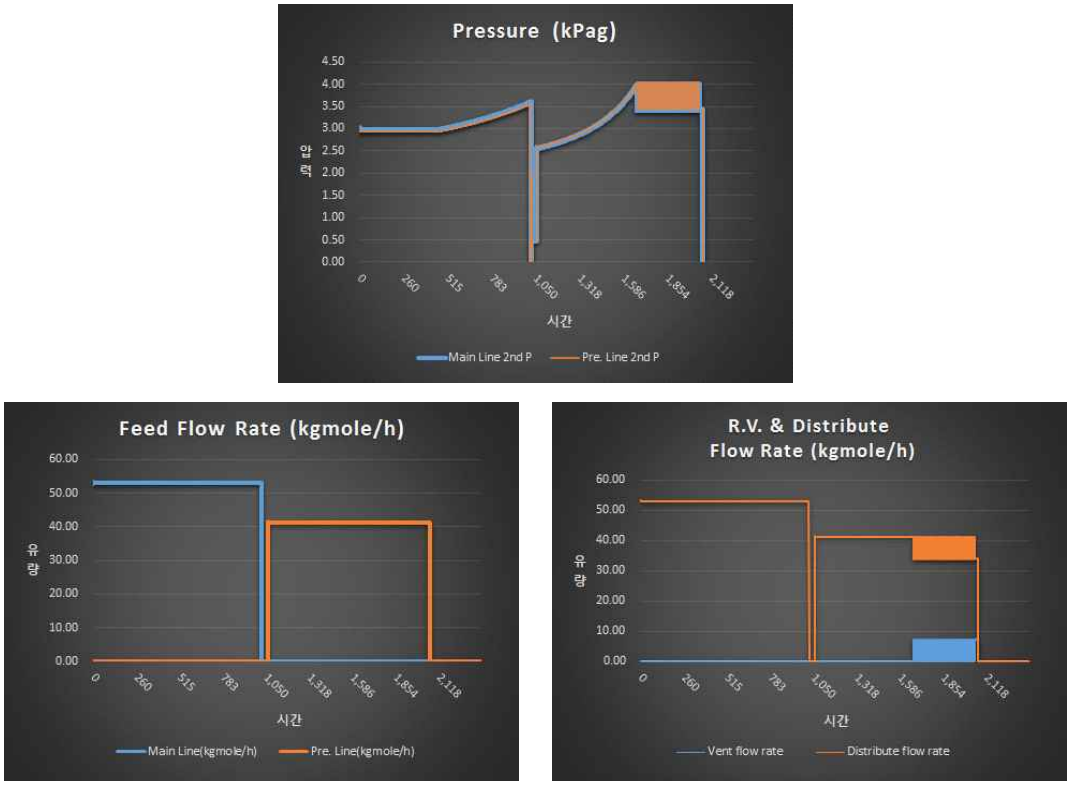


그림 9 시뮬레이션 결과 (Scenario #2)

③ Scenario #3

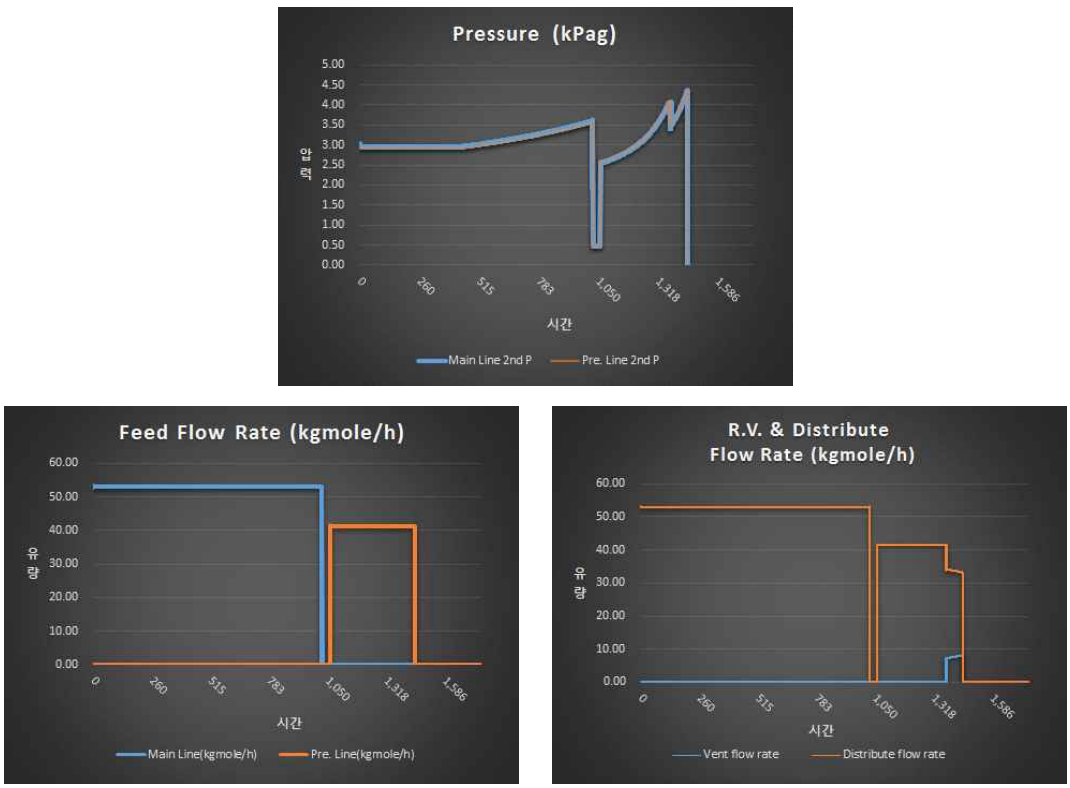
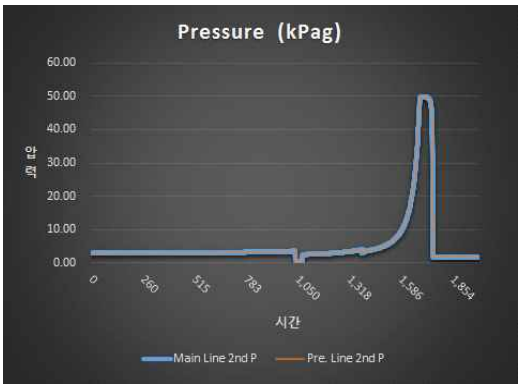
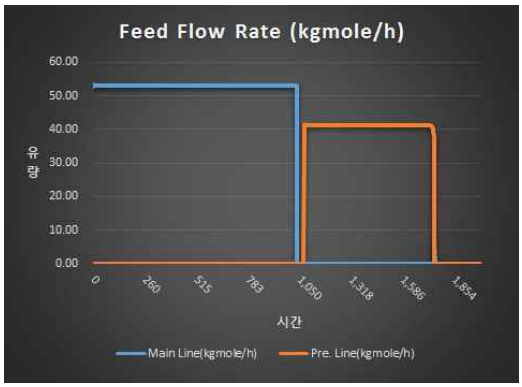


그림 10 시뮬레이션 결과 (Scenario #3)

④ Scenario #4





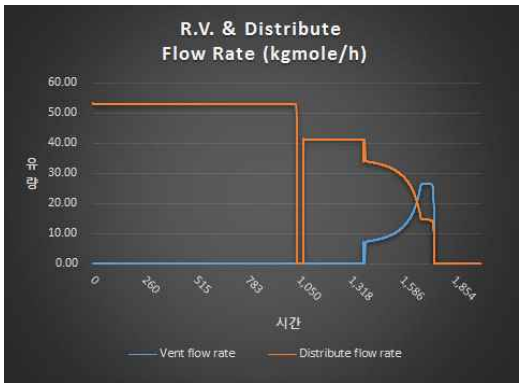
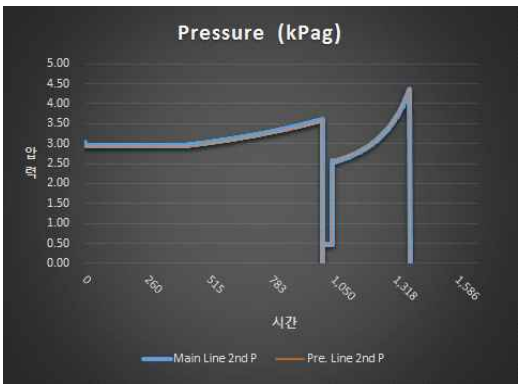
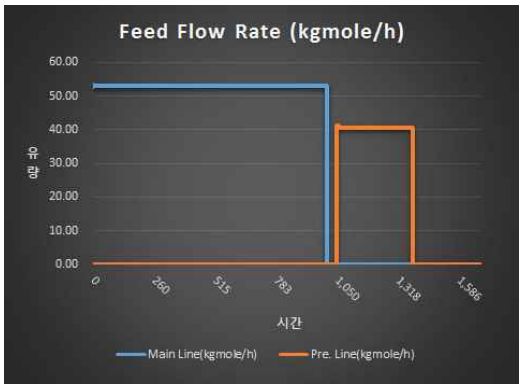


그림 11 시뮬레이션 결과 (Scenario #4)

⑤ Scenario #5





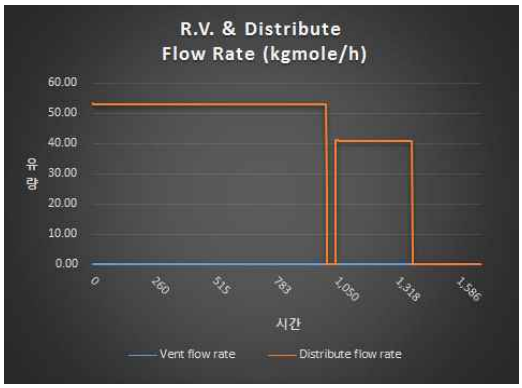


그림 12 시뮬레이션 결과 (Scenario #5)

⑥ Scenario #6

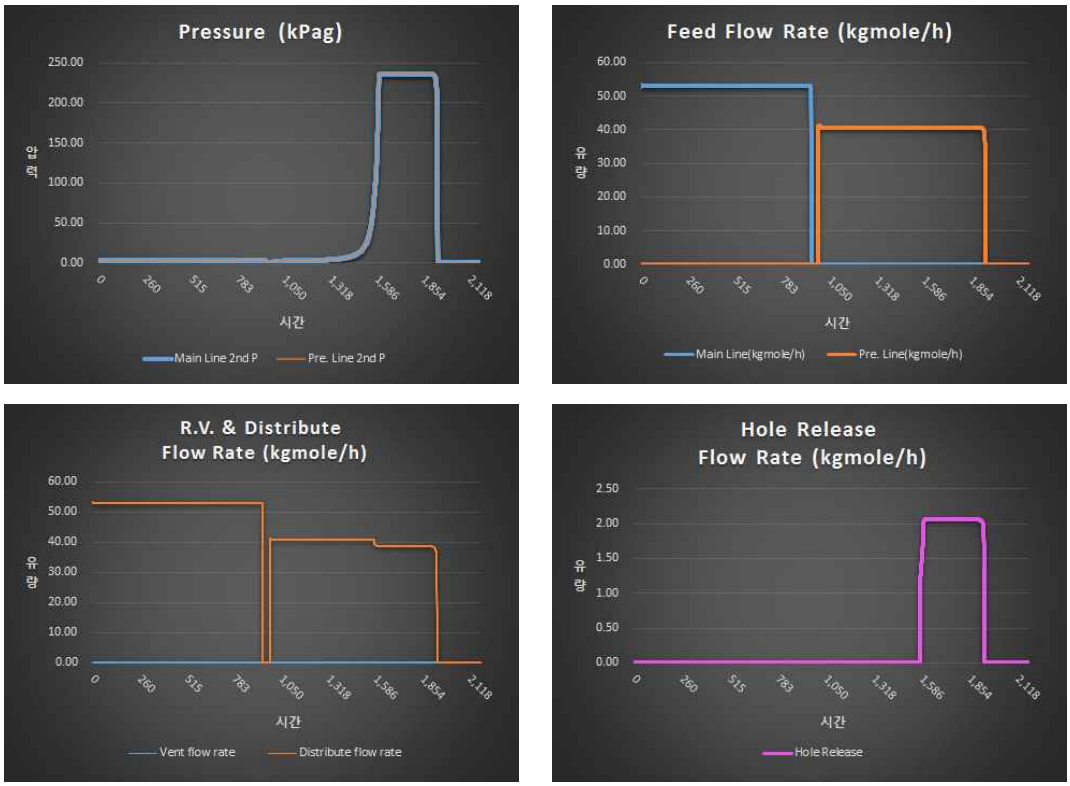
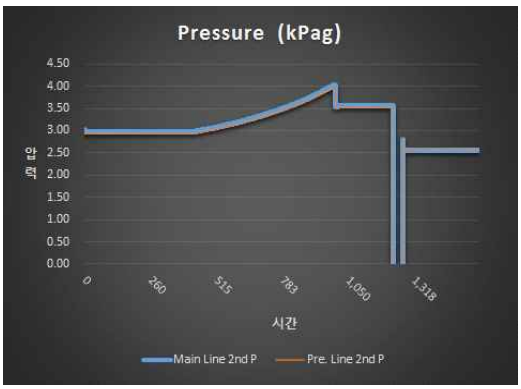


그림 13 시뮬레이션 결과 (Scenario #6)

⑦ Scenario #7



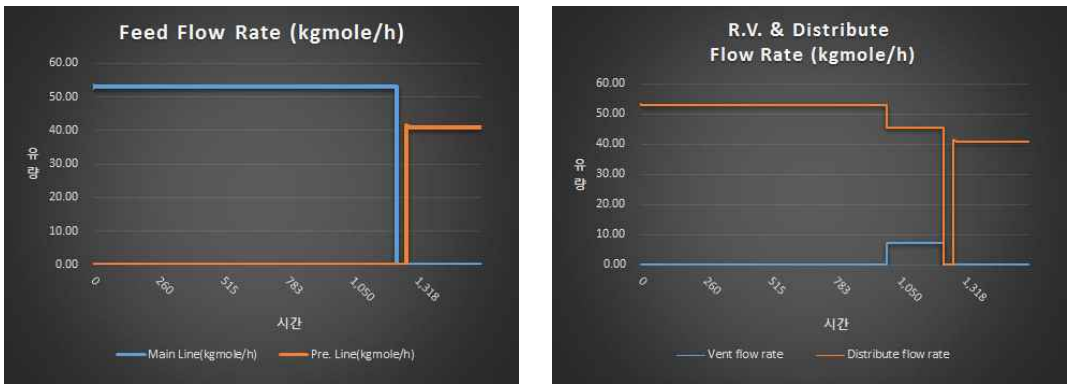
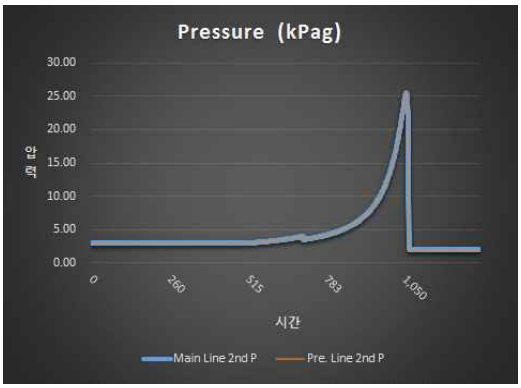
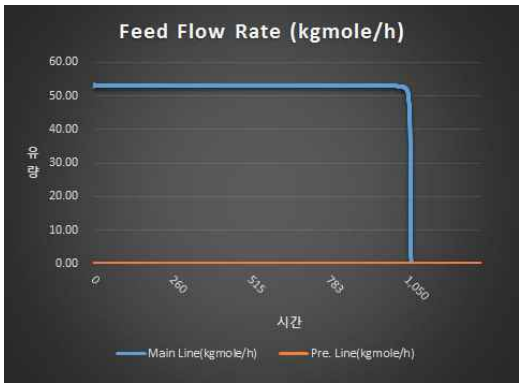


그림 14 시뮬레이션 결과 (Scenario #7)

⑧ Scenario #8





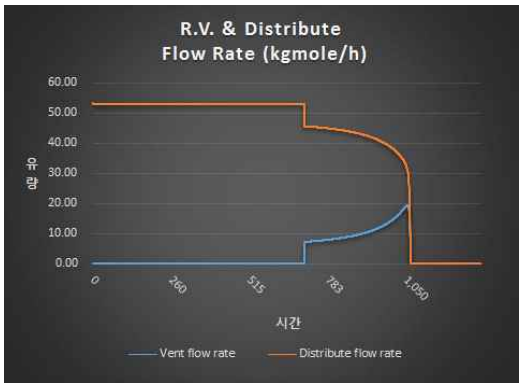
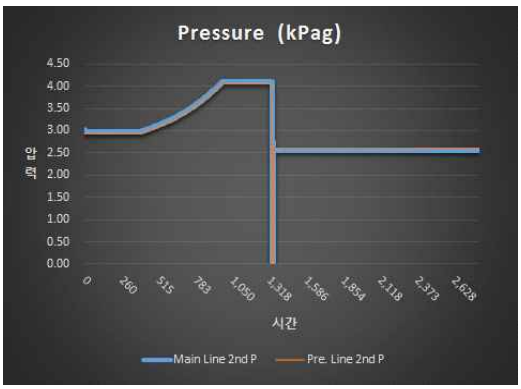
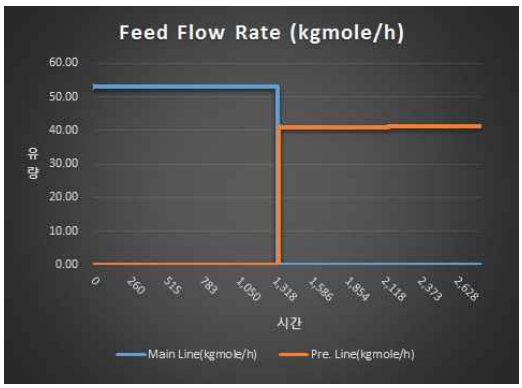


그림 15 시뮬레이션 결과 (Scenario #8)

⑨ Scenario #9





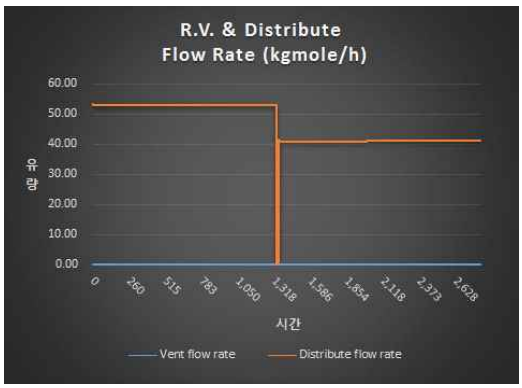


그림 16 시뮬레이션 결과 (Scenario #9)

⑩ Scenario #10

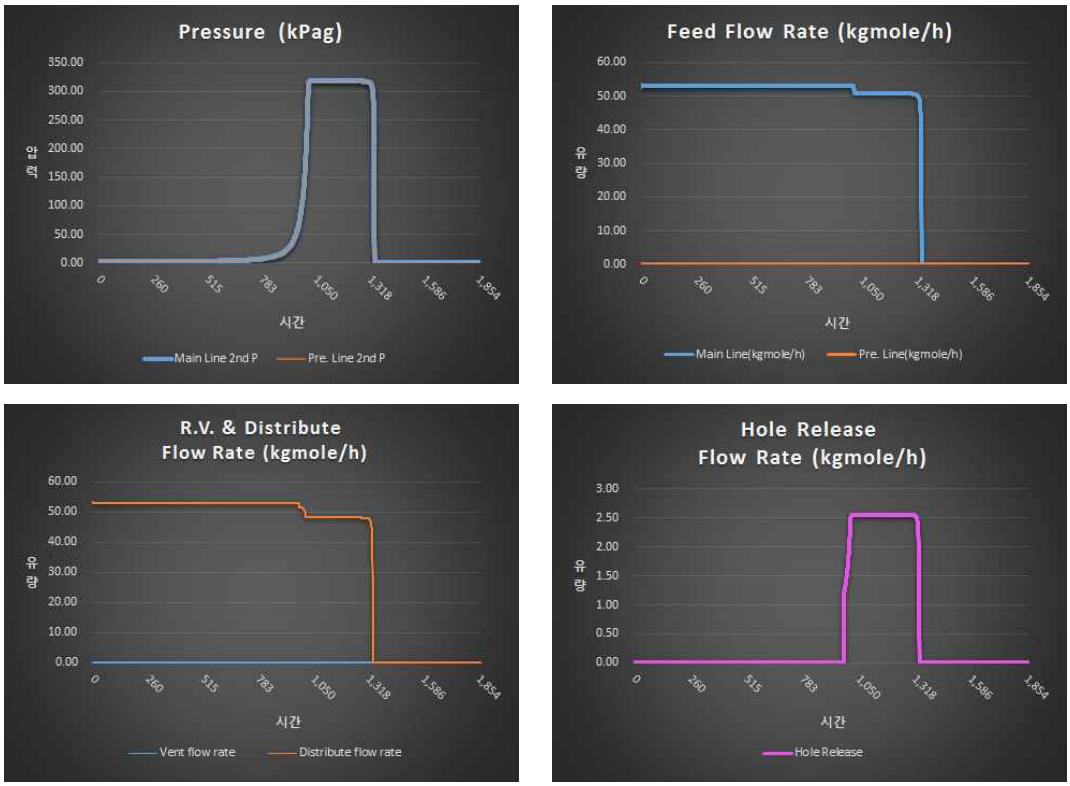


그림 17 시뮬레이션 결과 (Scenario #10)

3.2 시나리오별 시뮬레이션 결과 분석

① Scenario #1

첫 번째 시나리오의 Event Tree상의 개요는 다음과 같다. 가장 먼저 전체 시나리오에서 공통 적용되는 사항으로 각 시나리오의 Event tree상에서 첫 번째 단계로 PIC-100을 Off로 변경하는 것은 Controller가 Valve Opening을 조절하여 압력을 Set Point로 유지하는 것을 막고 압력이 상승하는 것을 모사하기 위함이다. 다음으로 최 후단의 밸브인 VLV의 Cv를 조절하여 2차압이 상승함에 따라 SSV1의 설정압력(Set Pressure)를 초과하여 SSV1이 정상 작동하면, 흐름이 차단되어 2차압이 정상범위 아래까지 떨어지게 되면 예비라인의 정압기(MainV2)가 자동으로 가동되어 예비라인이 작동하게 된다. 이 과정에서 후단의 압력을 다시 정상범위로 맞춰주기 위해서 VLV의 Cv를 원상복귀하는 3번째 Event와 MainV2가 신속하게 정상범위의 OP로 위치하도록 하는 4번째 Event가 실행된다. 그 후에는 PIC-101을 Auto Mode로 변경하여 Set Pressure를 맞추도록 Valve OP를 조정한 후에 시나리오를 종료하게 된다.

그 결과로 그림 8에서와 같이 '압력'이 상승하다가 예비라인으로 넘어가는 과정을 거쳐서 다시 정상적으로 정압이 되는 것을 확인할 수 있다. '공급유량'은 차단 이후에 메인라인에서 예비라인으로 전환되고, 예비라인의 Set Pressure가 낮아짐에 따라서 유량 또한 약간 감소하는 것을 확인할 수 있다.

② Scenario #2

두 번째 시나리오는 첫 번째와 동일하게 PIC-100을 끄고 2차압을 상승시킨 후에 예비라인으로 전환이 된다. 하지만 그 이후에 여전히 압력이 상승하는 조건일 경우를 가정하여 2차압이 다시 상승하게되고, 안전밸브(Relief valve)의 설정압력을 초과하여 Vent Flow가 발생하게 된다. 설정압력인 4.0 kPag에서 Seating Pressure인 3.5 kPag를 반복하다가 훈련자(출동 안전원)에 의하여 예비라인의 전단 밸브가 차단되면 시나리오를 종료하게 된다.

그 결과로 그림 9에서와 같이 압력은 두 차례 상승과 안전밸브의

작동으로 인한 진동구간을 보인 이후에 가스 공급을 차단함에 따라서 감소하는 결과를 보이게 된다. 또한 Vent Flow가 발생함에 따라서 Distribute Flow의 유량이 감소하는 것도 확인할 수 있다. 이와 같은 상황은 공급측의 유량이 불안정해지게 되며, 정압기 외부의 대기 중으로 도시가스가 방출되는 사고로 해석해 볼 수 있다.

③ Scenario #3

세 번째 시나리오는 두 번재 시나리오와 동일하게 예비라인으로 전환된 이후에도 압력이 상승하여 안전밸브가 작동하나 훈련원에 의하여 예비라인의 전단밸브가 차단되지 못하고 압력이 계속 상승하여 SSV2의 설정압력에 도달하게 되는 시나리오이다. 이때 SSV2가 정상 작동하여 4.4 kPag에서 차단되어 공급이 중단된다.

그 결과 압력은 두 번째 시나리오와 비슷한 개형을 보이며 마지막에 안전밸브의 설정압력에서부터 SSV2 설정압력에 도달할 때까지 압력이 조금 더 상승하는 차이를 보인다. 안전밸브가 있음에도 그 이상으로 압력이 상승하는 것은 안전밸브의 허용용량을 초과하여 정상 작동하지 못하는 것을 의미한다.

④ Scenario #4

네 번째 시나리오는 세 번째와 동일하게 예비라인으로 전환된 후 2차압이 계속 상승하고, 안전밸브가 작동하나 허용 압력을 초과하여 SSV2의 설정압력에 도달하게 되는 시나리오이다. 이 때 네 번재 시나리오는 SSV2 고장으로 인하여 Vent 유량이 지나치게 커지는 시나리오이다. 이를 모사하기 위하여 8번째 Event에서 SSV2를 Off Mode로 전환하여 작동되지 않도록 하였다.

그 결과 Vent Flow의 유량이 허용범위를 초과하여 증가하고, 이에 따라서 Distribute Flow의 유량이 감소하는 것을 확인할 수 있다. 이 경우에 공급측의 유량이 심각하게 감소함에 따라 발생하는 문제와 안전밸브를 통하여 정압소 외부로 방출되는 다량의 가스로 인한 사고가 동시에 발생할 수 있다.

⑤ Scenario #5

다섯 번째 시나리오는 압력이 상승함에 따라서 예비라인으로 정상 전환된 이후에 다시 압력이 상승하는 경우에 안전밸브의 이상으로 작동하지 못하는 경우의 시나리오이다. 이 경우에 안전밸브를 통하여 상승한 압력이 해소되지 못하고 계속 상승하여 SSV2의 설정압력에 도달하게 되어 SSV2의 차단으로 공급이 중단되고 시나리오가 종료되게 된다. 이를 모사하기 위하여 7번째 Event에서 안전밸브의 Set Pressure를 가능 압력범위 이상으로 조정한 뒤 8번째 Event에서 압력을 증가시켜준다.

그 결과 그림 12에서와 같이 예비라인 전환 이후에 압력이 SSV2의 설정압력까지 상승한 이후에 차단에 의해 압력이 해소되는 것을 확인할 수 있고, 안전밸브를 통한 Vent Flow의 유량은 없어진 것으로 시나리오가 잘 구현된 것을 확인할 수 있다.

⑥ Scenario #6

여섯 번째 시나리오는 다섯 번째 시나리오와 동일하게 진행되나 마지막 단계에서 안전밸브와 함께 SSV2의 고장이 동반 발생하여 압력이 저압배관의 허용압력을 초과함에 따라 2차측 배관의 임의의 구간에서 Hole이 발생하여 가스가 누출되는 시나리오이다. 이를 구현하기 위하여 7번째 Event에서 안전밸브와 SSV2를 동시에 작동하지 않도록 설정하고 9번째 Event에서 High Pressure의 조건이 반족되면 닫혀있던 Hole의 Opening을 조정하여 누출이 발생되도록 하였다. 그 이후 안전원에의하여 전단의 공급 밸브인 EMV가 차단되면 시나리오가 종료된다.

그 결과 그림 13에서와 같이 압력이 예비라인 전환 이후에 급격하게 증가하여 236 kPag에 도달하고 이 압력이 유지되다가 EMV가 차단됨에 따라 압력이 감소하는 것을 확인할 수 있다. 설정한 High Pressure 이후에 Hole이 개방되어 Hole Release Flow의 유량이 발생하는 것도 확인할 수 있다. Hole Release 유량이 발생함에 따라서 동시에 해당 유량만큼 Distribute Flow의 유량이 감소하는 것도 확인할 수 있다.

⑦ Scenario #7

일곱 번째 시나리오는 Scenario #1~6과 다르게 SSV1이 작동하지 않은 시나리오이다. 따라서 처음 시나리오가 시작되자마자 PIC-100과 동시에 SSV1의 Mode를 Off로 변경하여 작동하지 않도록 설정한다. 따라서 2차압이 상승하여도 SSV1이 작동하지 않고 예비라인으로 전환되지 않는다. 2차압이 안전밸브의 설정압력까지 상승하여 안전밸브가 작동하고 훈련원(출동 안전원)이 메인라인의 전단 밸브(Man_vlv1)를 차단하므로 압력이 감소하게 된다. 감소된 압력이 예비라인의 정압기(MainV2)를 작동시켜 예비라인으로 공급이 재개되고 압력이 안정화된 이후에 시나리오가 종료된다.

그림 14에서 압력이 지속적으로 상승하여 안전밸브의 설정압력에 도달한 이후에 Vent Flow가 발생함에 따라 상승한 압력이 일부 해소되었다가 훈련원에 의하여 전단 밸브가 차단되게 되면 압력이 감소하고, 예비라인이 가동됨에 따라 다시 정상범위를 회복되어 유지되는 것을 확인할 수 있다. 또한 Vent Flow가 발생함에 따라서 Distribute Flow의 유량이 감소했다가 예비라인이 가동됨에 따라 일정 유량을 유지하는 것을 확인할 수 있다.

⑧ Scenario #8

여덟 번째 시나리오는 일곱 번째와 동일하게 진행되나 훈련원이 제한된 시간 내에 전단 밸브를 차단하는데 실패하고 2차압이 계속 상승하여 안전밸브를 통해 다량의 가스가 누출되는 시나리오이다. 메인라인의 전단밸브(Man_vlv1)를 차단하지 못하고 누출이 지속되다가 전단의 공급 밸브인 EMV를 차단하여 공급을 중단시킨다.

그림 15와 같이 2차압이 안전밸브의 설정압력 이상으로 상승하고, 이에 따라 Vent Flow의 유량이 증가하고 Distribute Flow의 유량이 감소하는 것도 확인할 수 있다. EMV가 차단됨에 따라 압력과 전체 유량 모두 감소되고 시나리오가 종료되는 것을 확인할 수 있다.

⑨ Scenario #9

아홉 번째 시나리오는 SSV1과 안전밸브가 모두 작동하지 않고 2차압이 상승하여 고압을 유지하다가 훈련원(출동 안전원)에 의하여 주 정압기의 전단밸브(Man_vlv1)가 차단되고, 감소된 압력으로 예비라인이 가동되어 압력과 공급이 정상범위를 회복하는 시나리오이다. 이를 구현하기 위하여 5번째 Event에서 Man_vlv1의 Opening이 0(%)가 되는 조건을 만족할 시에 다음 단계로 넘어가서 예비라인이 가동되고 최종적으로 시나리오가 종료된다.

그림 16에서 확인할 수 있듯이 압력이 상승한 이후에 주 정압기 전단밸브가 차단된 이후에 예비라인이 가동되면서 압력이 예비 정압기의 설정압력이 되는 것을 확인할 수 있고, 유량 또한 예비라인으로 전환됨에 따라서 변화한 것을 확인할 수 있다.

⑩ Scenario #10

마지막 열 번째 시나리오는 아홉 번째와 비슷하게 SSV1과 안전밸브 모두 작동하지 않고 SSV2도 고장난 상황을 가정하여 압력이 SSV2의 설정압력 이상으로 상승하는 경우이다. 이전의 Hole Release의 경우와 마찬가지로 압력이 저압배관의 혀용압력을 크게 초과하게 되어 후단 배관의 임의의 위치에서 누출이 발생한 경우이다. 이를 모사하기 위하여 4번째 Event에서 SSV2를 Off Mode로 전환하고 6번째 Event에서 압력이 고압조건을 만족했을 시에 Hole의 Opening을 조정하여 가스 누출을 모사한다. 이후에 훈련원에 의하여 공급측 전단밸브(EMV)를 차단하여 공급을 중단하고 시나리오가 종료된다.

그림 17에서와 같이 압력이 약 300 kPag 이상으로 상승하여 Hole로 가스가 누출되고, 동시에 Distribute Flow의 유량이 감소하는 것을 확인할 수 있다.

4. 훈련 가이드라인 제시

본 연구에서 개발한 총 10가지의 상기 시나리오는 메인 라인에서 문제가 발생시 대기 중인 예비라인으로 전환하여 공급을 정상화하는 3가지의 사고 극복 시나리오와 전 라인을 모두 차단하여 공급이 중단되는 3가지 시나리오, Hole 및 안전밸브를 통하여 과도한 가스 누출이 발생하는 4가지 시나리오를 포함한 7가지 사고 발생 시나리오로 구성되어 있다. 이 시나리오를 기반으로 다음과 같은 훈련 가이드라인을 제시할 수 있다.

1) 임의의 훈련 시나리오 생성
- 훈련 시작시 10개의 시나리오 중 임의의 시나리오를 실행하고 2차압 상승에 따라 경보가 발생하면 훈련원이 출동하는 것으로 훈련을 시작한다.

2) 가스 누출 시나리오의 경우 최대 차단 허용 시간 설정
- 감독관이 임의로 2차압 상승폭과 상승 시간을 조절하여 가스 누출에 따른 전단밸브 차단 가능 시간을 각각 다르게 설정할 수 있다. 이를 통해서 훈련원이 더욱 신속하고 상황에 맞는 조치를 취할 수 있도록 반복 훈련할 수 있도록 한다.

3) 분해점검 및 라인 복구 행동요령 숙지
- 예비라인을 통해서 정상 전환되어 공급이 계속되는 시나리오나 안전밸브를 통한 가스 누출에 따라 공급을 차단한 경우 차단된 라인의 분해점검 절차와 원 상태 복구 시나리오를 이어서 훈련할 수 있도록 한다.

Ⅲ. 결 론

본 보고서를 통해서 사고 이력을 기반으로하여 발생 빈도가 높은 공정 이상들을 우선적으로 선별하여 다양한 사고 시나리오를 제작하고 그 모사 결과를 분석해 보았다. 이를 통해서 실제 사고 시나리오 발생 시에 공정이 어떤 결과를 나타낼 것인지 정량적으로 파악할 수 있었다. 총 10개의 상기 시나리오에는 3가지의 사고 극복 시나리오(예비라인 정상 공급)와 7가지 사고 발생 시나리오(공급중지 3, Hole Release 4)가 포함되어 있다. 발생 가능한 다양한 시나리오를 제작함으로써 훈련 교육 시스템의 자유도를 높여 훈련의 효율성 증대와 훈련자의 적극성을 향상시킬 수 있도록 하였다. 추가로 도시가스 정압소 공정 시뮬레이션 모델 자체에 대한 정확도는 아이시스텍의 별도의 보고서를 통해 검증을 진행하였다.

연구 성과 보고서

<table>
<tr><td>과제개요</td><td colspan="5"></td></tr>
<tr><td>사업명</td><td>플랜트 연구산업</td><td>국가중점과학기술코드</td><td colspan="3">050204</td></tr>
<tr><td>단위과제명</td><td colspan="5">통합 플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발</td></tr>
<tr><td>주관연구기관</td><td colspan="5">고등기술연구원</td></tr>
<tr><td rowspan="2">세부과제기관</td><td rowspan="2">㈜ 열린기술</td><td rowspan="2">세부과제
연구책임자</td><td>성명</td><td colspan="2">이주혁</td></tr>
<tr><td>소속</td><td colspan="2">㈜열린기술</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구연차</td><td colspan="4">연구기간</td><td rowspan="2">연구비(단위:천원)</td></tr>
<tr><td>시작년도</td><td>시작월</td><td>종료년도</td><td>종료월</td></tr>
<tr><td>1차년도</td><td>2014년</td><td>10월</td><td>2015년</td><td>4월</td><td>55,000</td></tr>
<tr><td>2차년도</td><td>2015년</td><td>5월</td><td>2016년</td><td>4월</td><td>115,000</td></tr>
<tr><td>3차년도</td><td>2016년</td><td>5월</td><td>2017년</td><td>4월</td><td>200,000</td></tr>
<tr><td>4차년도</td><td>2017년</td><td>5월</td><td>2018년</td><td>4월</td><td>200,000</td></tr>
<tr><td>5차년도</td><td>2018년</td><td>5월</td><td>2019년</td><td>4월</td><td>100,000</td></tr>
<tr><td colspan="6">연 구 성 과</td></tr>
<tr><td>내용</td><td colspan="3">연구사업계획서</td><td colspan="2">당해연도 연구성과</td></tr>
<tr><td>연구목적</td><td colspan="3">① 플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술을 개발하고자 함.
②기존의 플랜트 안전훈련은 데이터 부족과 공정/사고 간의 연계 미흡으로 미숙련 훈련원들에게 충분한 교육을 제공할 수 없으나, 플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술을 적용한 안전훈련 시스템은 실제 운전 환경과 유사한 훈련 시뮬레이션을 제공함으로서 운전 안전성 향상에 기여할 수 있음.</td><td colspan="2" rowspan="2">-공정/사고 시뮬레이션 모듈 기반 연구
①공정시뮬레이션 상용 소프트웨어 분석
②사고시뮬레이션 상용 소프트웨어 분석</td></tr>
<tr><td>연구내용</td><td colspan="3">통합 플랜트 안전 훈련 인터랙티브 시뮬레이션 기술 개발
- 안전 훈련 다중 협업 플랫폼 구축을 지원
- 공정 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발
- 통합 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 시스템 개발</td></tr>
<tr><td>주요성과유형</td><td colspan="5">○ 국내외 상용프로그램 선정
○ 상용프로그램의 구동방식과 시용자 환경 분석</td></tr>
</table>

○ 연구개발실적

1. 연구개발결과의 우수성 및 창의성

본 연구는 햅틱 플랜트 안전 훈련 시스템을 구축하기 위한, 통합 Interactive Simulation Technology를 개발하는 것을 목표로 한다. Interactive Simulation 기술은 기존에 서로 분리된 역할을 수행하던 공정 시뮬레이션과 사고 시뮬레이션을 연계하여, 공정에서 발생할 수 있는 여러 Trip에서부터 사고 발생 및 운전자 대응(조작)까지 통합적으로 시뮬레이션 하여 운전자에게 훈련 정보를 제공하게 된다. 이에 따라 훈련자(운전자)들은 공정의 작은 Fault에서부터 대형 사고가 발생하는 상황을 시뮬레이션 결과를 통해 미리 경험할 수 있으며, 실제 사고 발생 시 정확하고 효율적인 대응을 수행할 수 있게 된다.

2. 연구개발결과의 파급효과

본 연구는 햅틱 플랜트 안전 훈련 시스템을 구축하기 위한, 통합 Interactive Simulation Technology를 개발하는 것을 목표로 한다. Interactive Simulation 기술은 기존에 서로 분리된 역할을 수행하던 공정 시뮬레이션과 사고 시뮬레이션을 연계하여, 공정에서 발생할 수 있는 여러 Trip에서부터 사고 발생 및 운전자 대응(조작)까지 통합적으로 시뮬레이션 하여 운전자에게 훈련 정보를 제공하게 된다. 이에 따라 훈련자(운전자)들은 공정의 작은 Fault에서부터 대형 사고가 발생하는 상황을 시뮬레이션 결과를 통해 미리 경험할 수 있으며, 실제 사고 발생 시 정확하고 효율적인 대응을 수행할 수 있게 된다.

3. 연구개발결과에 대한 활용가능성

본 연구개발결과는 미숙련 운전자들의 훈련 시스템의 핵심 요인으로 활용될 수 있고, 이 외에도 동적 공정 시뮬레이션과 3D CFD 사고 시뮬레이션을 연계하였다는 점에서 설계된 공정에 대한 정량적 위험성 평가 방법을 고도화 할 수 있다. 또한, 여러 공정 Trip 시나리오에 따른 동적 공정 시뮬레이션은 석유화학플랜트에서 매우 중요한 부분을 차지하는 Flare system 설계에도 응용될 수 있다.

4. 연구개발 수행노력의 성실도

본 연구기관은 참여기관(2개 기업)과 함께 Interactive Simulation 기술을 최종 개발하기 위한 전초단계를 수행하였다.
먼저 시뮬레이션의 정확도를 검증하기 위해 1D, 2D, 3D 계산을 수행하는 각종 상용 시뮬레이터들의 모사 결과값을 실제 누출 사고 측정값과 비교하여 각 시뮬레이터들의 정확도를 비교분석하였다.
또한, 동적 공정 시뮬레이션을 수행하기 이전에 Natural Gas Liquefaction
Process를 대상공정으로 하여 시뮬레이션의 방법론을 개발하였다.
마지막으로, 정압소 모델을 시뮬레이터 상에 구축하여, 공정과 사고 시뮬레이션의 자동 연동을 거의 완성하였다.

○ 연구목표달성도

번호	세부연구목표	달성내용	달성도(%)
5	공정/사고 시뮬레이션 상용 소프트웨어 분석	상용 시뮬레이션 소프트웨어 연계를 위한 Interface 분석 및 호환성 분석	100%

○ 당해년도 연구목표

'햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발' 과제의 1차 년도 ㈜열린기술의 연구목표는 국내·외 사고 시뮬레이션 상용 프로그램을 선정 후 AS-IS를 분석하여 보완사항도출 및 향후 개발될 프로그램의 평가 지표역할을 수행하는 것이다.

상용 프로그램 비교분석은 프로그램 내장 확산모델 및 구동 방식, 사용자 환경(user interface)의 비교, 그리고 실제 가스 누출 실험 데이터를 바탕으로 한 확산 모델 검증의 과정으로 수행한다.

○ 연구내용

1. 국내·외 상용프로그램의 선정

개발사	소프웨어명	특징
NOAA, 미국환경청	ALOHA	화학물질 DATABASE인 CAMEO와 시각화 S/W 인 MARPLOT를 이용
DNV	PHAST	가연성, 폭발성 및 독성 영향에 대한 공정 프로세스의 위험을 평가하는 CONSEQUENCE 기반으로 구성
GexCon	FLACS	산업 안전과 위험성 평가를 위해 CFD 기반으로 구성
ASPEN TECH	aspenONE	경제성 평가기능 추가
INVENSYS	DYNSIM	설계, 운영분석, 동적시뮬레이션, 운영자교육 등 포괄적 엔지니어링 워크플로를 기반으로 구성
HONEYWELL	UniSim operator training simulator (OTS)	플랜트 OPERATOR에 대한 기술교육 및 프로세스시나리오구성이 강점

2. 사용자 환경 분석

가. ALOHA

1) 화학물질 데이터베이스인 CAMEO는 사용자 편집이 가능하다.

2) 누출가스를 모델링을 이용해 모사할 수 있다. 기상과 액상이 혼합된 two-phase release의 모사와 실시간 모델링이 가능하다는 장점이 있다.

3) 하지만 매우 안정한 대기층과 느린 바람 속도, 누출원 근처에서의 부정확성, 3차원 농도분포 계산 불가능, 대기 중 화학반응 모사 불가, 지형조건을 고려하지 않는다는 단점이 있다.

나. PHAST

1) 시뮬레이션 결과를 2D로 구성.

2) 대기 중에서 수분과의 반응 외 다른 화학 반응을 고려하지 못한다는 단점이 있다.

다. FLACS

1) 화재·폭발모델과 대기확산모델을 내장

2) 결과물을 3D로 나타낼 수 있다는 장점이 있다.

3) Grid를 직교좌표로만 짤 수 있기 때문에 빗면 계산과 Geometry 형성이 어려우며, CAD파일을 불러올 때 파일 손상의 우려가 있다.

라. aspenONE

1) 프로젝트의 견적을 산정할 수 있는 경제성 평가기능 내장

2) 정유관련 실제 물리적 제약조건을 모델링할 수 있는 기능 추가

마. DYNSIM

1) 플랜트엔지니어, 프로세스엔지니어, 운전원, 관리자를 위한 정밀 동적 시뮬레이션 내장

2) 공정 프로세스 시뮬레이션프로그램으로 안전과 수익성 예측가능의 장점

3) OPERATION 부분의 개선이 필요

바. UniSim operator training simulator (OTS)

1) EXPERION이라는 플랫폼을 통해 DCS와 세이프티 시스템이 하나의 플랫폼에서 관리

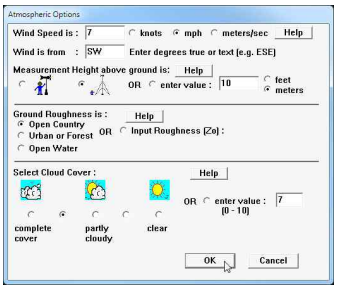
2) 프로세스컨트롤과 방문자관리, 출입통제시스템이 싱글콘솔로 통합

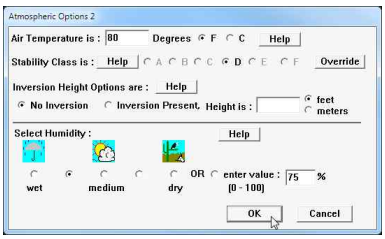
3. 프로그램 세부분석

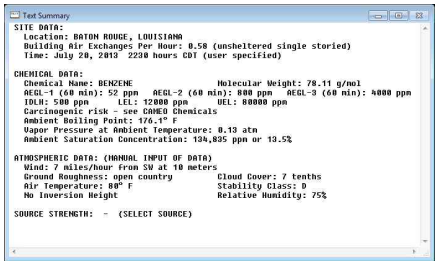
가. ALOHA

Toxic Vapor Cloud(독성증기구름)을 모델링 한 경우

위치를 선정 후 시간을 설정한다. 그 후 화학물질 중 BENZENE을 가정하고 실험한다면 대기환경을 설정하면 텍스트 형식의 파일로 환경설정내역을 확인할 수 있다.

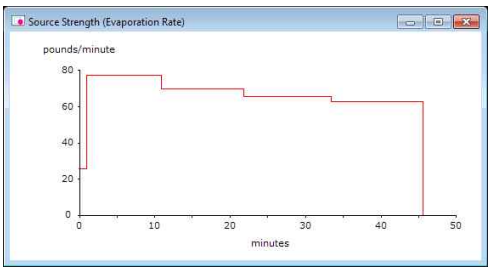




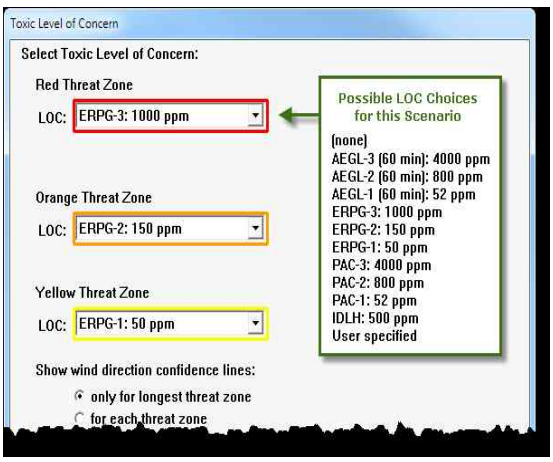


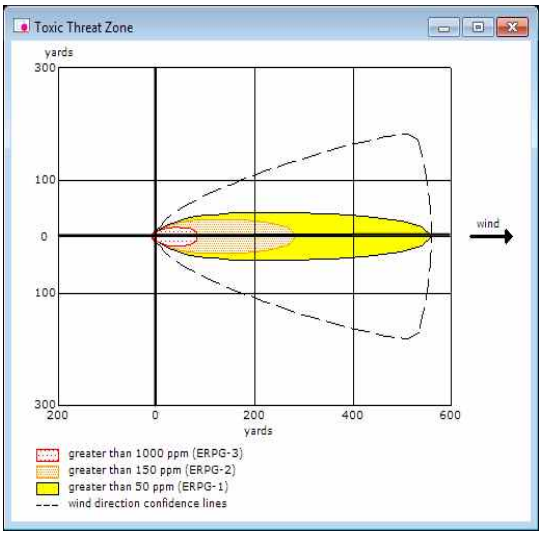
(대기환경설정1) (대기환경설정2) (설정된환경 텍스트화)

이후 탱크타입을 설정 후 시나리오를 선택하고 SOURCE의 강도를 선택하면 이 시나리오에 대해 방출이 시작되고 난 이후의 각 시간 동안 예측 된 평균 방출 속도를 그래프로 볼 수 있다.



독성레벨을 설정하는 경우 그에 따른 Toxic Threat Zone 을 시각화 하여 보여준다.

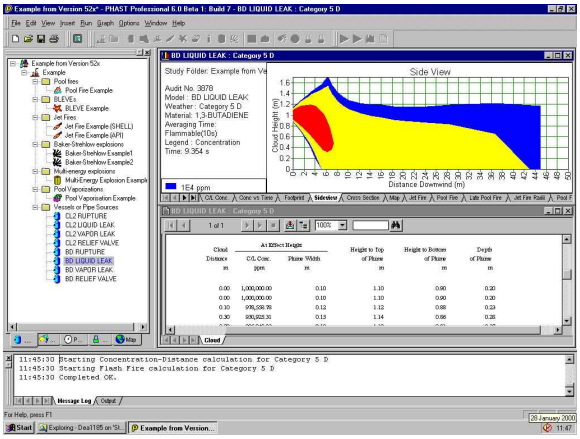




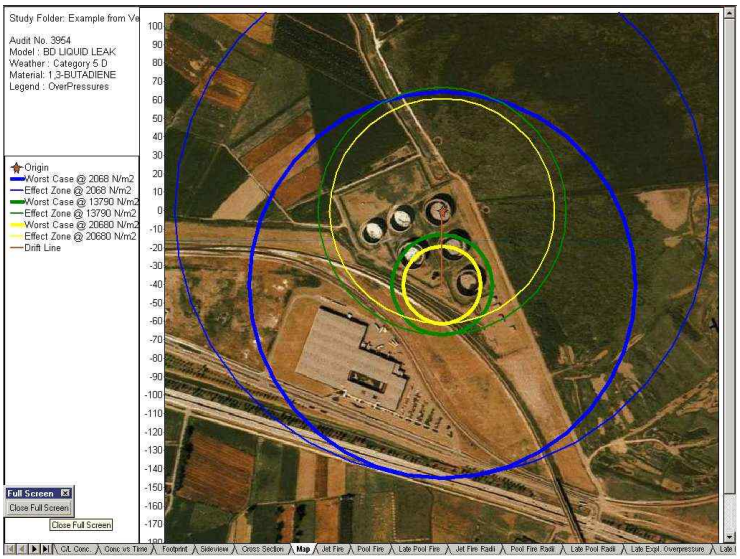
나. PHAST

1) PHAST 화학물질이 분신시 최종 분산에 따른 구름 또는 풀의 형성을 통해 초기 릴리스에서 화학 공정 사건의 진행 상태 검사기능을 제공한다.

2) PHAST 공정 및 화학 산업 분야의 범위에 걸쳐 설계와 운영의 모든 단계에 적용 할 수 있는 포괄적 인 위험 분석 기능을 제공한다. 위험 평가 등 추가 분석에 제출 될 수 있는 시나리오가 필요한 경우, QRA 도구를 사용하여 시뮬레이션 결과를 2D로 보여준다.



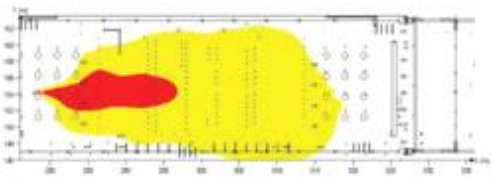
(메인화면)



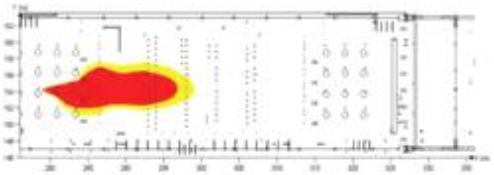
(Overpressure Map)

다. FLACS

1) 반 밀폐 된 자연 환기상태에서 독성 가스의 누수가 된 경우 탐지를 한다면 (일반적으로 0.1 kg / s의 누수) 설정 값은 50 % LEL (아래)에 10 % LEL (위)에서 변경시 가스 감지기로 가스의 검출 부피 변화를 그래픽으로 볼 수 있다.

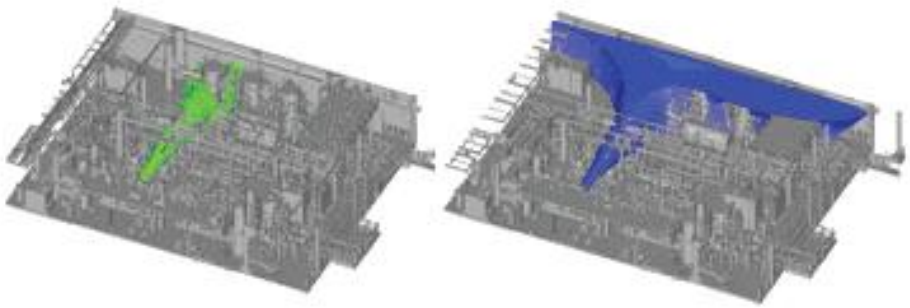


10%LEL



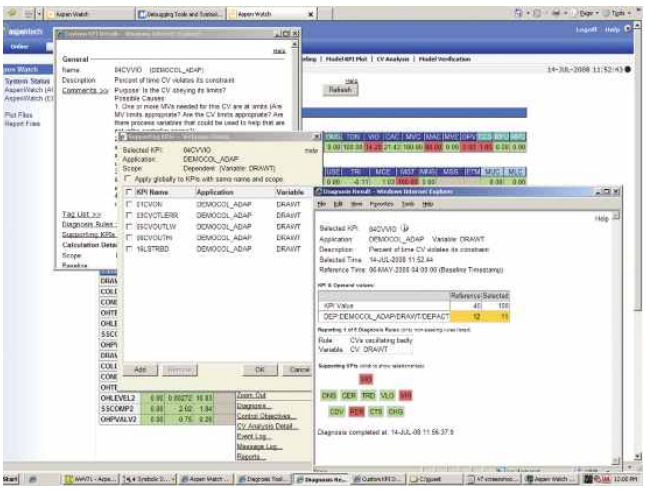
50%LEL

2) 설정 값을 20 % (왼쪽) 30 % LEL에서 LEL을 변경 (오른쪽)가스 감지기로 가스의 검출 부피 변화를 그래픽으로 볼 수 있다.

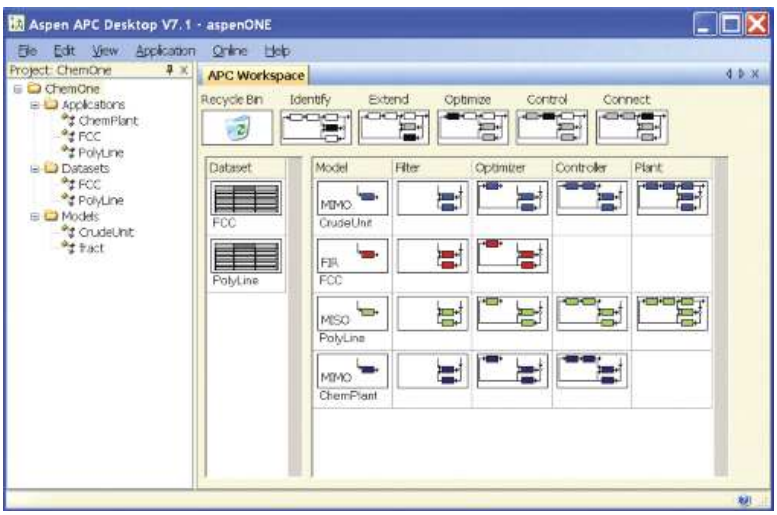


라. aspenONE

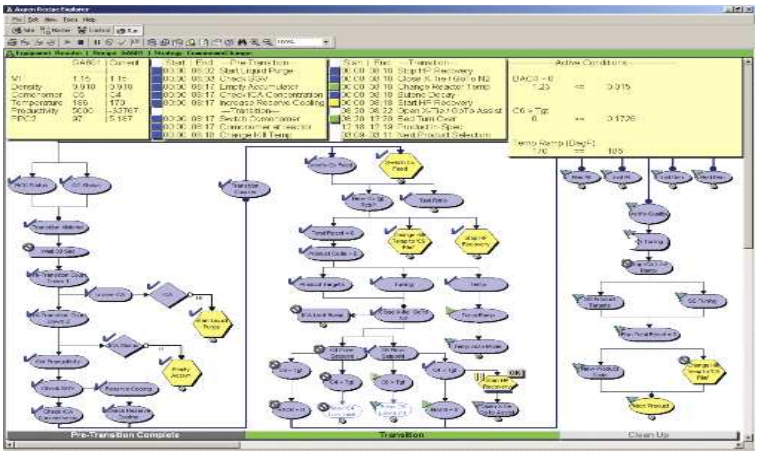
1) 프로세스 변경, 장비는 노화 및 변경 경제 상황 요인 등 각종 상황에 맞춰 제어기 models.While을 유지할 필요가 있는 경우 aspenONE 은 공정 제어기능에 따라 간단한 KPI (핵심 성과 지표)를 반영하여 탐지, 진단 및 시정 조치기능을 제공한다. 이러한 기능을 신속하게 감지하기 위해 함께 작동되는 APC 응용프로그램과 문제가 발생 시 빠르게 수정가능한 화면을 제공한다.



2) 다수의 프로세스 제어체제를 제공하고 한 화면에서 컨트롤 하며 워크 플로우를 볼 수 있는 화면을 제공한다.



3) 시퀀스 제어 기능 통합기능을 제공한다. 제어 응용 프로그램과 같은 작업을 수행하면서 운영자는 작업 목록을 확인하며 각 작업에 대한 진행상황을 화면을 통해 참조할 수 있다.

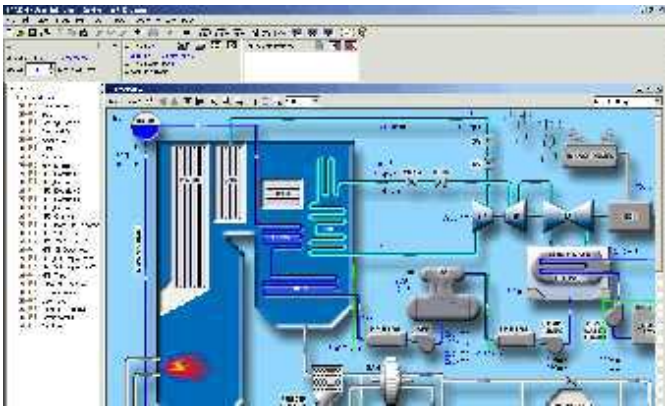


마. DYNSIM

1) 엔지니어링 교육과 관련 프로세스구현을 지원한다.

2) 5.1버전의 경우 모델튜닝에 대한 포인트 모니터 업데이트, 시뮬레이션병합기능, 구성장비의 현황에 대한 트렌드를 모니터링 할 수 있는 기능을 제공한다.

3) 일반 작업자의 교육을 시뮬레이터 할 수 있는 화면을 제공한다.

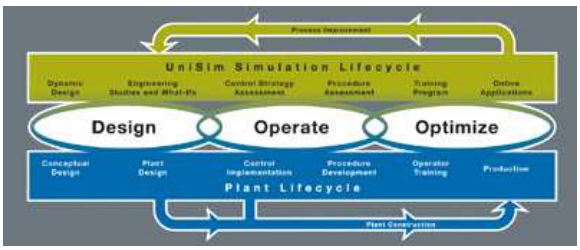


4) 분산제어시스템을 컨트롤할 수 있는 로직 로그아웃하는 방법으로 컨트롤 체크아웃시스템을 지원한다.

바. UniSim operator training simulator (OTS)

1) UniSim operator training simulator (OTS) 프로세스 / 제어 / 논리 모델링 엔진이라 할 수 있다,

2) Experion(플랫폼)에 직접 연결하여 DCS 인터페이스와 고급 그래픽 소프트웨어를 포함한 하나의 운영 소프트웨어로 구현되어 있다. UniSim 솔루션의 상호 작용은 실제 Experion 인터페이스와 동일하기 때문에, 교육에 있어 정상적인 작업상황과 비상상황의 대처교육이 가능하다.



(UniSim operator training simulator)

○ 종합의견

1. 연구개발결과에 대한 종합의견

1차년도 수행 목적으로 하였던, 공정 및 사고 시뮬레이션 방법론 분석 및 모사 기반 자료 파악을 85%정도 완수함.

2. 평가시 고려할 사항 또는 요구사항

시뮬레이션에 가장 중요한 시뮬레이터 결과 검증 및 모사를 위한 자료의 적절성 검증에 초점을 맞추는 것이 필요.

3. 연구개발결과의 활용방안 및 향후조치에 대한 의견

향후 시뮬레이터의 연구 활용 또는 기술 개발에의 활용에 있어, 그 정확도를 검증하고 모델을 정립하는데 본 연구 개발 결과가 유용함. 또한 시뮬레이션을 위한 자료의 적절성을 검증하는 내용은 향후 설계 자료를 검토하는 데에 활용 될 수 있음

○ 보안성검토

1. 연구책임자의 의견

1차년도 연구개발 내용은 최종 연구 목표를 위한 밑바탕으로서의 역할을 수행할 수 있음

2. 연구기관 자체의 검토결과

연구결과에 대한 본 연구기관의 자체 검토결과, 1차년도 연구개발 내용은 목표치에 계획대로 도달하고 있으며 나아가 향후 연구(2차년도~5차년도)에 필수적인 내용들을 전부 포함하고 있다고 판단함

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능 평가

2016. 03.

열 린 기 술

목차

Ⅰ 서론 ····· 3
연구 목표 및 연구 범위 ····· 3
Ⅱ 본론 ····· 3
1. 공정/사고 실시간 연동 시뮬레이션 ····· 3
1.1. 공정/사고 실시간 연동 결과 ····· 3
1.1.1. Preliminary line operation 시나리오 ····· 4
1.1.2. Relief valve operation 시나리오 ····· 6
1.1.3. Hole & release 시나리오 ····· 7
1.2. 사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능평가 ····· 8
2. 알고리즘 성능 평가 ····· 13
III. 결론 및 차년도 계획 ····· 13
[부록] 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 시나리오 코드(VBA) 14
A. Time-checking module ····· 14
B. Reeal-time 2D image updating module ····· 15
C. Mild case scenario module ····· 19
D. Relief case scenario module ····· 21
E. Worst case scenario module ····· 22

그 림 목 차

그림 1. Preliminary line operation 시나리오 순서도 ····· 4
그림 2. Preliminary line operation 시나리오 개념 설계도 ····· 4
그림 3. Preliminary line operation 시나리오 2차압력 ····· 5
그림 4. Preliminary line operation 시나리오 유량 ····· 5
그림 5. Relief valve operation 시나리오 순서도 ····· 6
그림 6. Relief valve operation 시나리오 개념 설계도 ····· 6
그림 7. Relief valve operation 시나리오 2차 압력 ····· 8
그림 8. Relief valve operation 시나리오 RV OP% ····· 8
그림 9. Hole & release 시나리오 개념 설계도 ····· 9
그림 10. Hole & release 시나리오 순서도 ····· 9
그림 11. Hole & release 시나리오 2차압력 ····· 9
그림 12. Hole & release 시나리오 유량 ····· 10
그림 13. 훈련원 조작에 따른 사고 시나리오 생성 ····· 11
그림 14. 훈련원 조작에 따른 사고 시나리오 결과 ····· 11

Ⅰ 서론

연구 목표 및 연구 범위

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 2차년도 열린기술의 성과보고서로서, 개발된 실시간 공정/사고 연동 알고리즘의 사고 시나리오 적용 범위 및 성능을 계획한 성능목표치와 비교하여 평가한다. 앞선 공정 및 사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 성과 보고서에서 설명한 바와 같이 본 결과실시간 공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 및 프로토타입은 통합 연동 엔진안에서 공정/사고 시뮬레이션을 실시간으로 업데이트하는 기능을 가지고 있다. 이러한 실시간 연동과 이에 따른 업데이트 기능이 특정 시나리오가 실행되었을 때 사용자에게 어떻게 제공되는지 먼저 알아볼 것이며, 이후에 프로토타입안에서 각 시나리오의 적용가능한 범위를 산정한다. 마지막으로 이러한 알고리즘의 성능을 앞서 세워둔 성능목표치와 비교하며 정량적으로 평가하면서 보고서를 마친다.

Ⅱ 본론

1. 공정/사고 실시간 연동 시뮬레이션

1.1. 공정/사고 실시간 연동 결과

위 그림은 앞선 공정 및 사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발 보고서에서 제시한 연구결과물(프로토타입)로, 실시간으로 변화하는 공정/사고 시뮬레이션의 결과 값을 주고받는 통합 엔진이다. 사용자가 입력하는 공정 이상/사고 시나리오에 따라서 다른 결과 값을 보여주도록 제작하였다.

1.1.1. Preliminary line operation 시나리오

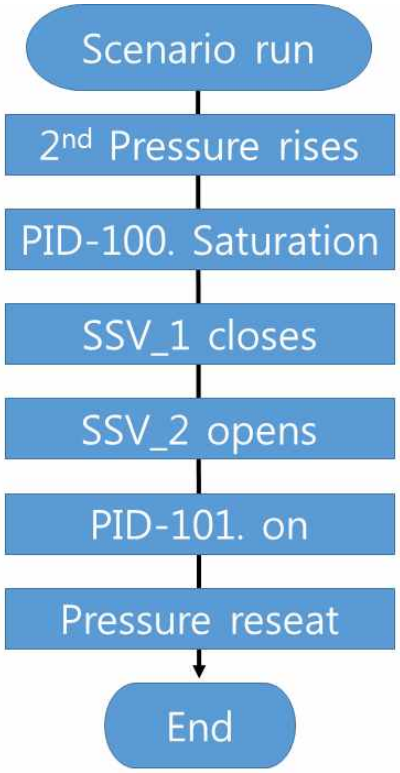


그림 1. Preliminary line operation 시나리오 순서도

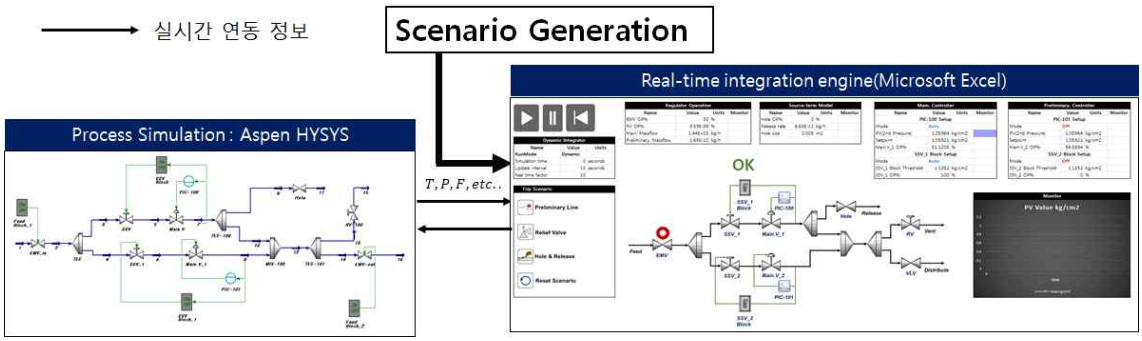


그림 2. Preliminary line operation 시나리오 개념 설계도

예비 라인 작동 시나리오는 일단 시나리오가 실행되면, 사용자의 추가적인 조작 없이 시나리오가 종료된다. 사용자는 2차압이 상승하여, 예비라인이 작동하고 압력이 다시 안정화되는 과정을 프로토타입 안에서 확인할 수 있다. 이때, 통합 엔진과 Hysys는 실시간으로 연동되어 온도,

압력, 유량 등과같은 데이터를 주고받는다. 예비라인 작동은 단순한 공정 이상 시나리오이므로 사고시뮬레이션은 실시하지 않는다.

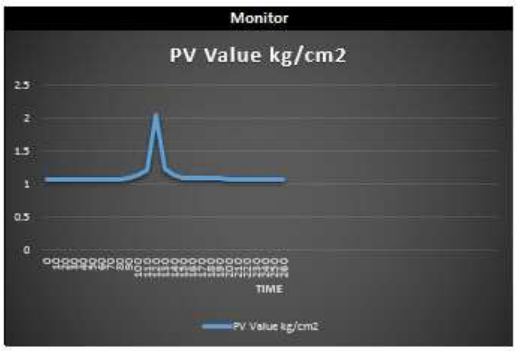


그림 3. Preliminary line operation 시나리오 2차압력

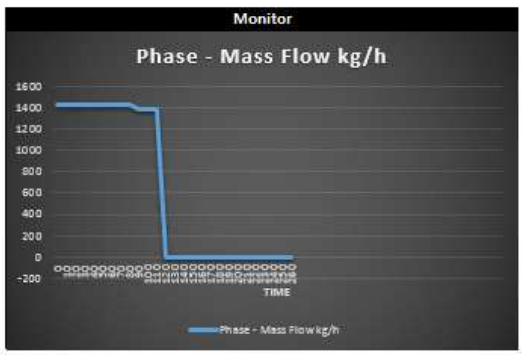


그림 4. Preliminary line operation 시나리오 유량

1.1.2. Relief valve operation 시나리오

EMV를 닫는 사용자의 조작이 필요한 시나리오이다. 시나리오가 실행되면 2차압이 상승하고, SSV_1이 작동을 하지 않기 때문에 예비라인이 작동하지 않으며, 이 때문에 relief valve가 열리게 된다. 통합 엔진에서 Relief valve가 열리는 시간을 t0으로 저장하고, 정상상태에서 벗어난 공정을 정지시키기 위하여 사용자가 EMV를 닫는 시점을 t1으로 저장한다.

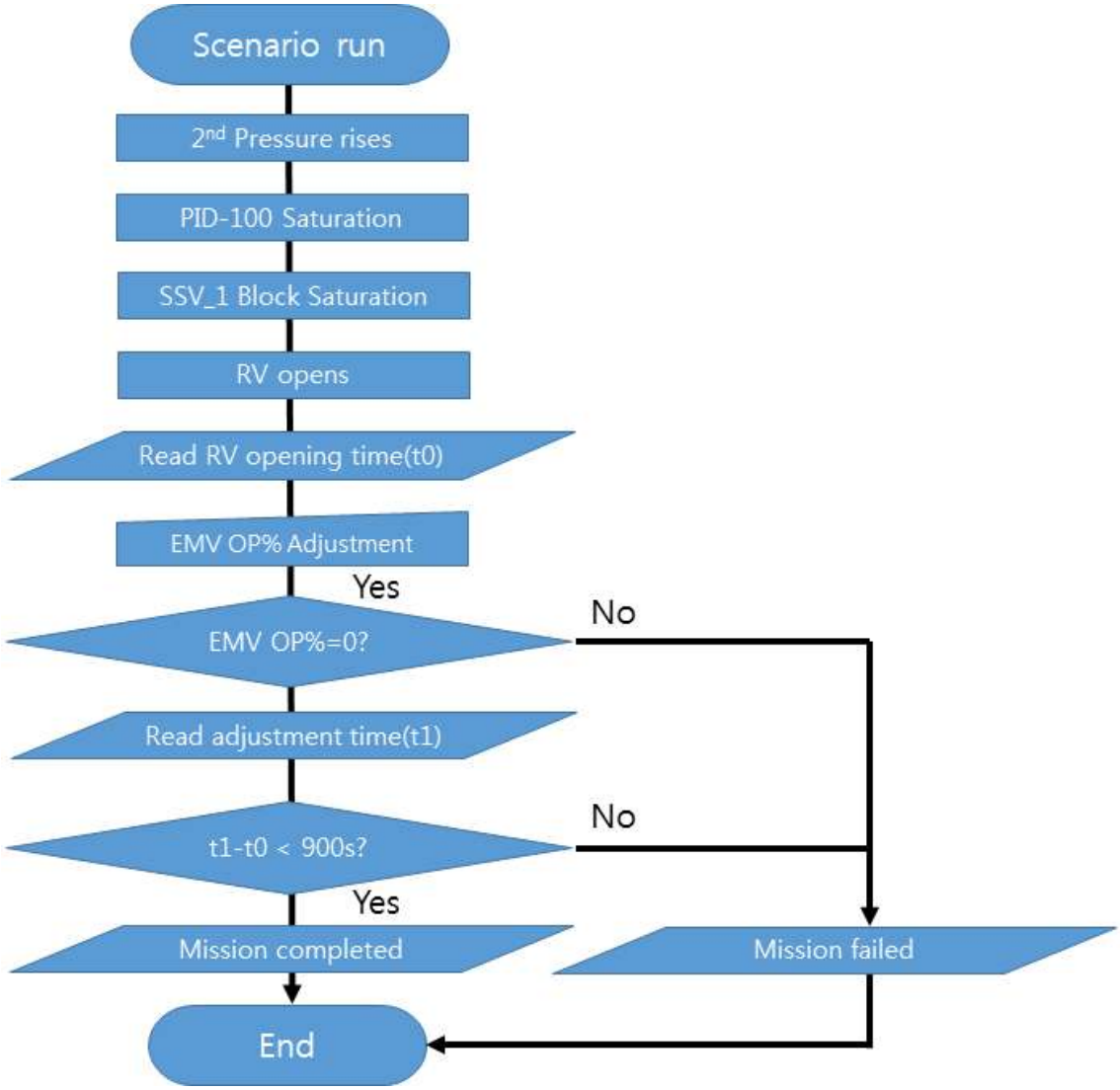


그림 5. Relief valve operation 시나리오 순서도

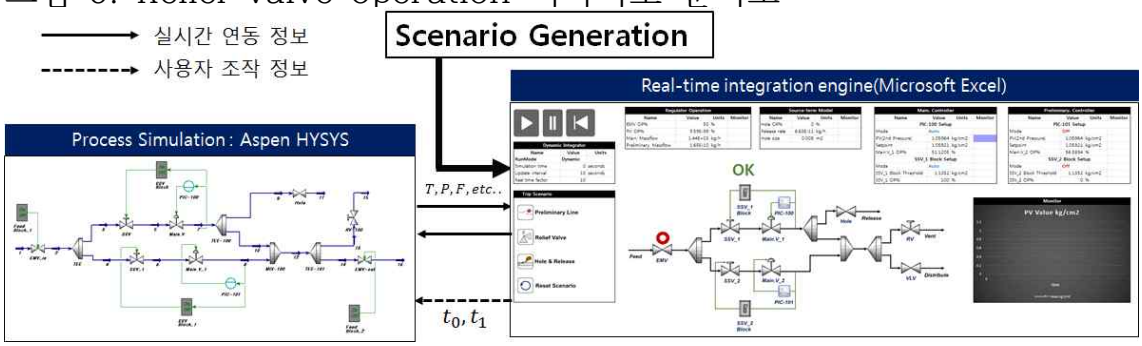


그림 6. Relief valve operation 시나리오 개념 설계도

만약 relief valve가 열린후에 EMV를 닫지 않거나, 조치를 취하는데 걸리는 시간(t1-t0)이 900초(15분) 보다 크다면 미션은 실패한다. 단순한

공정 이상 시나리오이므로 사고 시뮬레이션은 시행하지 않으며 통합엔진은 relief valve가 열린시간, 사용자가 조작을 가한시간, 공정변수들을 Hysys와 실시간으로 주고받는다.

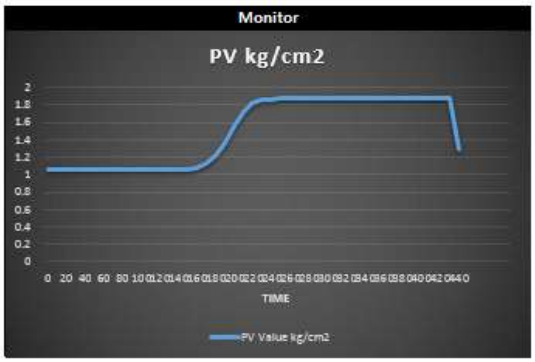


그림 7. Relief valve operation 시나리오 2차 압력

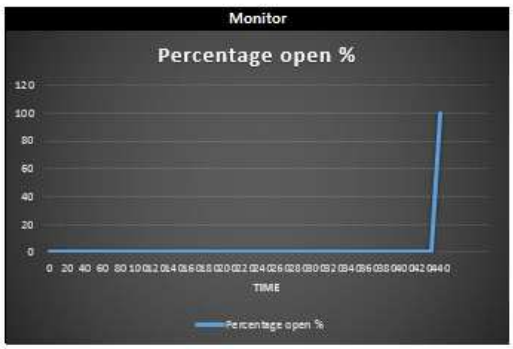


그림 8. Relief valve operation 시나리오 RV OP%

1.1.3. Hole & release 시나리오

역시 EMV를 닫는 사용자의 조작이 필요한 시나리오이다. 시나리오가 실행되면 2차압이 상승하고, SSV_1이 작동을 하지 않기 때문에 예비라인이 작동하지 않으며, 추가적으로 relief valve 또한 작동하지 않기 때문에 2차압이 계속 상승하고, 결과적으로 hole이 생겨 가스가 유출된다.

이 때, 누출 조건(choked or unchoked)에 따라서 hole의 op%를 자동으로 조절한다.(앞선 공정 및 사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 개발 보고서 참고)

일단 hole의 op%가 0이 아닌 다른 값을 가지면, 통합엔진은 실시간으로 미리 저장되어 있는 사고 데이터를 불러온다. 이후에 훈련원에게 EMV를 닫을 것을 요구하는데(비상조치), 만약 정해진 시간인 900초안에 EMV를 닫지 않는다면(t1-t0>900) 미션은 실패하고 시나리오는 종료되고, EMV를 900초안에 닫는다면(t1-t0<900) EMV를 닫는 시간에 따라서 달라진 사고 데이터를 실시간으로 불러오고, 미션은 성공한다.

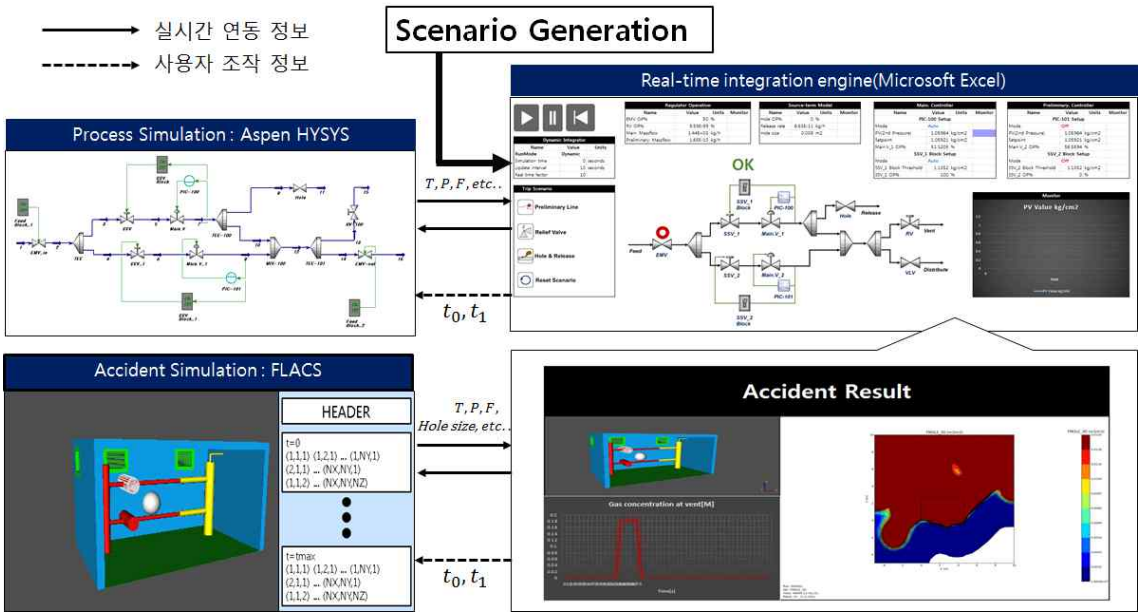


그림 9. Hole & release 시나리오 개념 설계도

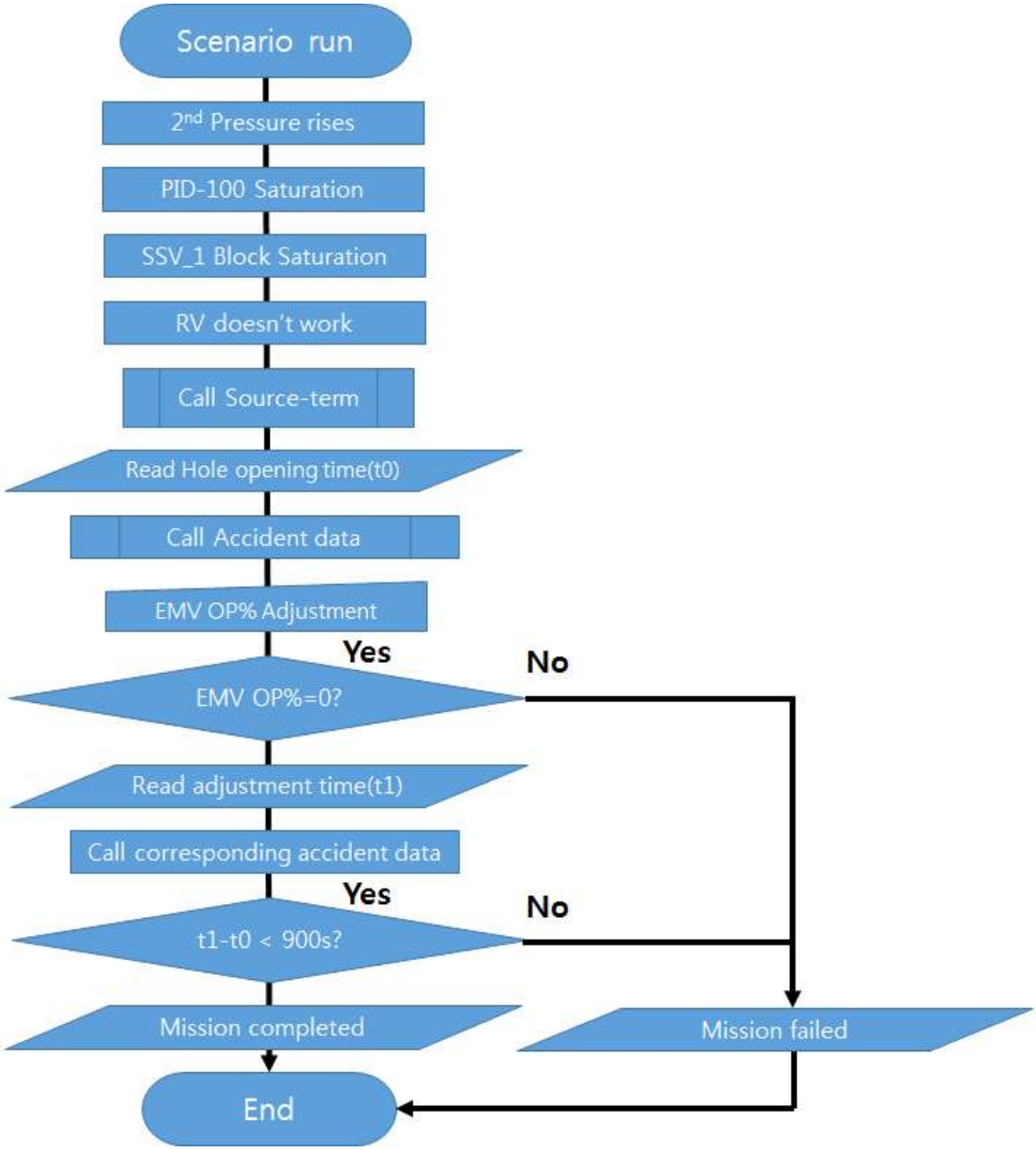


그림 10. Hole & release 시나리오 순서도

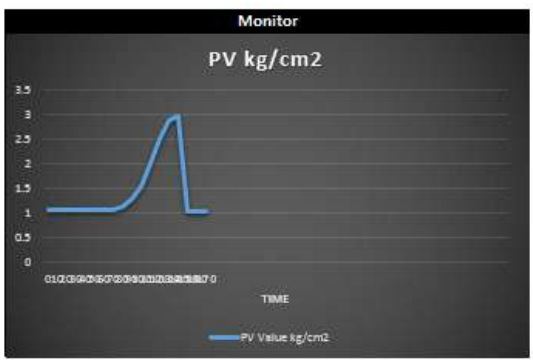


그림 11. Hole & release 시나리오 2차압력

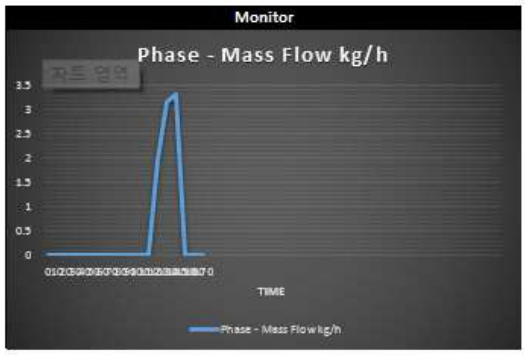


그림 12. Hole & release 시나리오 유량

1.2. 사고 시나리오 적용 가능 범위 및 알고리즘 성능평가

본 연구에서 사용하는 공정 시뮬레이터인 Hysys는 계산시간이 짧아서 훈련원의 어떠한 조작 하에서도 통합 엔진인 Excel과 초단위의 실시간 연동이 가능하다. 하지만 사고 시뮬레이터인 FLACS는 3D CFD 프로그램이므로 계산시간이 길기 때문에 Excel과 초단위의 실시간 연동이 불가능하다. 따라서 앞서서 기술한 대로 다양한 경우에서의 사고 시나리오 데이터를 10초 단위로 확보하여 훈련원의 조작에 따라서 이를 실시간으로 불러오는 알고리즘을 구성하였다.

알고리즘에서 사용되는 사고 시나리오 데이터는 다음과 같은 형식으로 구성하였다. 누출이 처음으로 일어나는 시점(t0)과 EMV를 닫아서(훈련원 조작) 누출이 멈추는 시간(t1)을 누출 지속 시간(discharge duration)으로 설정하고 FLACS에 입력 값으로 주어 사고 시뮬레이션을 실시하여 결과 값을 얻었다. 실제로 누출이 발생한 후에 EMV를 닫는 시간은 훈련원의 반응속도 혹은 장치 조작 능숙도에 따라서 달라지므로 가능한 다양한 누출 지속 시간에서 사고 시뮬레이션 결과 값이 필요하다.

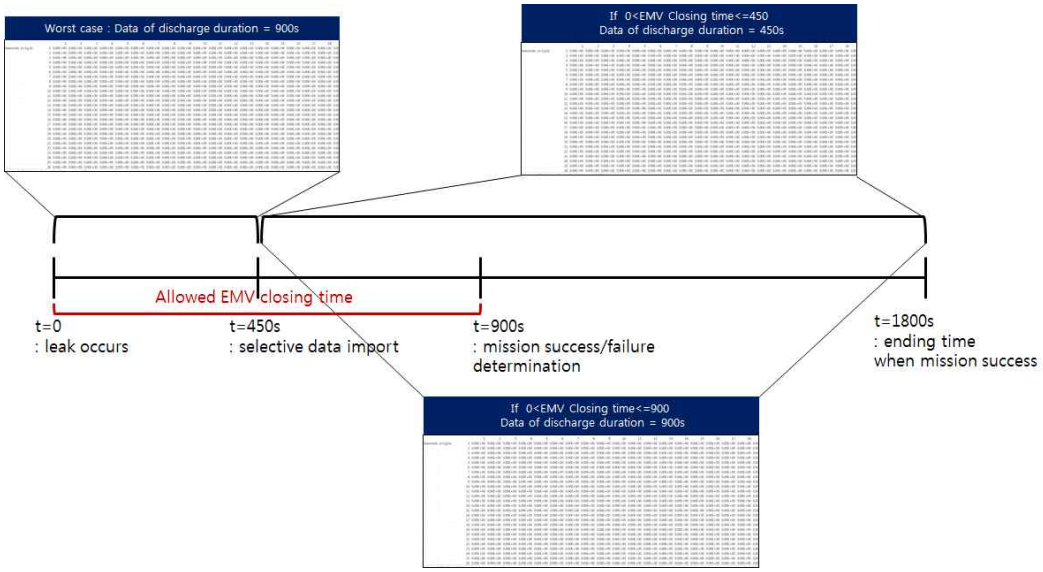


그림 13. 훈련원 조작에 따른 사고 시나리오 생성

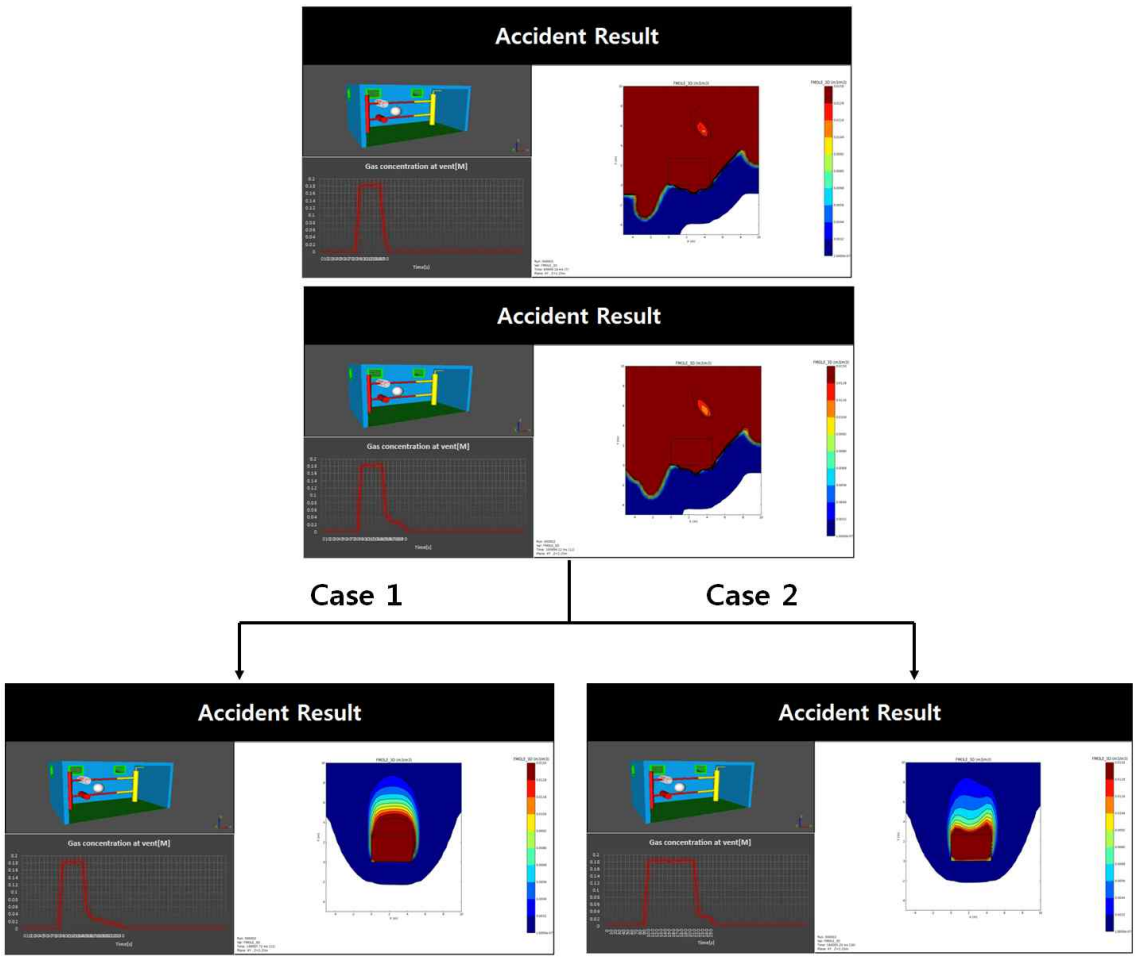


그림 14. 훈련원 조작에 따른 사고 시나리오 결과

위의 그림은 현재까지 개발된 실시간 사고 시뮬레이션 결과의 실시간 업데이트 알고리즘이다. 시나리오가 시작되면(t=0), t=450s 까지 Excel은 worst case(900s 동안 누출)의 데이터를 불러온다. 훈련원이 EMV를 언제 닫든지 간에 t=0에서는 누출이 계속 일어나고 있는 상태이므로 모든 경우에 worst case의 데이터를 쓸 수 있기 때문이다. 만약 훈련원이 EMV를 0<t<450s 사이에 닫는다면 Excel은 worst case의 데이터를 불러들여오는 것을 멈추고, 누출 지속시간이 450s인 데이터를 불러온다. 만약 훈련원이 EMV를 0<t<900s 사이에 닫는다면 Excel은 계속 worst case의 데이터를 불러온다. 마지막으로 훈련원이 t>900s 일 때 EMV를 닫는다면 미션은 실패한다.

위의 방법은 훈련원이 사고가 발생한 후에 EMV를 닫는 시간의 차를 450s의 두 구간(0<t<450s, 0<t<900s)로 쪼개어 실시간으로 사고 시뮬레이션 값을 업데이트할 수 있도록 하였는데, 이는 훈련원의 조작에 따라서 나타나는 결과의 자유도가 상당히 떨어진다. 차년도에는 사고발생 시간부터 EMV를 닫는 시간차이의 구간을 더욱더 작게 쪼개어(예-3s) 각 구간마다 이에 상응하는 데이터를 불러올 수 있도록 알고리즘을 구성할 예정인데, 이러한 방법으로 훈련원이 EMV를 닫는 시간에 따른 사고 시뮬레이션 결과를 보다 정확하게 업데이트할 수 있고, 훈련원의 조작에 따라서 나타나는 결과의 자유도가 비약적으로 높아질 것이다.

2. 알고리즘 성능 평가

정략적인 알고리즘의 성능평가 목표치는 공정 및 사고 시뮬레이션의 3초 이내의 실시간 연계이다. 앞서 기술한바와 같이 현재까지, 공정/통합 엔진의 경우 1초미만 단위로 실시간 연동이 가능하고, 사고/통합 엔진의 경우에는 10초 단위로 실시간 연동이 가능하다. 만약 서울대학교에서 진

행하는 사고 시뮬레이션을 3초단위로 실행하여 그 데이터를 미리 저장하여 놓는다면 이를 불러오는 것은 단순히 1초 이내에 가능하므로 최종 목표치인 3초이내의 공정/사고 실시간 연계가 가능해진다.

Ⅲ. 결론 및 차년도 계획

공정/사고 시나리오 실시간 연동 통합묘듈 개발에 있어서 훈련원의 조작에 따라서 선택적인 시나리오 추출과정을 살펴보았다. 현재는 훈련원의 조작에 따른 사고 시나리오 선택적 출력 결과는 2개이며, 10초수준의 실시간 연계기능이 구현된 상태이다. 사고 발생시부터 훈련원이 대처를 취하는데 걸리는 시간을 여러 구간으로 나누어 이에 따른 사고 시뮬레이션 결과 파일을 가능한 많이 생성한다면 훈련원의 조작에 따른 사고 시뮬레이션 결과 자유도를 높일 수 있고, 사고 시뮬레이션 결과 값을 현재의 10초단위가 아닌 3초단위로 생성한다면 공정/사고 시뮬레이션의 실시간 연계가 3초 이내로 가능하다. 차년도에는 이러한 자유도, 연계속도 측면에서 더욱더 많은 시나리오 결과 및 계신 간격(integration step)을 가지고 시뮬레이션을 진행하여 통합 모듈의 성능을 개선할 계획이다.

[부록] 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 시나리오 코드(VBA)

A. Time-checking module

```
Sub hole_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Hole"
End Sub

Sub ref_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Ref"
End Sub

Sub pre_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Pre"
End Sub
```

B. Reeal-time 2D image updating module

```
Sub start_updating()
```

```
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "updating"

End Sub

Sub updating()

On Error Resume Next

Dim i As Integer
Dim x As Integer
Dim y As Integer
Dim z As Integer
Dim a As Integer

z = Worksheets("Accident").Range("B1").Value / 10


For x = z + 3 To 100
If Worksheets("Accident").Cells(x, 7).Value = "" Then
a = x - 1
Exit For
End If
Next

y = Worksheets("Accident").Cells(a, 6).Value
```

```
If y <= 60 Then

For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = T
rue

Call start_updating

ElseIf y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B2
").Value <> "" _
And Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Acci
dent").Range("B1").Value <= 60 Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 1).Visible = Tr
ue

Call start_updating

ElseIf (y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B
```

```
2").Value <> "") Or _
(y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Val
ue = "") Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = T
rue

Call start_updating


ElseIf y > 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value = ""
Then
MsgBox "Mission failed. Reset scenario and try again", , "Warnin
g"
Application.OnTime Now, "updating", , False
Application.OnTime Now, "Hole", , False
Exit Sub

ElseIf y > 120 And y <= 240 And Worksheets("Accident").Range("B
2").Value <> "" _
And Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Acci
dent").Range("B1").Value <= 60 Then
For i = 1 To 50
```

```
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 1).Visible = Tr
ue

Call start_updating

ElseIf y > 120 And y <= 240 And Worksheets("Accident").Range("B
2").Value <> "" _
And Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Acci
dent").Range("B1").Value <= 120 Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = T
rue

Call start_updating

Else

MsgBox "Accident scenario complete"
Application.OnTime Now, "updating", , False
Application.OnTime Now, "Hole", , False
Exit Sub
```

```
End If
End Sub
```

C. Mild case scenario module

```
Sub Pre()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 200

With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"

End With

If Worksheets("Process").Range("Q6").Value > 1.2 Then

Worksheets("Source").Range("J5").Value = 790.1547

With Worksheets("Process")

.Range("Q12").Value = 0
.Range("V12").Value = 100
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"
```

```
.Range("V5").Value = "Auto"
.Range("V10").Value = "Auto"

.Range("V7").Value = 1.059207

End With



Exit Sub

Else
Call pre_check
End If

Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"

End If
End Sub
```

D. Relief case scenario module

```
Sub Ref()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 150
```

```
With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"

End With

If Worksheets("Process").Range("G5").Value > 0.1 Then
Worksheets("Accident").Range("B6").Value = Worksheets("Process").
Range("C10").Value

Exit Sub

Else
Call ref_check

End If


Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"

End If
End Sub
```

E. Worst case scenario module

```
Sub Hole()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
Worksheets("Source").Range("J7").Value = 300
Worksheets("Source").Range("J8").Value = 300
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 90

With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"

End With

If Worksheets("Process").Range("L4").Value = 10 Then
Worksheets("Accident").Range("B1").Value = Worksheets("Process").
Range("C10").Value


Dim i As Integer
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture1").Visible = True
Call start_updating
```

```
Exit Sub

Else
Call check
End If

Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"
End If
End Sub
```

F. Scenario reset module

```
Sub reset_scenario()
On Error Resume Next

Worksheets("Source").Range("J5").Value = 790.1547
Worksheets("Data_Plot").Range("G1").Value = ""
Worksheets("Source").Range("J7").Value = 1.4
Worksheets("Source").Range("J8").Value = 1.4

With Worksheets("Process")
.Shapes("EMV_on").Visible = False
.Shapes("EMV_off").Visible = True
.Range("G4").Value = 50
.Range("Q5").Value = "Auto"
```

```
.Range("Q10").Value = "Auto"
.Range("Q12").Value = 100
.Range("V12").Value = 0
.Range("Q7").Value = 1.059207
.Range("V7").Value = "=Process!Q7"
.Range("V5").Value = "Off"
.Range("V10").Value = "Off"
End With

Application.OnTime Now, "Hole", , False
Application.OnTime Now, "Pre", , False

Worksheets("Accident").Range("B1").Value = 100000
Worksheets("Accident").Range("B2").Value = ""
Worksheets("Accident").Range("B6").Value = ""
Dim i As Integer

For i = 1 To 99
Worksheets("Accident").Cells(i + 1, 7).Value = "=IF(F" & i + 1 & "=
0,0,IFERROR(INDEX(Data_2min!B:B,Accident!F" & i + 1 & "/10+2),"
""""))"
Next

Application.OnTime Now, "updating", , False
```

```
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Pictures("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Pictures("picture1").Visible = True



End Sub
```

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

정압소 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발

2016. 12.

열 린 기 술

목차

I. 서론 ····· 4

연구 목표 및 연구 범위 ····· 4

II. 본론 ····· 5

1. 기존 훈련 프로그램 소개 ····· 5

1.1. EYESIM immersive Training System ····· 6

1.2. VR Safety Training ····· 9

1.3. Virthualis Project ····· 10

1.4. 개발 대상 프로토타입 지향점 ····· 12

2. 공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 ····· 12

2.1. Aspen Hysys/Excel 연동 알고리즘 ····· 15

2.2. FLACS/Excel 연동 알고리즘 ····· 16

3. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 ····· 18

3.1. 프로토타입 구성요소 ····· 19

3.2. 타 세부와의 연동 ····· 23

III. 결론 ····· 23

[부록] 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 조작 코드(VBA) ····· 24

그림 목차

그림 1. EYESIM 시스템 구조 ····· 6
그림 2. DynSim 사용자 인터페이스 ····· 7
그림 3. EYESIM 훈련 시나리오 예시 ····· 7
그림 4. GEXCON FLACS OTS 개념 모식도 ····· 9
그림 5. FLACS VR Safety Training 환경 ····· 10
그림 6. Virthualis에서 산정하는 사고 시나리오 ····· 10
그림 7. Virthualis 개념 모식도 ····· 11
그림 8. 기존 훈련 프로그램 특징 ····· 12
그림 9. 공정/사고 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 12
그림 10. Hysys/FLACS/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 15
그림 11. Hysys/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 15
그림 12. FLACS/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 16
그림 13. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 ····· 18
그림 14. Dynamic integrator & simulation mode ····· 19
그림 15. Regulator operation ····· 19
그림 16. Source-term model ····· 20
그림 17. Controller set-up ····· 20
그림 18. Monitor ····· 21
그림 19. Trip scenarios ····· 21
그림 20. 공정 이상 시나리오 트리 ····· 22
그림 21. Accident result ····· 22
그림 22. 타 세부와의 연동 개념도 ····· 23

I. 서론

연구 목표 및 연구 범위

본 보고서는 '햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발' 과제의 3차년도 열린기술의 성과보고서로서, 서울대학교에서 개발한 사고 시나리오 시뮬레이션과 아이시스텍에서 개발한 동적 공정 시나리오 시뮬레이션을 바탕으로 이 두 시뮬레이션 모듈들을 연동할 수 있는 알고리즘을 제시하고 이 알고리즘이 반영되어 개발된 프로토타입을 소개한다. 개발된 프토타입을 기능의 다양성 및 사용자 친숙성, 그리고 시뮬레이션 인터페이스 측면에서 기존의 훈련 프로그램과의 비교를 통하여 본 성과물에 대한 자체평가를 실시한다.

Ⅱ. 본론

1. 기존 훈련 프로그램 소개

공장에는 DCS에서 근무하는 CROP와 CROP의 명령에 따라서 직접 움직이며 밸브 등과 같은 공정 장치들을 조작하는 Field Operator(이하 FOP)가 존재한다. 전통적인 OTS가 2D 기반 가상환경에서 CROP를 교육하는 것에 초점을 맞추었는데, 이는 2D 환경에서는 FOP교육을 위한 프로그램 제작이 기술적인 한계로 인하여 사실상 불가능하였기 때문이다. 하지만 기술의 발달로 기인하여 FOP를 위한 3D 가상현실 환경 제작이 가능하여 지면서 최근에는 CROP 뿐만 아니라 FOP까지 아우를 수 있는 OTS까 제작되고 있다.

FOP를 위한 OTS에서 필수적으로 수반되어야 할 요소는 3D 가상현실이다. CROP와는 달리 FOP는 실제 현장을 돌아다니면서 공정의 장치들을 조작하기 때문에 실제 작업 환경과 비슷한 상황을 구현하기에는 2D만으로는 한계가 존재하기 때문이다. 3D 가상현실은 기존의 CROP를 위한 2D 기반 OTS와는 다르게 매우 광범위하게 독자적인 분야를 형성하고 있으며 최근에는 단순한 3차원 그래픽이 아닌 여러 가지 장비들의 도움을 받아서 몰입형 가상현실(Immersive Virtual Reality)의 개발도 활발하게 진행되고 있다. 몰입형 가상현실이란 단순하게 3D 화면을 보는 것을 넘어서 오큘러스(Oculus), 기어(Gear) 혹은 기타 장비의 도움을 받음으로써 시각, 청각, 촉각 등의 신경 감각들을 자극하여 사용자에게 보다 효과적인 몰입감을 주는 가상현실 산업의 떠오르는 한 분야이다. 이러한 장비들의 도움을 받을 때 사용자는 시각, 청각, 촉각의 감각에 보다 큰 자극을 받게 되며, 이는 학습효과를 높이는데 크게 기여한다는 것이 입증되었다. 따라서 교육을 제일의 목적으로 하는 OTS 산업에서도 이러한 장비들을 적용하려는 노력이 활발하다. 다만, 이러한 종류의 장비들은 아직까지 가격이 매우 비

싸고 완벽한 상용화는 아직 이루어 지지 않았기 때문에 모든 장비가 적용된 OTS는 아직 발매되지 않았으며 부분적으로 시각, 촉각, 혹은 청각 등 개별적인 감각을 자극하여 학습효과를 높이는 OTS는 시장에서 판매되고 있다.

1.1. EYESIM immersive Training System

EYESIM Immersive Training System은 영국의 Scheneider Electric 사에서 개발한 몰입형 OTS 소프트웨어이다. 전통적인 OTS와 마찬가지로 공정의 정상상태 및 동적상태를 시뮬레이션을 기본적으로 진행하며 이는 DynSim이라는 프로그램을 통하여 이루어진다. 본 OTS는 CROP와 FOP를 위한 교육 시스템을 모두 제공하는데 CROP를 위한 교육 시스템의 경우 Honeywell사의 OTS와 같이 기존의 2D 가상환경과 크게 다르지 않다. 주목할 만한 기술은 FOP를 위한 3D 가상환경 플랫폼인데 이는 DynSim을 Sim4me bridge라는 자체적인 시뮬레이션-가상환경 연동도구를 사용하여 3D 가상환경과 연결하는 방식으로 구축되어 있다.



그림 1. EYESIM 시스템 구조

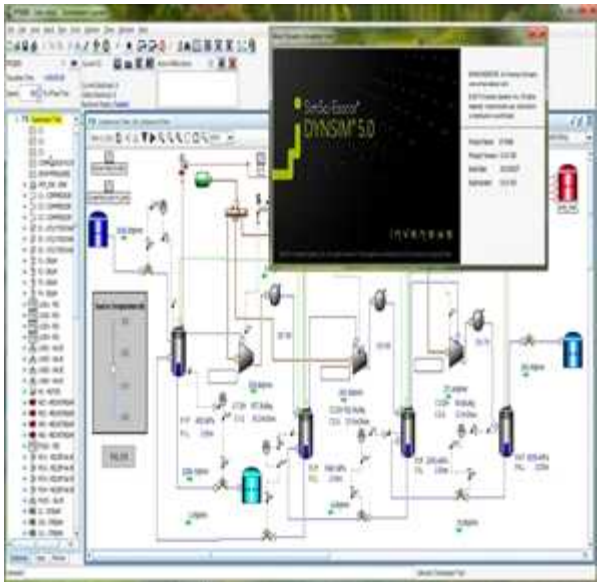


그림 2. DynSim 사용자 인터페이스

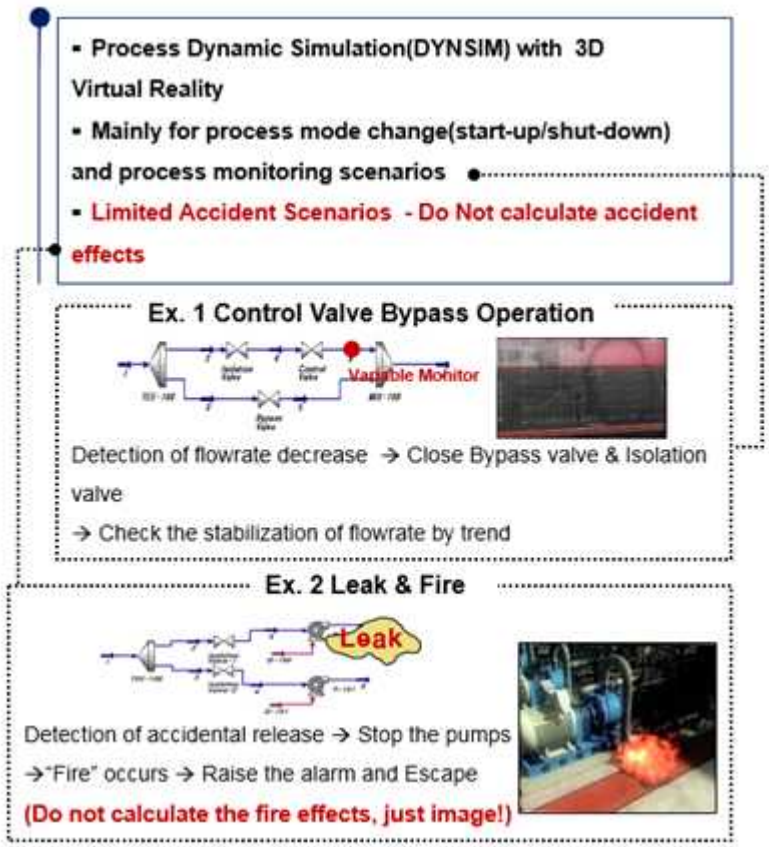


그림 3. EYESIM 훈련 시나리오 예시

FOP의 훈련은 그림 11에 보이는 것과 같이 공정에 이상이 발생하였을 경우에 FOP가 취해야 하는 행동강령을 가르치는 위주로 되어있다. 예시 2의 경우에 만약 훈련원의 미숙한 작업능력으로 인하여 적절한 대처가 이루어지지 않게 되면, 불을 시각화하여 사용자에게 사태의 심각성을 각인시키는 기능도 가지고 있다. 다만 여기서 보이는 불은 사고 시뮬레이션을 진행하지 않고 불이 발생하여 위험하다는 사태의 심각성을 보여주기 위하여 시각적인 효과만 나타내고 있으며 불이 발생함으로써 나타나는 추가적인 피해 같은 요소는 사고 시뮬레이션을 진행하지 않기 때문에 정량적으로 계산이 불가능하다.

1.2. VR Safety Training

노르웨이의 GEXCON 사에서 개발한 몰입형 가상현실기반 OTS이다. 앞서서 소개한 Scheneider Electric사는 DynSim이라는 공정 시뮬레이터를 사용하여 공정의 정상상태 및 동적상태의 시뮬레이션을 실행하였다. 이는 교육대상이 CROP와 FOP 두 집단이었기 때문이다. VR-Safety Training은 교육 대상이 FOP뿐이다. 이 때문에 공정 시뮬레이션은 실시하지 않으며 FLACS라는 자체적으로 개발한 시뮬레이터를 사용하여 사고 시뮬레이션을 실시하고 이를 통하여 사고로 인하여 발생할 수 있는 결과들을 정량적으로 제시하여 준다. 대표적인 예로, 만약 화재가 발생하면 열 복사량을 사용하여 가상환경 내에 있는 아바타의 사망률을 계산하여 준다.

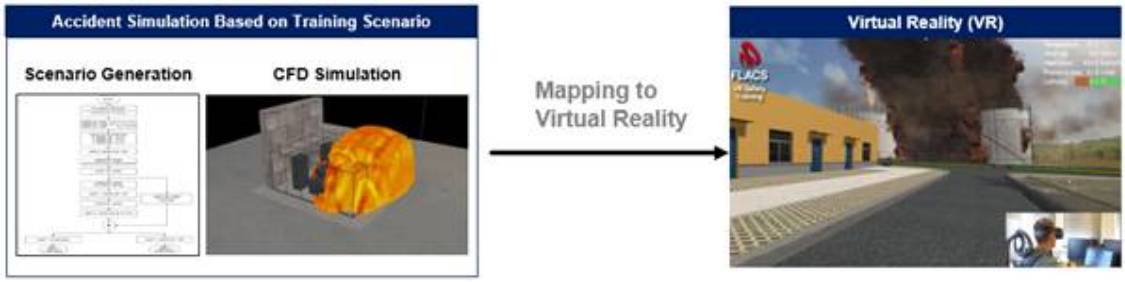


그림 4. GEXCON FLACS OTS 개념 모식도

개발한 3D 가상환경은 EYESIM과 마찬가지로 오큘러스를 사용하여 가상현실의 몰입도를 높이려고 하였고 이와 더불어 모션센서를 사용하여 FOP가 실제로 현장에서 취하는 여러 가지 행동(e.g. 밸브의 op% 조절 등)들을 가상현실에서 구현하려 노력하였다. 아직 정식버전이 발매된 것은 아니며 demonstration버전이 발매되어 사용자들의 feedback을 받고 있다.



그림 5. FLACS VR Safety Training 환경

1.3. Virthualis Project

이탈리아의 밀라노 대학에서 현재 개발중인 OTS이다. 실제로 사고가 발생하면 이는 공정변수의 영향을 받는다. 한 예로, 만약 공정의 한 지점에서 누출이 발생하면 이 누출량은 orifice 직경과 공정의 압력, 온도에 따라서 결정된다. 앞에서 소개한 GEXCON사의 VR-Safety Training

은 사고 시뮬레이션만 실시하므로 근거가 되는 압력, 온도 같은 공정 운전변수는 임의로 입력해 주게 되는데 이 때문에 실제상황을 정확히 반영한다고 말하기는 어렵다. 이러한 문제점을 해결하고자 이탈리아의 밀라노 대학에서는 공정과 사고시뮬레이션을 동시에 시행하는 시도를 진행중이다.

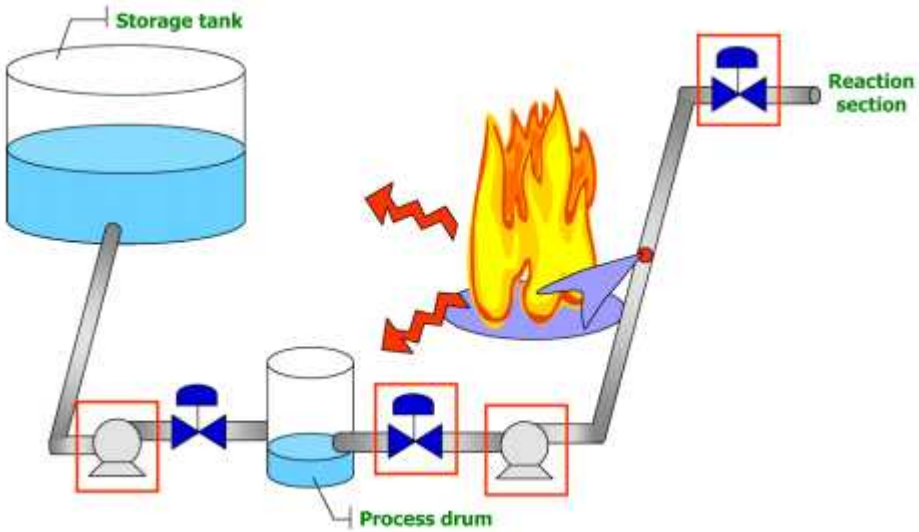


그림 6. Virthualis에서 산정하는 사고 시나리오

그림 6.과 같이 공정의 특정지점에서 누출이 발생하면 그 지점을 기준으로 pool이 형성되고, 만약 pool을 형성하는 물질이 인화성 물질이라면 화재가 발생할 수 있다. 이렇게 비교적 간단한 사고 모델을 바탕으로 공정 이상 및 사고 시나리오를 개발하고 이를 3D 가상환경에 mapping 하려는 시도가 이루어지고 있다. 공정 시뮬레이션은 Honeywell 사의 UniSim을 사용하여 시행하고 사고 시뮬레이션은 자체적으로 개발한 AXIM이라는 프로그램을 사용하며, Visual Basic을 사용하여 이 두 모듈을 연동하고 있다.

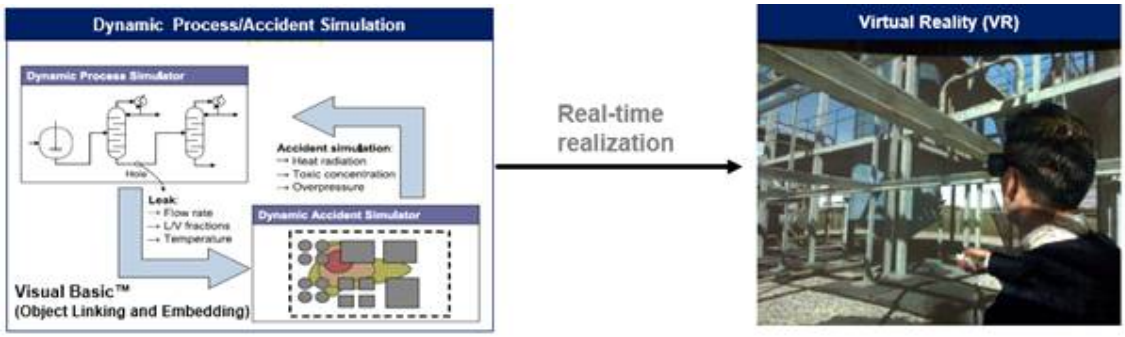


그림 7. Virthualis 개념 모식도

1.4. 개발 대상 프로토타입 지향점

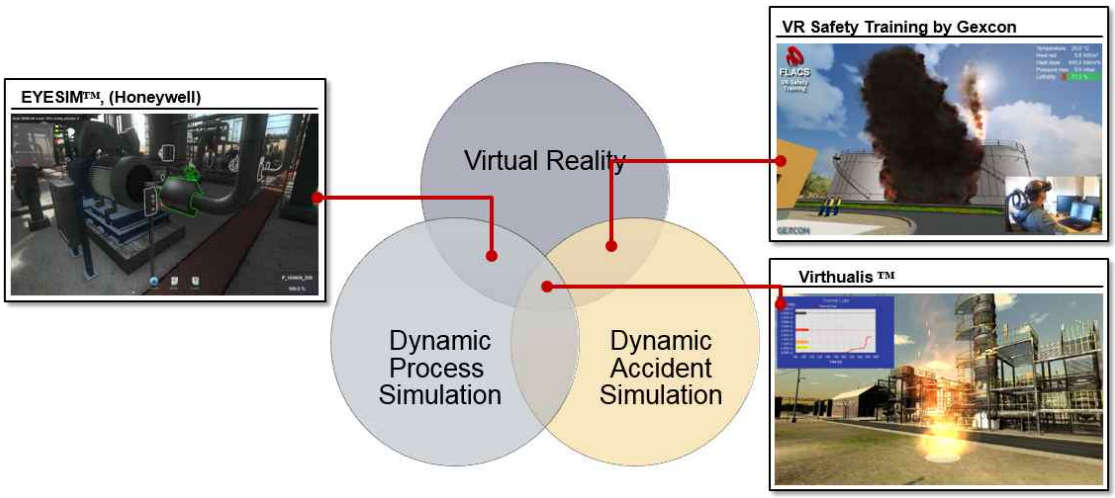


그림 8. 기존 훈련 프로그램 특징

1.1~1.3에서 기술한 기존 훈련 프로그램의 특성에 기반한 개발 대상 프로토타입(타세부 와의 연동까지 고려한)의 지향점은 다음과 같다.

● 통합성 : 사고 시뮬레이션 모듈, 동적 공정 시뮬레이션 그리고 가상현실 이 세가지 모듈의 통합이 이루어져야 한다.

● 다양성 : 상용 프로그램의 목적에 부합하는 다양한 사고 시나리오가 존재하여야 한다.

● 실용성 : 사고로 인한 피해를 공정(공장)이 위치한 지역 뿐만 아니라 주변 지역에 미치는 영향까지 보여주어 사용자에게 보다 와 닿는 결과를

제시하여 실용성을 높일 필요가 있다.

2. 공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘

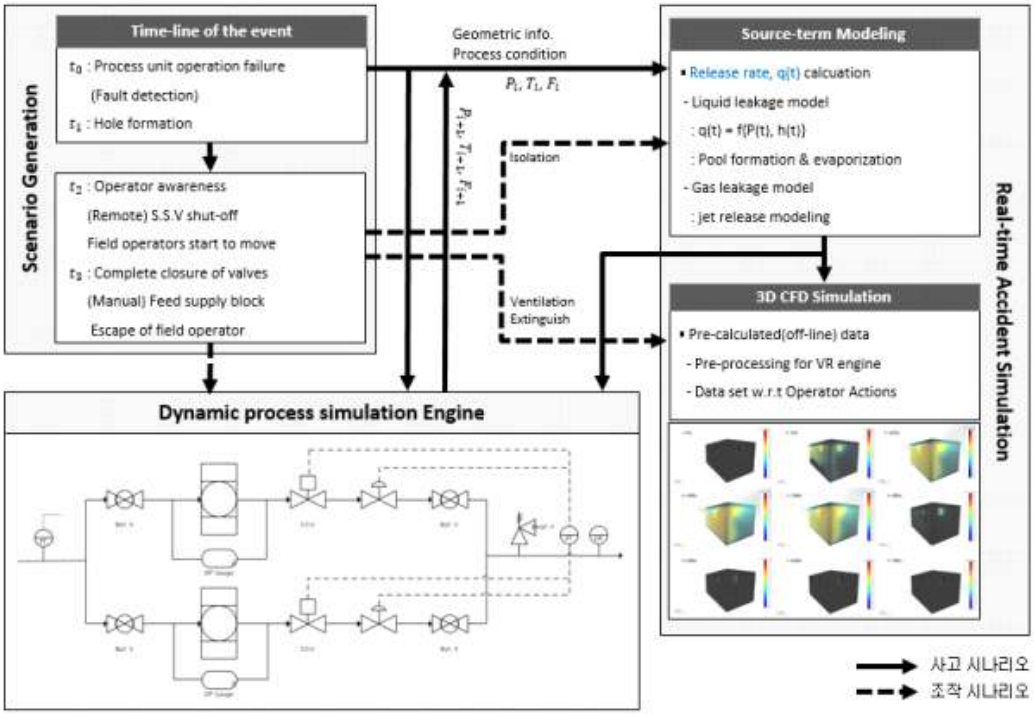


그림 9. 공정/사고 연동 알고리즘 개념 설계도

본 연구의 대상공정인 정압소에는 여러가지의 잠재적인 이상(trip) 시나리오가 존재한다. 여기서 이상이란, 오퍼레이터의 조작 미숙으로 인한 정상상태로부터의 공정 변화현상을 배제한 다른 예기치 못한 외부요인으로부터 발생한 공정 변화현상을 지칭한다. 단적인 예로는 메인 밸브의 2차압(후방)압력 상승으로 인한 relief 밸브의 작동이 있다.

만약, 이러한 공정 변화현상이 일정한 한도를 초과한다면, 단순한 공정 이상을 넘어선 사고로 그 결과가 이어지게 된다. 단적인 예로는 2차압이 상승하였을 때, relief 밸브가 작동하지 않아서 2차압이 계속 상승하여 파이프라인이 증가된 압력을 견디지 못하여 파손되는 경우가 있다.

본 연구에서는 공정시뮬레이션의 경우 Aspen Tech사의 Aspen

Hysys(이하 Hysys)를 사용하고, 사고시뮬레이션의 경우는 Gexcon 사의 FLACS(이하 FLACS)를 사용하여 시뮬레이션을 진행한다. 이 두 시뮬레이션은 조작 방법, 구동 환경 등이 서로 다르므로, 공정이상으로부터 초래된 결과가 사고로 이어지는 현상을 순차적으로 기술하고, 실시간으로 연동하기 위해서는 두 시뮬레이션을 이어주는 엔진이 필요하다. 그 개념도를 아래의 그림에 나타내었다.

만약 어떠한 시간(t0)에서 밸브와 같은 공정 유닛의 작동에 이상이 생겼다고 가정하자. 그러면 공정의 여러 변수(T:온도, P:압력, F:유량)등이 실시간으로 변하게 된다. 만약 이상현상이 어떠한 제한범위를 벗어나 시간(t2)에서 사고가 발생하였다면, 이 때는 실시간으로 변화하는 공정 시뮬레이션(Hysys)뿐만 아니라 그 시간의 공정변수(T, P, F)를 입력변수로 가지고 사고 시뮬레이션(FLACS)을 진행한다. 이렇게 실시간으로 변화하는 공정시뮬레이션 결과와 공정시뮬레이션으로부터 얻어진 입력변수로 얻어진 사고 시뮬레이션 정보는 앞서 기술한대로 두 시뮬레이션을 아우를 수 있는 통합 엔진으로 전송된다. 이 통합 엔진은 계속해서 공정변화와 이로인한 사고결과를 실시간으로 받아오게된다. 만약 사용자(오퍼레이터)가 사고상황을 특정 시간(t2)에 인지하고, 이로 인하여 특정 시간(t2)에 공정에 어떠한 조작을 가한다면, 공정변수(T,P,F)의 값이 바뀌므로 사고 시뮬레이션결과도 달라지게된다. 이러한 공정과 사고 시뮬레이션 결과변화는 통합엔진으로 실시간으로 전송되어 사용자가 변화를 지속적으로 관찰하고, 주어진 문제상황을 인지하고 이를 해결하는데 사용된다.

이러한 개념도 안에서는 투 시뮬레이션을 연동하는 통합 엔진의 역할이 매우 중요하다. 본 연구에서는 통합 엔진으로 microsoft사의 Excel(이하 Excel)을 선정하였다. FLACS에서 얻어지는 시뮬레이션 결과 파일을 Excel에서 작업이 가능한 데이터 형태로 뽑아낼 수 있고, Hysys는 자체

적으로 Microsoft사의 Excel과 실시간으로 연동이 되는 Aspen Workbook이라는 툴이 내장되어있어서 Excel을 사용하면 실시간으로 Aspen Hysys와 FLACS를 연동이 가능하다. 결정적으로, Excel에서 지원하는 프로그래밍 언어 응용 프로그램인 VBA(Visual Basic Application)이용하면 다양하고 정밀한 시나리오 제작이 가능하므로, 본 연구에서는 Excel을 통합엔진으로 활용하여 공정/사고 모듈을 실시간 연동하는 연구를 진행하였다.

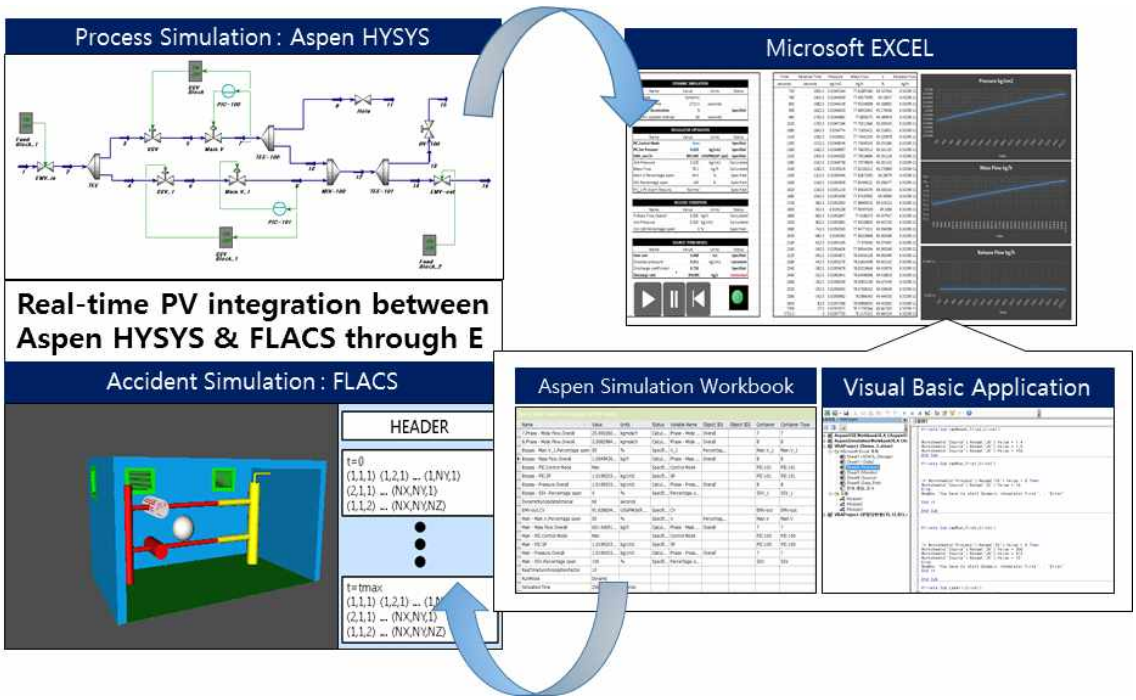


그림 10. Hysys/FLACS/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도

2.1. Aspen Hysys/Excel 연동 알고리즘

Hysys에는 Aspen Workbook이라고 하는 툴이 존재하여 실시간으로 공정 조건 및 공정 상태변수를 실시간으로 Excel과 연동할 수 있다. Workbook에는 Organizer라는 내장도구가 존재하여 Hysys의 변수를 Excel로 불러오고 실시간으로 이 변수들이 어떻게 변하는지를 확인할 수

있다.



그림 11. Hysys/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도

2.2. FLACS/Excel 연동 알고리즘

FLACS는 CFD(Computational Fluid Mechanics:3차원 공간을 잘게 쪼개고, 각각의 조각에서 유체의 유동을 질량, 에너지, 운동량 보존식으로 풀어내는 컴퓨터 프로그램 계산법)프로그램이기 때문에 Hysys처럼 실시간으로 결과를 Excel에 뽑아낼 수 없다. 따라서 다양한 조건(온도, 압력, 유량)에서의 시뮬레이션 결과를 미리 생성하여 Excel에 저장하여 놓고, 이 결Excel에 내장되어 있는 프로그래밍언어인 VBA(Visual Basic Application)을 이용하여 Hysys의 조작에 따라 실시간으로 변하는 공정변수(온도, 압력, 유량)에 따라서 원하는 사고 시뮬레이션 결과를 실시간으로 불러올 수 있도록 알고리즘을 구성하였다. FLACS에서는 특정 사고시나리오에 대한 시뮬레이션 결과파일을 Excel에 사용할 수 있는 데이터 형태로 내보낼 수 있는데, 이 때, 사용자가 데이터를 한눈에 알아볼 수 있도록 한번의 데이터 가공을 거친다. 이때도 역시 VBA를 이용한다.

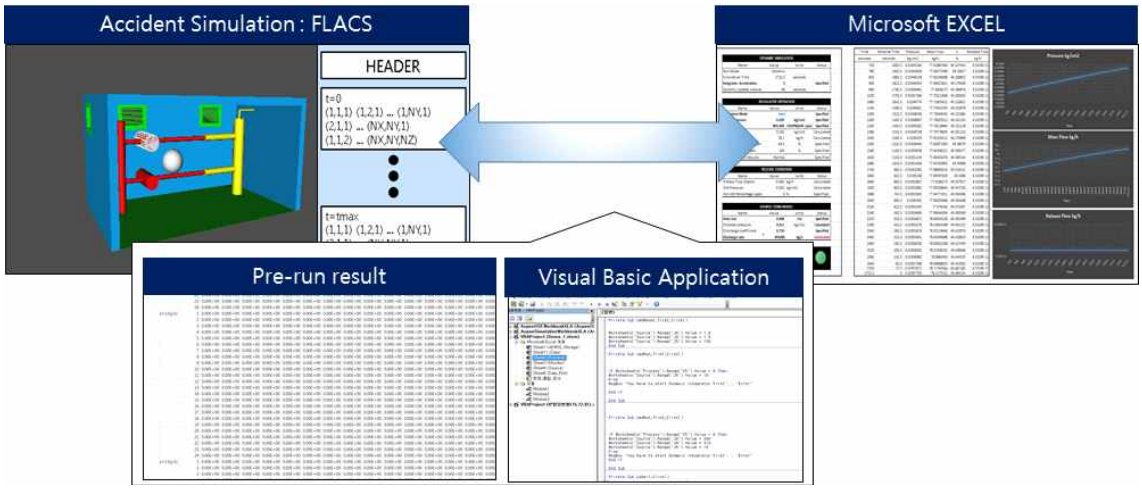


그림 12. FLACS/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도

3. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입

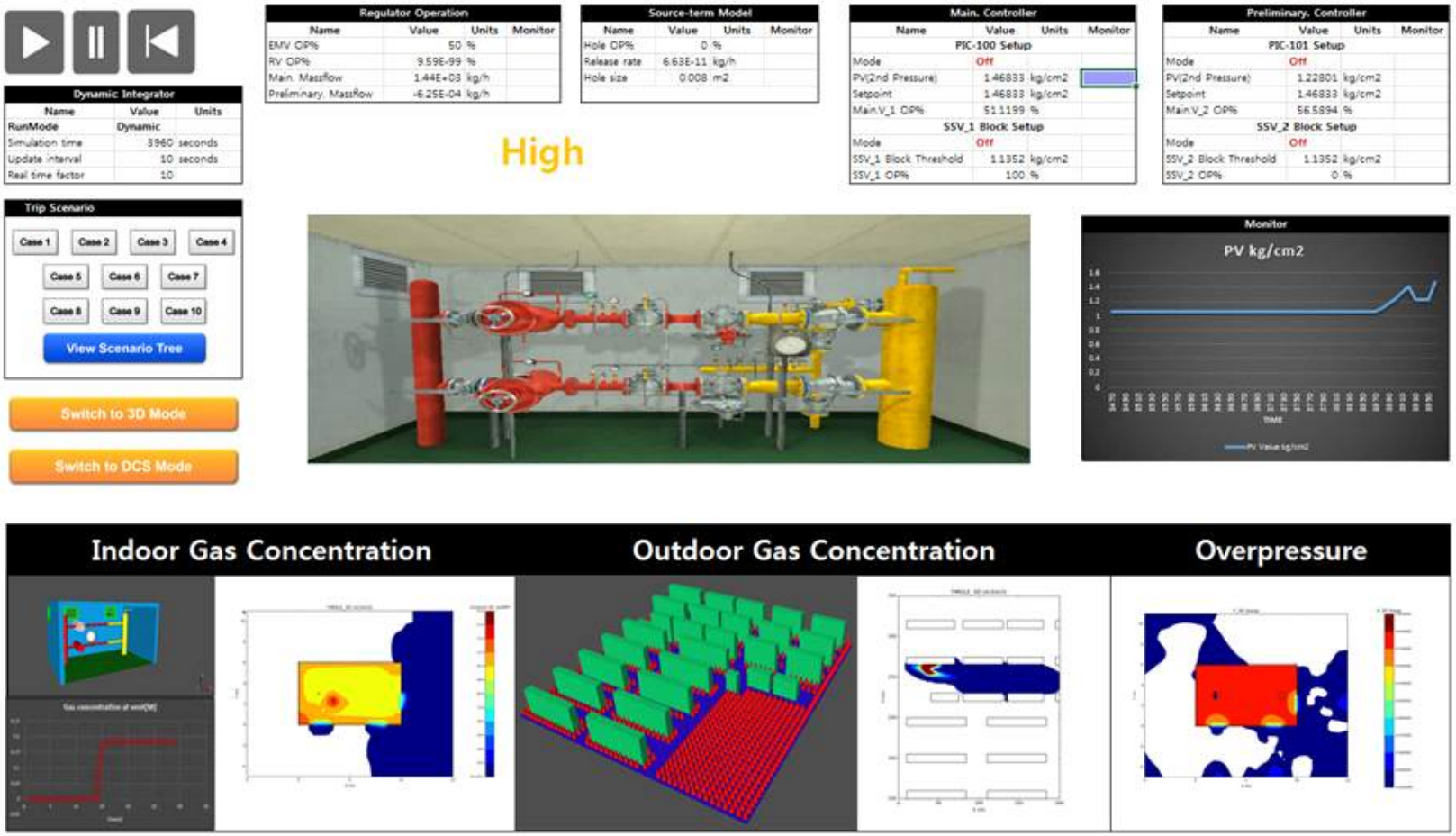


그림 13. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입

3.1. 프로토타입 구성요소

Dynamic Integrator & Simulation Mode



Dynamic Integrator		
Name	Value	Units
RunMode	Dynamic	
Simulation time	210	seconds
Update interval	10	seconds
Real time factor	10	

그림 14. Dynamic integrator & simulation mode

시뮬레이션 실행버튼(run, pause, reset)를 통해서 시뮬레이션을 실행하거나 멈출 수 있다. Simulation time은 reset버튼을 누른 시점부터 엔진상에서 경과된 시간을 나타내고 update interval은 계산의 빈도를, real time factor는 시뮬레이션을 얼마나 빠르게 진행할지를 결정한다.

Regulator Operation

Regulator Operation			
Name	Value	Units	Monitor
EMV OP%	50	%	
RV OP%	9.59E-99	%	
Main. Massflow	1.43E+03	kg/h	
Preliminary. Massflow	1.42E-10	kg/h	

그림 15. Regulator operation

오퍼레이터가 조작을 가하는 Control Room을 나타낸다. Valve를 열고 닫거나 RV OP%등 공정전체의 경향성을 볼 수 있다.

Source-term Model

Source-term Model			
Name	Value	Units	Monitor
Hole OP%	0	%	
Release rate	6.63E-11	kg/h	
Hole size	0.008	m2	

그림 16. Source-term model

사고가 발생했을 때 활성화되는 창이다. 2.2.3.에서 기술한대로 누출이 choked 혹은 unchoked상태에서 일어나는지 확인하며 이에따라 Hole OP%를 자동으로 결정하여준다.

Controller set-up

Main. Controller			
Name	Value	Units	Monitor
PIC-100 Setup			
Mode	Auto		
PV(2nd Pressure)	1.059539	kg/cm2	
Setpoint	1.059207	kg/cm2	
Main.V_1 OP%	51.00342	%	
SSV_1 Block Setup			
Mode	Auto		
SSV_1 Block Threshold	1.135199	kg/cm2	
SSV_1 OP%	100	%	

Preliminary. Controller			
Name	Value	Units	Monitor
PIC-101 Setup			
Mode	Off		
PV(2nd Pressure)	1.059539	kg/cm2	
Setpoint	1.059207	kg/cm2	
Main.V_2 OP%	56.58941	%	
SSV_2 Block Setup			
Mode	Off		
SSV_2 Block Threshold	1.135199	kg/cm2	
SSV_2 OP%	0	%	

그림 17. Controller set-up

공정상에서 존재하는 2개의 PID Controllers(PID-100, PID-101) 및 2개의 on/off controllers(SSV_1 Block, SSV_2, Block)의 구성을 설정한다. Controller의 mode 조정 및 setpoint혹은 threshold 변경이 가능하다.

Monitor

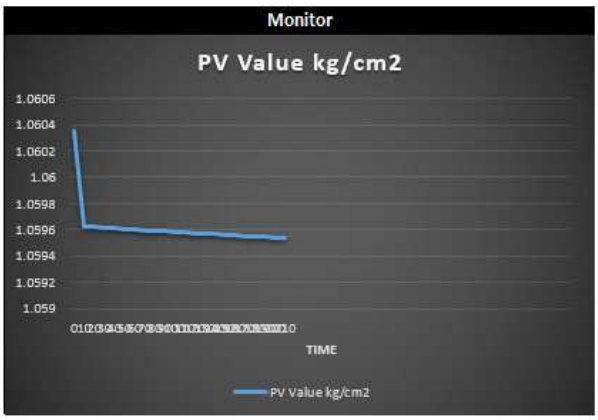


그림 18. Monitor

공정변수의 시간에 따른 trend를 시각적으로 확인할 수 있다.

Trip scenarios



그림 19. Trip scenarios

공정 이상 시나리오를 실행한다. View Scenario Tree 버튼을 누르면 아이시스템에서 제작한 공정 이상 시나리오 트리를 볼 수 있다.

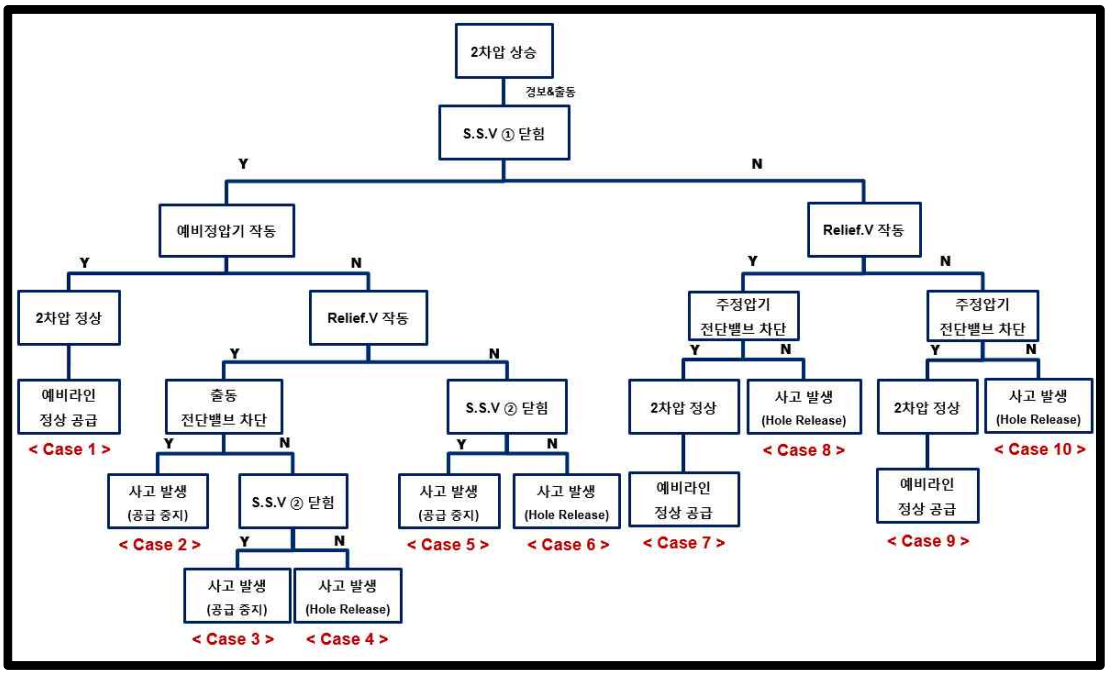


그림 20. 공정 이상 시나리오 트리

Accident result

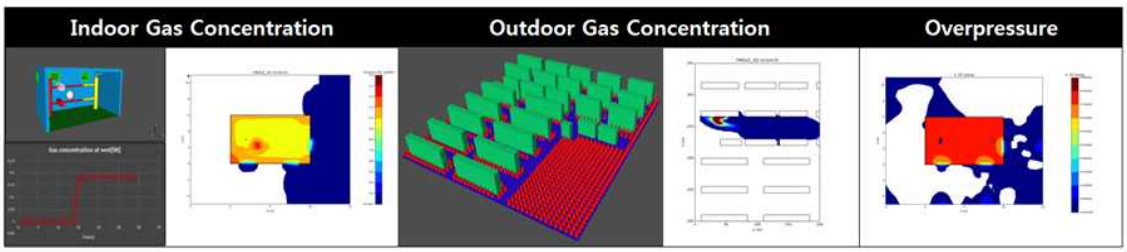


그림 21. Accident result

사고가 발생했을 시에 서울대학교에서 수행한 사고 시뮬레이션 결과를 보여준다. 정압소의 3D구조를 시각적으로 보여줌과 동시에 정압소 내부의 환기구에서 누출된 가스의 실시간 농도 및 환기구 높이에서의 정압소와 주변지역에서의 누출된 가스의 농도를 실시간으로 제공한다. 또한 과압 정보도 제공하여 폭발이 일어났을 경우에 그 영향 범위를 볼 수 있다.

3.2. 타 세부와의 연동

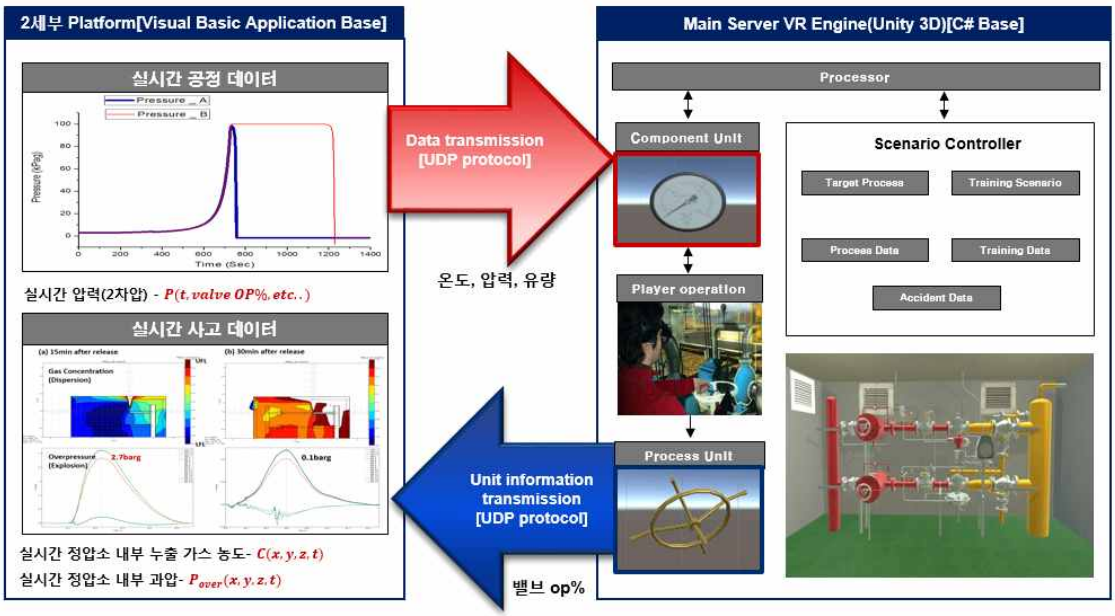


그림 22. 타 세부와의 연동 개념도

이러한 시뮬레이션 결과는 1세부의 가상현실 플랫폼과 연동된다. 현재 2세부는 공정과 사고 시뮬레이션을 실시하여 실시간 공정변수의 값(압력, 온도, 유량 등)과 실시간 사고결과 값(정압소 내부 가스농도, 정압소 내부 과압)을 가지고 있다. 이러한 정보들을 UDP 데이터 송수신 형태로 1세부에 넘겨주게 되면 가상현실 내에 존재하는 압력 게이지와 같은 시각화 장비의 값이 시뮬레이션 결과에 맞추어 바뀌게 된다.(붉은 화살표) 만약 가상환경 내에서 아바타가 밸브를 조작하여 밸브의 OP%가 바뀌게 될 경우 이 또한 UDP 데이터 송수신 형태로 2세부의 프로토타입에 전송되어 바뀐 조건에서 시뮬레이션을 실시한다.(푸른 화살표) 이러한 플랫폼간의 상호작용은 훈련이 진행되는 동안 계속 이루어진다.

Ⅲ. 결론

플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 통합 모듈은 실시간 공정/사고 시뮬레이션 연동을 얼마나 정확하고 신속하게 처리하는지에 따라서 그 성능이 결정된다. 본 보고서에서는 획득한 공정 및 사고 시뮬레이션 데이터를 Excel 이라는 통합 엔진 안에서 어떠한 개념 설계도를 가지고 실시간으로 주고받는지 그 알고리즘을 제시하고, 제작한 프로토타입을 통하여 훈련원의 학습 효과를 높이기 위하여 어떠한 방식으로 사용자 인터페이스를 구성하였는지 대략적으로 살펴보았다. 제작된 프로토타입에는 기존 훈련 프로그램들과 비교하여도 손색이 없는 다양한 시나리오(공정이상에서부터 시작한 화재, 폭발)와 사용하기 편리한 인터페이스 구조를 지니고 있다.

[부록] 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 조작 코드(VBA)

```
Worksheet event procedure module
Private Sub EMV_off_Click()
On Error Resume Next
Worksheets("Process").Shapes("EMV_on").Visible = True
Worksheets("Process").Shapes("EMV_off").Visible = False
Worksheets("Process").Range("G4").Value = 0
Worksheets("Accident").Range("B2").Value = Worksheets("Process").Range("C10").Value

Dim i As Integer

If Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Accident").Range("B1").Value
<= 60 And _
Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Accident").Range("B1").Value
>= 0 Then

For i = 1 To 99
Worksheets("Accident").Cells(i + 1, 7).Value = "=IF(F" & i + 1 &
"=0,0,IFERROR(INDEX(Data_1min!B:B,Accident!F" & i + 1 & "/10+2),""""))"
Next

ElseIf Worksheets("Accident").Range("B2").Value -
Worksheets("Accident").Range("B1").Value <= 120 Then
For i = 1 To 99
Worksheets("Accident").Cells(i + 1, 7).Value = "=IF(F" & i + 1 &
"=0,0,IFERROR(INDEX(Data_2min!B:B,Accident!F" & i + 1 & "/10+2),""""))"
Next

Else
MsgBox "Mission failed. Reset scenario and try again", , "Warning"
```

```
Application.OnTime Now, "updating", , False
Application.OnTime Now, "Hole", , False
End If

If Worksheets("Accident").Range("B6").Value <> "" And _
Worksheets("Accident").Range("B2").Value  -  Worksheets("Accident").Range("B6").Value
<= 120 Then
MsgBox "Relief valve operation scenario completed", , "Sucess"

ElseIf Worksheets("Accident").Range("B6").Value <> "" And _
Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Accident").Range("B6").Value >
120 Then
MsgBox "Mission failed. Reset scenario and try again", , "Warning"

Else
End If

End Sub

Private Sub EMV_on_Click()

If Worksheets("Process").Range("L4").Value = 10 Then
MsgBox "You cannot open EMV during Hole & Release scenario", , "Warning"

Else
Worksheets("Accident").Range("B2").Value = ""
Worksheets("Process").Shapes("EMV_on").Visible = False
Worksheets("Process").Shapes("EMV_off").Visible = True
Worksheets("Process").Range("G4").Value = 50

End If

End Sub
```

```
Private Sub Worksheet_SelectionChange(ByVal Target As Range)

On Error Resume Next
Worksheets("Process").ChartObjects().Visible = False
Worksheets("Process").ChartObjects("chartspot").Visible = True
Dim i As Integer
Dim j As Integer

For i = 4 To 12
For j = 1 To 4
Worksheets("Process").Cells(i, 5 * j + 4).Interior.ColorIndex = 0
Next
Next

Dim x As Integer
Dim y As Integer
x = Worksheets("Process").Range("A1", ActiveCell).Rows.Count
y = Worksheets("Process").Range("A1", ActiveCell).Columns.Count
If y = 9 And x >= 4 And x <= 7 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 14 And x >= 4 And x <= 5 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 19 And x = 6 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 19 And x = 8 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 19 And x = 12 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 24 And x = 6 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 24 And x = 8 Then
```

```
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 24 And x = 12 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17


End If
Worksheets("Process").ChartObjects("chart" & y & x).Visible = True
End Sub
```

A. Time-checking module

```
Sub hole_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Hole"
End Sub

Sub ref_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Ref"
End Sub

Sub pre_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Pre"
End Sub
```

B. Reeal-time 2D image updating module

```
Sub start_updating()

Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "updating"

End Sub

Sub updating()
```

```
On Error Resume Next

Dim i As Integer
Dim x As Integer
Dim y As Integer
Dim z As Integer
Dim a As Integer

z = Worksheets("Accident").Range("B1").Value / 10


For x = z + 3 To 100
If Worksheets("Accident").Cells(x, 7).Value = "" Then
a = x - 1
Exit For
End If
Next

y = Worksheets("Accident").Cells(a, 6).Value


If y <= 60 Then

For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = True

Call start_updating

ElseIf y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value <> "" _
And                    Worksheets("Accident").Range("B2").Value                    -
```

```
Worksheets("Accident").Range("B1").Value <= 60 Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 1).Visible = True

Call start_updating

ElseIf (y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value <> "") Or
-
(y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value = "") Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = True

Call start_updating


ElseIf y > 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value = "" Then
MsgBox "Mission failed. Reset scenario and try again", , "Warning"
Application.OnTime Now, "updating", , False
Application.OnTime Now, "Hole", , False
Exit Sub

ElseIf y > 120 And y <= 240 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value <> "" _
And                    Worksheets("Accident").Range("B2").Value                    -
Worksheets("Accident").Range("B1").Value <= 60 Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 1).Visible = True
```

```
Call start_updating

ElseIf y > 120 And y <= 240 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value <> "" _
And Worksheets("Accident").Range("B2").Value -
Worksheets("Accident").Range("B1").Value <= 120 Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = True

Call start_updating

Else

MsgBox "Accident scenario complete"
Application.OnTime Now, "updating", , False
Application.OnTime Now, "Hole", , False
Exit Sub

End If
End Sub
```

C. Mild case scenario module

```
Sub Pre()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 200

With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"

End With
```

```
If Worksheets("Process").Range("Q6").Value > 1.2 Then

Worksheets("Source").Range("J5").Value = 790.1547

With Worksheets("Process")

.Range("Q12").Value = 0
.Range("V12").Value = 100
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"
.Range("V5").Value = "Auto"
.Range("V10").Value = "Auto"

.Range("V7").Value = 1.059207

End With


Exit Sub

Else
Call pre_check
End If

Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"

End If
End Sub
```

D. Relief case scenario module

```
Sub Ref()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
```

```
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 150

With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"

End With

If Worksheets("Process").Range("G5").Value > 0.1 Then
Worksheets("Accident").Range("B6").Value = Worksheets("Process").Range("C10").Value

Exit Sub

Else
Call ref_check

End If


Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"

End If
End Sub
```

E. Worst case scenario module

```
Sub Hole()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
Worksheets("Source").Range("J7").Value = 300
Worksheets("Source").Range("J8").Value = 300
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 90
```

```
With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"

End With

If Worksheets("Process").Range("L4").Value = 10 Then
Worksheets("Accident").Range("B1").Value = Worksheets("Process").Range("C10").Value


Dim i As Integer
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture1").Visible = True
Call start_updating

Exit Sub

Else
Call check
End If

Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"
End If
End Sub
```

F. Scenario reset module

```
Sub reset_scenario()
On Error Resume Next

Worksheets("Source").Range("J5").Value = 790.1547
```

```
Worksheets("Data_Plot").Range("G1").Value = ""
Worksheets("Source").Range("J7").Value = 1.4
Worksheets("Source").Range("J8").Value = 1.4

With Worksheets("Process")
.Shapes("EMV_on").Visible = False
.Shapes("EMV_off").Visible = True
.Range("G4").Value = 50
.Range("Q5").Value = "Auto"
.Range("Q10").Value = "Auto"
.Range("Q12").Value = 100
.Range("V12").Value = 0
.Range("Q7").Value = 1.059207
.Range("V7").Value = "=Process!Q7"
.Range("V5").Value = "Off"
.Range("V10").Value = "Off"
End With

Application.OnTime Now, "Hole", , False
Application.OnTime Now, "Pre", , False

Worksheets("Accident").Range("B1").Value = 100000
Worksheets("Accident").Range("B2").Value = ""
Worksheets("Accident").Range("B6").Value = ""
Dim i As Integer

For i = 1 To 99
Worksheets("Accident").Cells(i + 1, 7).Value = "=IF(F" & i + 1 &
"=0,0,IFERROR(INDEX(Data_2min!B:B,Accident!F" & i + 1 & "/10+2),""""))"
Next

Application.OnTime Now, "updating", , False
```

```
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Pictures("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Pictures("picture1").Visible = True



End Sub
```

석유화학플랜트 내 시나리오 별
공정 시뮬레이션 모델

보고서 검토 결과

핵심성과 1

석유화학플랜트 공정 운전정보 분석

핵심성과 2

석유화학플랜트 공정 정상상태 및 동적공정 시뮬레이션 모델 개발

핵심성과 3

석유화학플랜트 내 공정 시뮬레이션 결과 도출 및 훈련 가이드라인 제시

검토자 소속 및 성명

소속 : 현대오일뱅크

성명 :

(서명)_____

검토일 : 2017. 10. 17

검토결과

핵심성과 1 달성도

□ 달성 □미달성

핵심성과 2 달성도

□ 달성 □미달성

[햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술개발]

석유화학플랜트 공정모델 및 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발 보고서

2017. 10.

열 린 기 술

목차

I. 서론 ····· 6
1. 연구 목표 ····· 6
2. 연구 내용 및 범위 ····· 7
II. 본 론 ····· 8
1. 석유화학플랜트 운전정보 분석 ····· 8
1.1. 대상공정(RDS) 개요 ····· 8
1.2. 공정장치 상세설명 ····· 11
1.2.1. Reactor section ····· 11
1.2.2. Recycle gas compression section 및 Make-up gas compression section 13
1.2.3. Low pressure separation section ····· 13
1.2.4. Fractionation section 및 light end recovery section ····· 13
2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 ····· 14
2.1. Peng-Robinson Equation Of State ····· 14
2.2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델 ····· 14
3. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 결과 및 분석 ····· 17
3.1. 동적 공정 시뮬레이션 모델 ····· 17
3.2 시나리오별 시뮬레이션 결과 ····· 19
3.2.1 동적 공정 시뮬레이션을 위한 사고 시나리오 ····· 19
3.2.2 사고 시나리오에 대한 동적 시뮬레이션 결과 ····· 20
3.3 시나리오별 시뮬레이션 결과 분석 ····· 23
4. 석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발 ····· 24
4.1. 기존 훈련 프로그램 소개 ····· 24
4.1.1 EYESIM immersive Training System ····· 25
4.1.2. VR Safety Training ····· 26
4.1.3. Virthualis Project ····· 27
4.1.4. 개발 대상 프로토타입 지향점 ····· 29
4.2. 공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘 ····· 30
4.2.1. Aspen Hysys/Excel 연동 알고리즘 ····· 32
4.2.2. FLACS/Excel 연동 알고리즘 ····· 32
5. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 ····· 34
5.1. 프로토타입 구성요소 ····· 35
5.2. 타 세부와의 연동 ····· 37
III. 결 론 ····· 38
부록. ····· 39
A. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인 ····· 39
B. Heat & Material Balance ····· 42
C. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 조작 코드(VBA) ····· 43

표 목차

표 1. 제어기별 일반적인 tuning parameters ····· 17
표 2. Event scheduler ····· 21

그림 목차

그림 1. HOU 공정 block diagram ····· 8
그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도 ····· 9
그림 3 간략한 공정 흐름도(Simplified PFD) ····· 10
그림 4. Sectional Block Diagram ····· 10
그림 5. 촉매 반응의 구조 ····· 12
그림 6. 전형적인 탈황 반응식 ····· 12
그림 7. 반응기 Specification. ····· 13
그림 8. 정상상태 시뮬레이션 모델 공정 흐름도(PFD) ····· 16
그림 9. 동적 시뮬레이션 모델 공정 흐름도(PFD) ····· 18
그림 10. 사고 시나리오 ····· 19
그림 11. Scenario #1 Pressure profile ····· 21
그림 12. Scenario #1 Release flow rate profile ····· 22
그림 13. Scenario #2 Pressure profile ····· 22
그림 14. Scenario #2 Release flow rate profile ····· 22
그림 15. EYESIM 시스템 구조 ····· 25
그림 16. DynSim 사용자 인터페이스 ····· 25
그림 17. EYESIM 훈련 시나리오 예시 ····· 25
그림 18. GEXCON FLACS OTS 개념 모식도 ····· 27
그림 19. FLACS VR Safety Training 환경 ····· 27
그림 20. Virthualis에서 산정하는 사고 시나리오 ····· 28
그림 21. Virthualis 개념 모식도 ····· 29
그림 22. 기존 훈련 프로그램 특징 ····· 29
그림 23. 공정/사고 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 30
그림 24. Hysys/FLACS/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 32
그림 25. Hysys/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 32
그림 26. FLACS/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도 ····· 33
그림 27. 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 ····· 34
그림 28. Dynamic integrator & simulation mode ····· 35
그림 29. Regulator operation ····· 35
그림 30. Source-term model ····· 35
그림 31. Controller Setup ····· 36
그림 32. Monitor ····· 36

I. 서론

1. 연구 목표

본 보고서는 ‘햅틱기반 플랜트 안전훈련시스템 기술 개발’ 과제의 4차년도 열린기술의 성과보고서로서, 1차년도부터 3차년도까지 축적된 공정 시뮬레이션 모델 및 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발 지식을 종합하여 석유화학플랜트 공정 시뮬레이션 모델 개발 및 서울대학교의 사고 시뮬레이션 모델과 공정 시뮬레이션 모델을 연계하여 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발 성과물을 기술하는 것을 목표로 한다.

공정 시뮬레이션 결과는 4차 년도 대상 공정인 석유화학플랜트의 시뮬레이션 파일을 포함하며 석유화학플랜트 내의 안전장치 및 이상상황에 대한 모사 내용을 총괄적으로 서술한다.

2. 연구 내용 및 범위

1	**석유화학플랜트 공정 운전정보 분석**
	- 사고 시나리오 제작을 위하여 석유화학플랜트 데이터를 기반으로 대상 공정의 거동을 분석한다.
2	**사고 시나리오별 정상상태 및 동적 공정 시뮬레이션 모델 제작**
	- 관련 기관으로부터 제공받은 데이터를 기반으로 대상 공정에서의 정상상태 및 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델을 제작한다.
3	**사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 분석**
	- 각 시나리오별로 제작된 동적 공정 시뮬레이션 모델의 모사 결과를 분석한다.
4	**석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발**
	- 석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계 알고리즘을 구현한다.
5	**석유화학플랜트 공정/사고 시뮬레이션 연계속도 및 성능평가**
	- 개발된 공정/사고 시뮬레이션 연동 프로토타입의 성능을 정량적으로 평가한다.

표 3

Ⅱ. 본 론

1. 석유화학플랜트 운전정보 분석

1.1. 대상공정(RDS) 개요

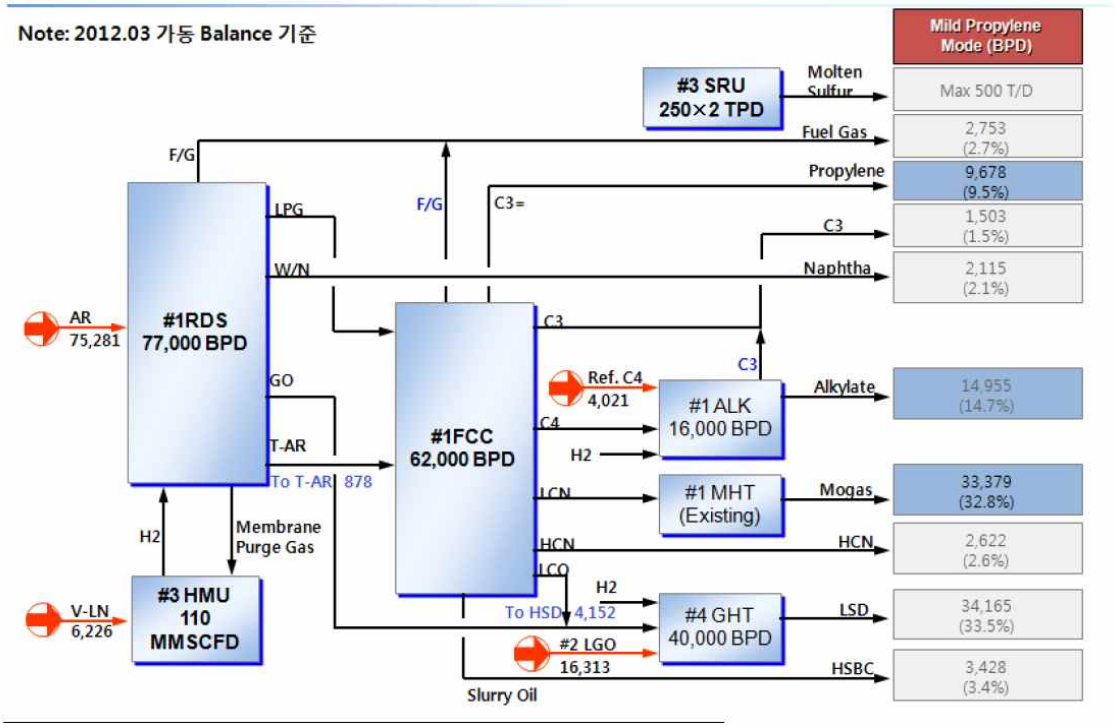


그림 1. HOU 공정 block diagram

HOU 공정은 Heavy Oil Upgrading 공정의 약자로써 황이 다량 함유되어있는 고유황 중질유를 경유 및 저유황 중질유로 전환시키고 이렇게 얻어진 저유황 중질유를 유동층 촉매반응으로 분해하여 프로필렌, 휘발유, 경유 및 중유 등을 얻는 일련의 공정들을 포괄하는 총칭이다. HOU 공정은 대상공정인 RDS(ARDS) 공정과 그 후단 공정인 FCC(RFCC) 공정으로 구성되어있다. 2012년 기준으로 현대오일뱅크 대산공장에서는 하루 약 66,000배럴의 중질유를 처리하여 하루 약 10,000배럴의 프로필렌, 35,500배럴의 휘발유, 18,000배럴의 경유와 3,300의 중유를 생산하고 있다.

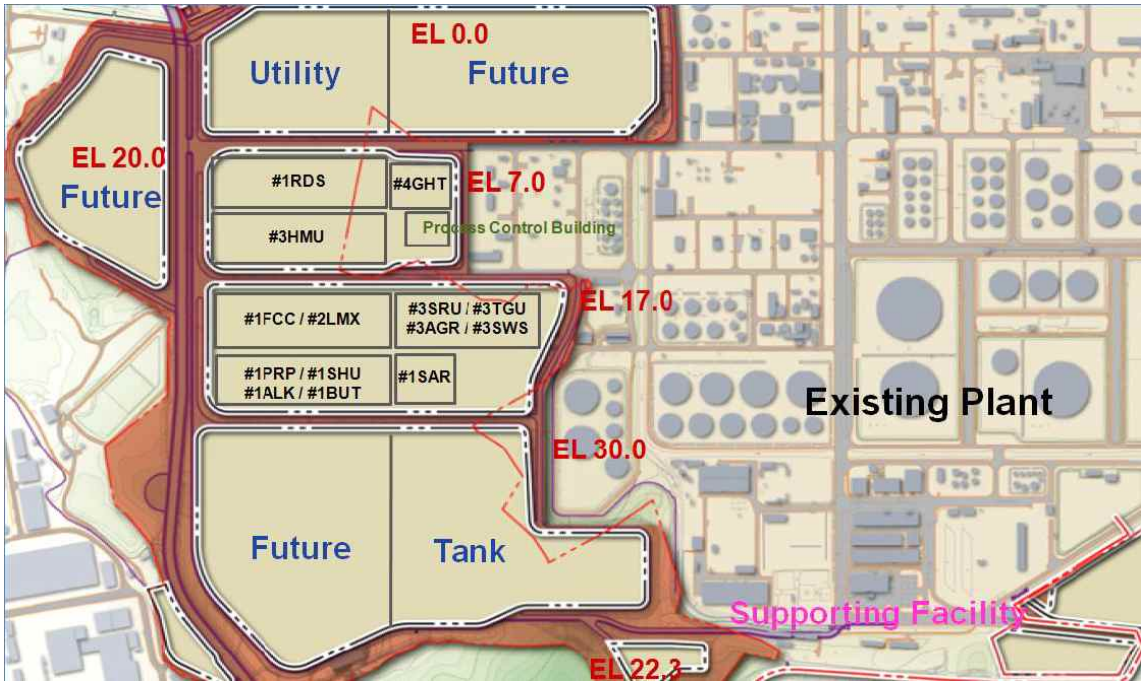


그림 2. 현대오일뱅크 대산공장 공정 배치도

대상공정인 RDS는 Residue De-Sulfurization 공정의 약자로 전단의 CDU(Crude Distillation Unit:상압증류공정)에서 생상된 AR(Atmosp heric Residue:상압잔사유)에 포함된 불순물을 제거하여 후단의 저유황 중질유를 유동층 촉매 반응으로 분해하여 휘발유 및 경유를 생산하는 공정인 FCC(Fluidized Catalytic Cracking) 공정의 원료를 생산하는 공정이다. Licensor는 미국의 Chevron Lummus Global 사이며 반응기의 온도가 400℃ 이상, 압력이 200기압(수심 2,000m에 해당하는 초고압) 공정이다. 또한 촉매를 이용한 공정이기 때문에 촉매 수명(약 11개월)에 맞추어 촉매 교체 작업을 위해 매년 가동과 중지를 반복하여야 하며, 이에 따라 정상상태에서 벗어나야 하는 일이 빈번하여 사고의 위험이 비교적 높다. 뿐만 아니라 고온/고압의 운전조건에서 촉매 교체를 위한 적절한 상온/상압으로의 전환에는 시간적(약 35일) 경제적(촉매 교체 비용 : 약 180억) 비용이 수반된다. 이로 인해 현대오일뱅크에서는 HOU 공정의 두 구성요소인 RDS공정과 FCC공정의 촉매 교체 기간의 일치를 위하여 RDS공정의 반응기 부분을 two train

system으로 설계하여 FCC공정의 2년 연속가동을 가능하도록 하였다. 대상공정으로 한 현대오일뱅크의 RDS 공정은 원료중의 황함량을 대폭 감소시켜 FCC공정의 효율을 높이기 위해 탈황률 88%(4.1wt%→0.5wt%)를 목표로 하고 있다.

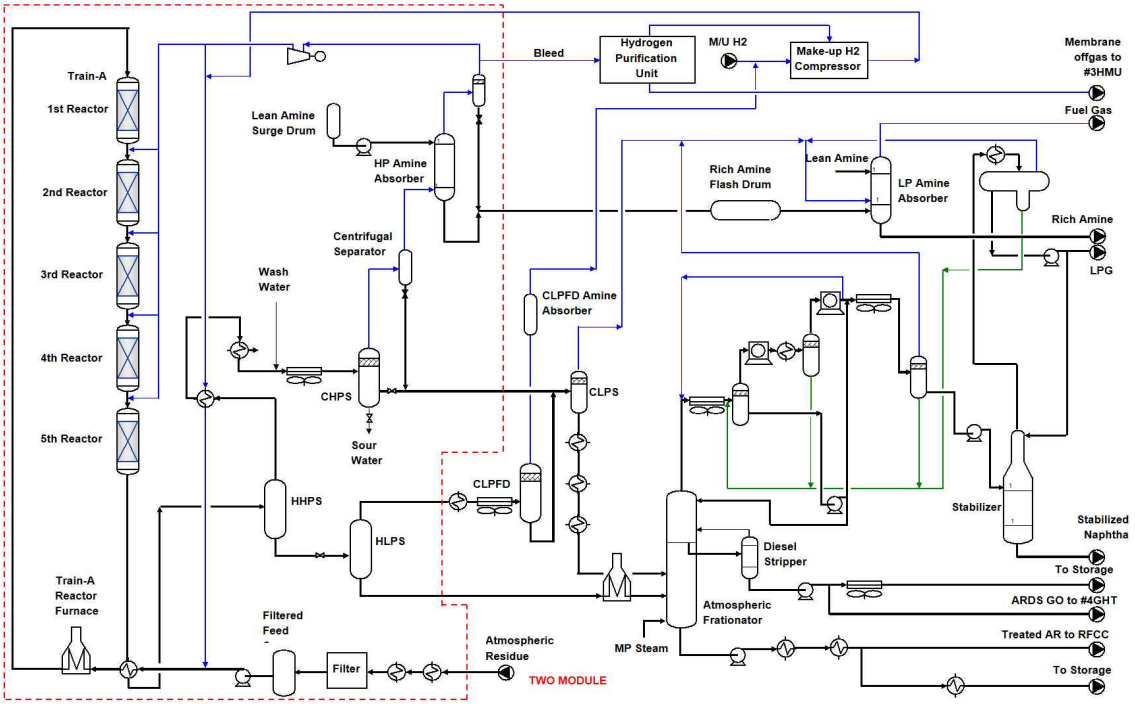


그림 3 간략한 공정 흐름도(Simplified PFD)

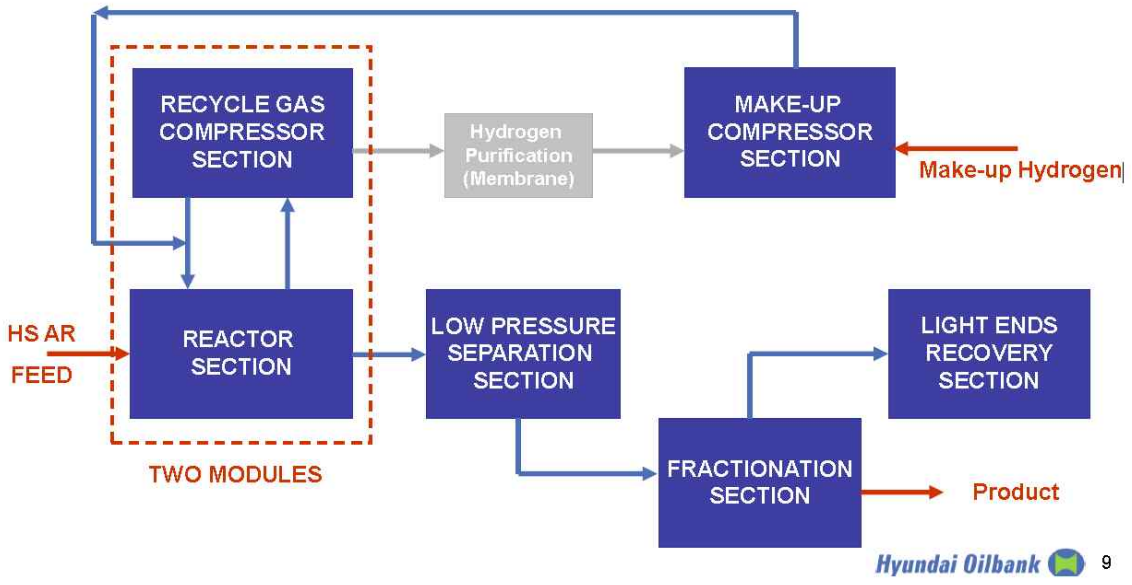


그림 4. Sectional Block Diagram

RDS 공정은 그림 4.에서와 같이 6가지 주요 section으로 구성되어 있다. 앞에서 말한 two train system은 그림 4.에서 two modules 로 표현되어 있다. 전체 공정은 간단하게 각 구역 별로 반응에 필요한 gas를 공급 및 압축해주는 구역, 고 유황질의 feed와 gas의 촉매반응이 이루어지는 구역, High/Low pressure 조건에서의 반응 생성물을 분리하는 구역, 상압 증류탑을 이용하여 다양한 종류의 제품들을 최종 분리하는 구역과 상압탑의 상부의 가벼운 기체들을 회수하는 구역으로 구분할 수 있다.

1.2. 공정장치 상세설명

RDS 공정은 그림 3, 4와 같이 reactor section, recycle gas compressor section, low pressure separation section, make-up compressor section, fractionation section, light ends recovery section의 6개의 section으로 구성되어 있다.

1.2.1. Reactor section

화학적 반응을 일으켜서 상압 잔사유 내의 불순물(황, 질소, 중금속 등)을 제거하는 반응이 일어나는 부분이다. 그림 3과 같이 한 반응기 모듈(붉은색 점선 내부)이 운전 중에 다른 반응기 모듈의 촉매 교체를 위하여 shut-down 및 start-up을 유기적으로 시행할 수 있는 구조인 two-train 형태로 되어 있다.

촉매(Catalyst)는 오일 분자 속에 포함된 불순물을 제거하는 수첨가반응을 촉진하는 매개체로서 다공성 알루미나 담체로 제조되어 있고, 담체에는 니켈, 코발트 및 몰리브데늄과 같은 반응 촉진 금속들이 주입되어 있다. 오일분자와 수소는 촉매의 다공(Pore)속으로 들어가 촉매표면의 반응점(Active Site)에서 수첨가반응이 일어나면서 황과 질소등을 제거한다.

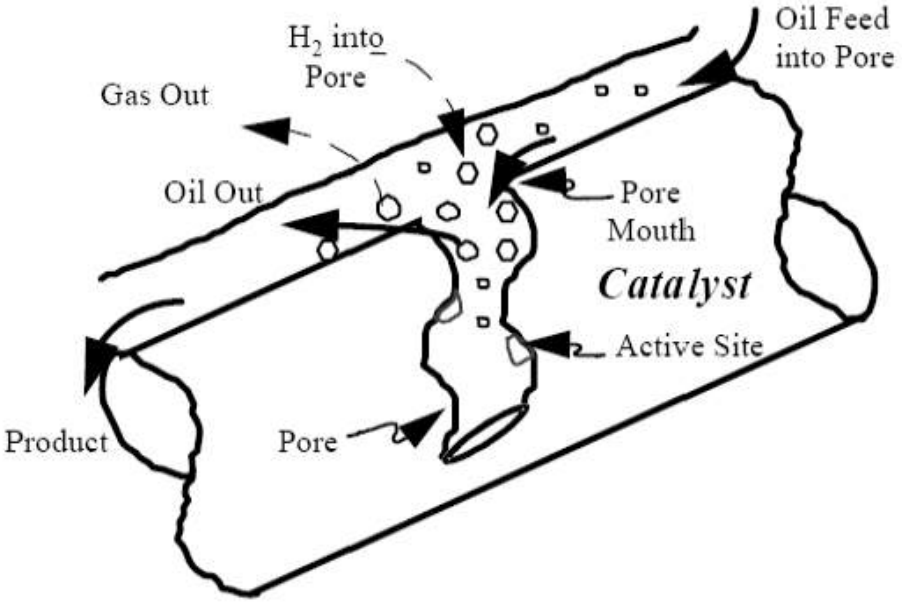


그림 5. 촉매 반응의 구조

고압의 가혹한 운전조건 및 원료자체의 특성으로 반응기에 충진된 촉매의 수명이 11개월에 불과하므로 촉매교체를 위해 매년 가동중지를 하여야 한다. 보통 촉매교체 및 재가동에 소요되는 시간은 30~40일 정도이다.

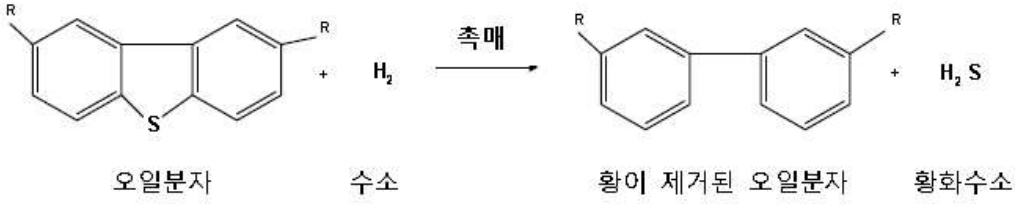


그림 6. 전형적인 탈황 반응식

Reaction section의 주 반응은 탈황, 탈금속, 탈질소, 탈 CCR, Hydrocracking 및 Aromatics 포화 반응이다. 그 중에 가장 주된 목적이라고 할 수 있는 탈황반응의 일반적인 구조식은 그림 6.과 같다.



공급업체	특허설계사	CLG
	제작사	JSW
제작비용	총 10기	1,800억원
제원	높이 (m)	13.5
	지름 (m)	4.85
	무게 (톤)	770
	재질	2 ¼Cr 1 Mo V
	두께 (mm)	316
설계 조건	압력 (kg/cm2g)	210
	온도 (℃)	454

그림 7. 반응기 Specification.

본 연구의 대상 공정인 현대오일뱅크의 반응기는 그림 7.과 같은 spec.으로 제작되어 운전된다.

1.2.2. Recycle gas compression section 및 Make-up gas compression section

탈황 반응은 수소를 소비하는 반응이므로 반응기 내의 압력을 일정하게 유지하여 주기 위하여 수소를 계속 공급해 주어야 한다. 이때 수소를 반응기 압력에 맞게 가압하여 공급해주게 된다. 반응기 input으로 수소가 과량 주입되므로 반응 후 남은 수소와 소모된 수소만큼의 make-up 수소를 각각 가압하여 반응기의 압력을 일정하게 유지시키고 반응이 계속 일어날 수 있도록 recycle gas와 make-up gas의 compression section이 존재한다.

1.2.3. Low pressure separation section

고압의 생산물을 고압조건에서 분리를 한 뒤 감압하면 액체와 기체로 이루어진 이상(two phase) 물질이 형성되는데 이들의 분리를 위한 장치들의 묶음을 일컫는다. 이는 후단에 있는 fractionation section의 처리량을 줄여주는 역할을 하기도 한다.

1.2.4. Fractionation section 및 light end recovery section

단순한 감압으로는 필요한 물질의 분리를 완벽하게 이루어내지 못하므로 증류탑(Distillation Column)을 이용하여 원하는 특성의 제품별로 분리한다. 분리된 생성물은 목적에 따라서 서로 다른 공정으로 나누어 보내진다.

2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델

2.1. Peng-Robinson Equation Of State

Peng-Robinson equation of state(이하 EOS)는 천연가스 및 오일 산업에서 기체-액체간 상평형을 계산하는데 가장 널리 쓰이는 방법이다. 1970년대에 10년간의 연구를 통해서 캐나다 에드먼턴 소재의 대학인 D.B. University of Alberta의 D. Peng 교수와 Robinson 캐나다 에너지 위원회(Canadian Energy Board)가 공동으로 개발하였다. 식은 다음과 같은 방정식에 따라 기액 상평형 값을 계산한다.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{\alpha a}{v^2 + 2bv - b^2}$$

P : 압력
R : 기체상수
T : 온도
v : 부피
a, b : $van\,der\,waals\,constant$
α : 보정계수

수식 1 Peng-Robinson E.O.S

2.2. 정상상태 공정 시뮬레이션 모델

실제 운전 중인 현대오일뱅크의 공정을 대상으로 모델링을 하는데 reaction section의 가혹한 운전조건으로 인하여 실 반응 공정 변수들의 대부분이 측정 불가능하여 이 부분은 모델링에서 제외하고, 반응기의 반응 생성물부터 모델링을 진행하여 반응기와

동일한 고온/고압의 조건에서 사고가 일어날 수 있는 충분한 범위를 포함하여 모델링을 진행하였다. 전체 모델의 범위는 반응기 후단부터 상압 증류탑 후단까지의 범위를 포함하는 모델링을 진행하였고, 그 정상상태 흐름도는 그림 8.과 같다. 최후단인 fractionator의 product를 측정한 뒤 이를 반응기의 output으로 가정하고, 이를 본 연구의 scope의 가장 전단인 HHPS의 feed로 주입한다. 그 이후 HLPS, CHPS, CLPS, CLPFD를 지나 최종적으로 Atmospheric Fractionator를 지나 product로 종료된다.

본 공정의 feed는 현대오일뱅크의 다양한 지점에서의 공정 변수 센서(Composition, Temperature, Pressure, Flowrate)를 이용한 실제 존재하는 성분들과 함께 다양한 가상 oil component를 사용하였다. Normal boiling point(NBP)를 기준으로한 Oil hypothetical component들은 NBP를 기준으로 Naphtha, Gas Oil(GO), Atmospheric Residue(AR)로 크게 3가지 그룹으로 구분된다.

본 시뮬레이션 모델에서는 연구 목적에 벗어나지 않는 한도 내에서 압축된 모델링을 진행하였다. 실제 공정에서는 에너지 절감을 통한 공정의 경제성 도모를 위해 다양한 공정 유체들 간에 열통합(Heat Integration)을 적용하였다. 하지만 특정 케이스에 따른 사고 시나리오와 훈련원의 대응을 훈련하기 위한 본 연구에서 목적에 열통합과 같은 요소는 불필요한 복잡성을 증가시키는 요인이라 판단하여 제외하고 간단히 가상의 utility를 이용하여 열통합이 적용된 실제 공정을 간략화하여 모사하였다.

각 unit 및 stream 의 사양(specification)은 현대오일뱅크에서 제공한 PFD 및 P&ID의 값을 기준으로 결정되었다.

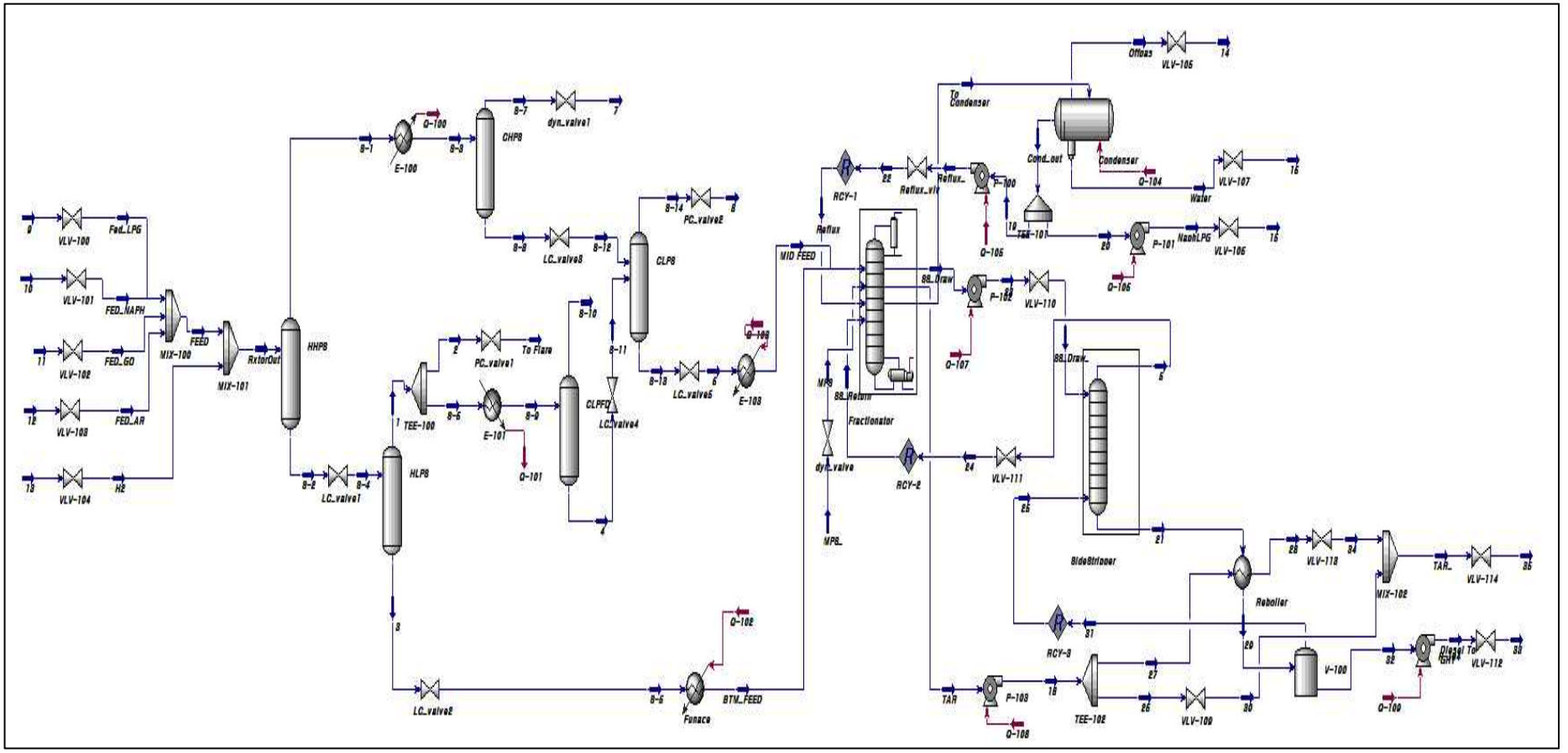


그림 8. 정상상태 시뮬레이션 모델 공정 흐름도(PFD)

3. 사고 시나리오별 동적 공정 시뮬레이션 모델 결과 및 분석

3.1. 동적 공정 시뮬레이션 모델

사고 시나리오는 공정이 정상상태의 state에서 벗어나 의도하지 않은 state로의 시간에 따른 변화로 동적 공정 시뮬레이션을 필요로 한다. 이에 따라 정상상태 모델을 기반으로 동적 모사가 가능한 모델링을 진행하였다. 동적 시뮬레이션의 필수 요소인 각 기기의 sizing data와 제어 로직을 포함하고자 하였고, sizing data는 현대오일뱅크에서 제공한 RDS process의 PFD 및 P&ID의 정보를 사용하였다. 공정의 외란을 제거하기 위한 제어 로직 및 제어기의 parameter들은 제어기의 종류에 따른 일반적인 값으로부터 필요시 보정(tuning)을 통하여 안정적인 동적 시뮬레이션 모델을 구축하였다. 제어기별 제어 parameter의 일반적인 값은 아래 표. 1과 같다. 공정 모델 전체에 걸쳐 총 20개의 제어기가 추가되었고, 온도, 압력, 유속, 기기 내 액체의 높이 변수들을 제어하기 위한 제어기들이며, 즉별한 제어 구조로는 cascade control이 적용되었다. 동적 공정모델에 추가된 TRF-1 unit은 이후에 설명할 사고 시나리오의 구현을 위해 특정 변수(valve opening)의 점진적인 변화를 구현하기 위한 가상의 장치이다.

	Flow	Level	Pressure
K_C	0.5	2	2
τ_I	0.3	-	10

	Temperature	
	Liquid	Gas
Time const.	0.5	0.1
Type	First-order Lag	First-order Lag

표 1. 제어기별 일반적인 tuning parameters

이렇게 제작한 동적 시뮬레이션 모델의 공정 흐름도는 그림. 9와 같다.

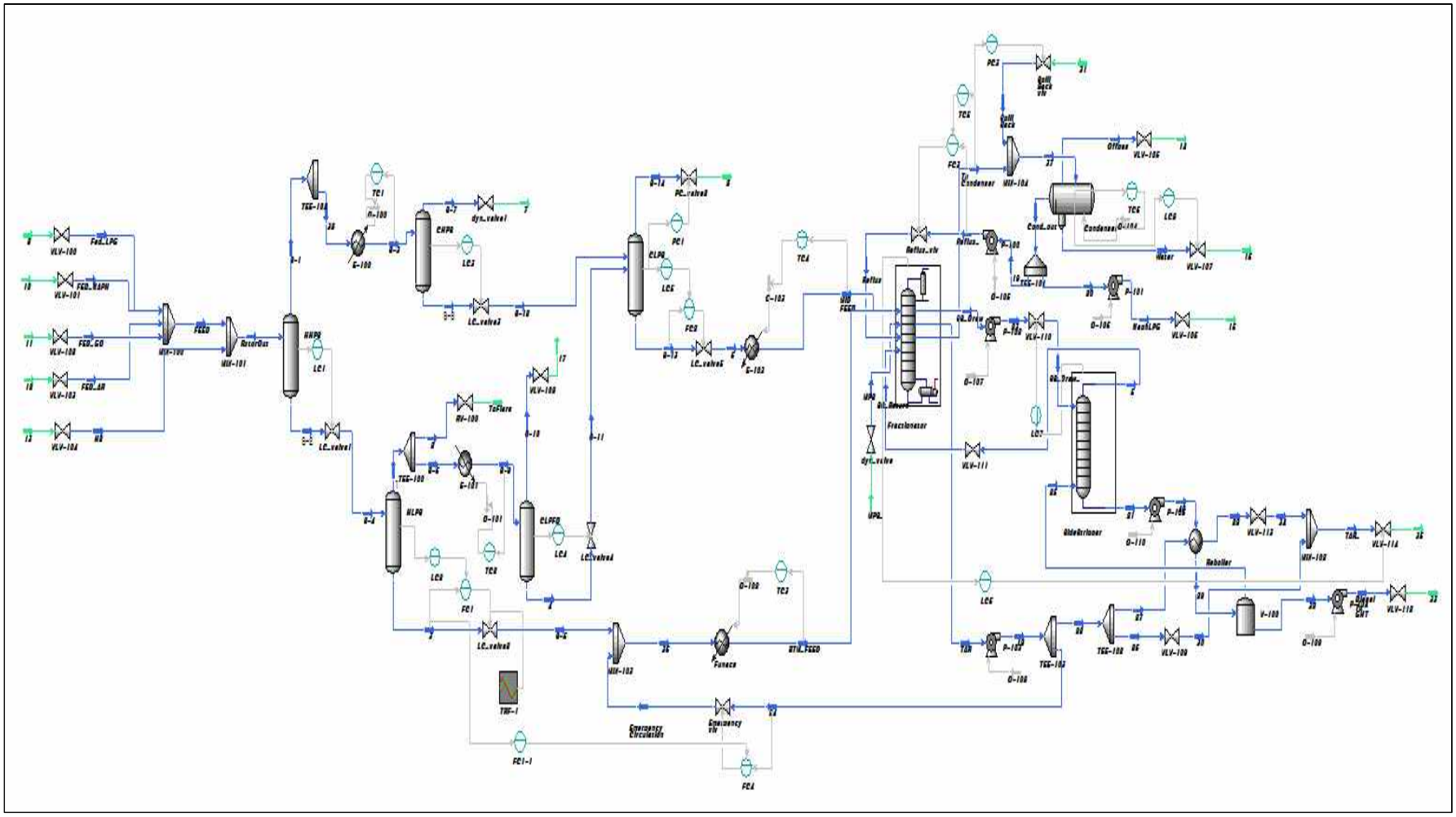


그림 9. 동적 시뮬레이션 모델 공정 흐름도(PFD)

3.2 시나리오별 시뮬레이션 결과

3.2.1 동적 공정 시뮬레이션을 위한 사고 시나리오

1세부의 사고 시나리오 초안과 현대오일뱅크에서 제공한 오퍼레이션 가이드라인 자료를 기반으로 발생 가능한 사고 시나리오를 구체화하여 해당 시나리오에 대하여 정상상태 공정 시뮬레이션에 이어서 동적 공정 시뮬레이션을 진행하였다. 가혹한 조건이라고 할 수 있는 공정 전단의 고온고압의 H2는 사고 발생의 가능성이 높고, 누출사고와 동시에 즉시 화재사고와 연계되어 큰 사고로 이어질 확률이 높다. 따라서 이러한 조건의 H2가 누출될 수 있는 지점을 상정하고 아래와 같은 시나리오를 제작하였다.

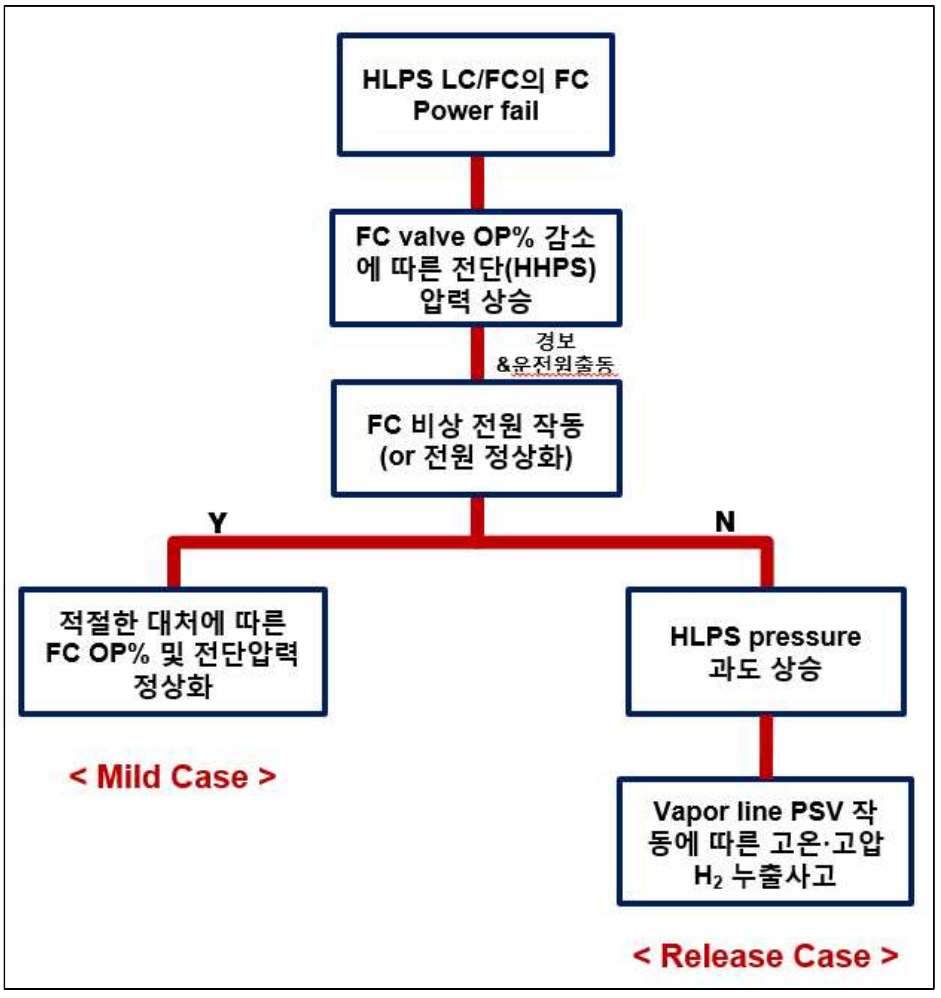


그림 10. 사고 시나리오

Hot Low Pressure Separator(HLPS)에는 separator의 level

을 제어하기위한 LC(Level Controller)/FC(Flow Controller) loop이 구성되어있다. LC는 종속 제어 구조(cascade control logic)으로 primary loop으로 LC가, secondary loop으로 FC가 설정되어 시간 지연과 사이클링을 방지하도록 되어 있다. 이 때 FC(FTC;fail to close)의 전원이 차단되어 정상상태에서 제어되던 valve의 opening이 감소하여 전단의 압력이 상승하게 된다. 이러한 사고상황이 발생하였을 때 훈련원이 적절한 조치를 취하여 전원이 정상화 되면 FC가 정상 작동하여 valve opening과 함께 전단의 압력도 정상화되어 사고가 발생하지 않고 공정 전체의 제어기로 약간의 외란을 상쇄하고 정상상태로 운전된다. 하지만 적절한 조치를 취하지 못할 경우 HLPS의 압력이 비정상적으로 상승하여 자동 안전장치인 PSV가 작동하여 고온고압의 H2가 누출되는 사고가 발생할 수 있고, 압력에 약한 flange에서 누출이 발생할 수 있다.

3.2.2 사고 시나리오에 대한 동적 시뮬레이션 결과

앞의 사고 시나리오에 따른 동적 시뮬레이션은 HYSYS의 Event scheduler로 진행하였다. 그림 10.의 사고 시나리오를 진행하기 위하여 표 2. 와 같은 구성으로 ‘Mild case’와 ‘Release case’에 대한 2가지 사고 시뮬레이션을 진행하였다.

	Scenario #1 (Mild case)					
E	Controller Fail		Pressure Rise		FC1 Mode recover (Casc mode)	
C	Elapsed 10 sec	→	FC1 Mode off	→	VLV 'OP%' Less than 35%	→
A	FC1 Mode off		VLV 'OP%' Ramp(TRF-1) On		Ramp Re-setting Ramp(TRF-1) On	
E	Stop					
C	VLV 'OP%' totally recover	●				
A	Stop Integrator					
	Scenario #2 (Release case)					
E	Controller Fail		Pressure Rise		Stop	
C	Elapsed 10sec	→	FC1 Mode off	→	Elapsed 20 min	●
A	FC1 Mode off		VLV 'OP%' Ramp(TRF-1) On		Stop Integrator	
(* E : Event Name, C : Condition, A : Action List)						

표 2. Event scheduler

① Scenario #1 (Mild case)

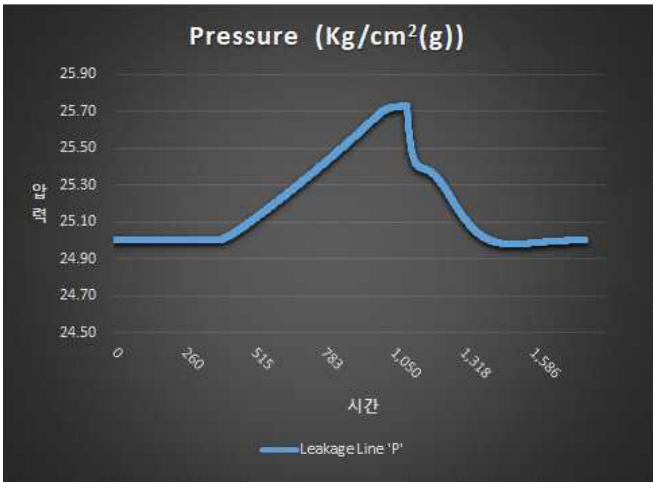


그림 11. Scenario #1 Pressure profile

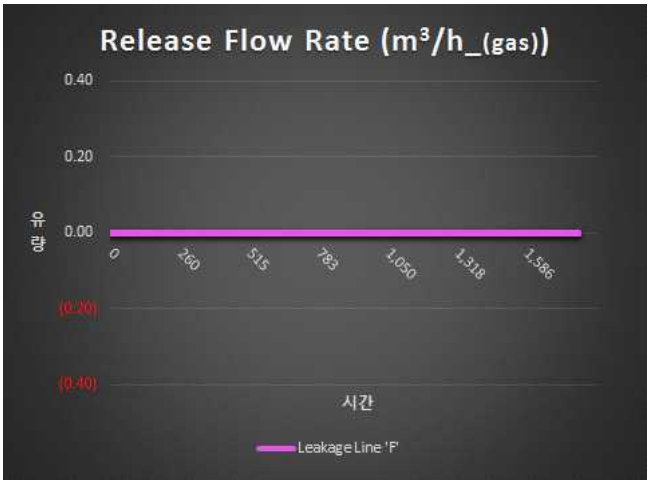


그림 12. Scenario #1 Release flow rate profile

② Scenario #2 (Release case)

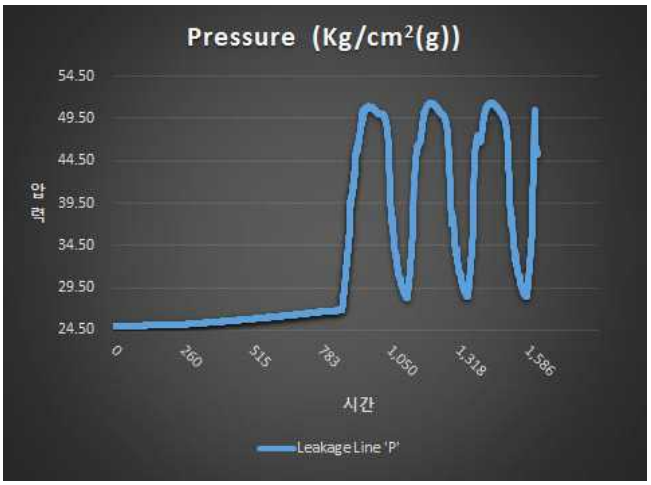


그림 13. Scenario #2 Pressure profile

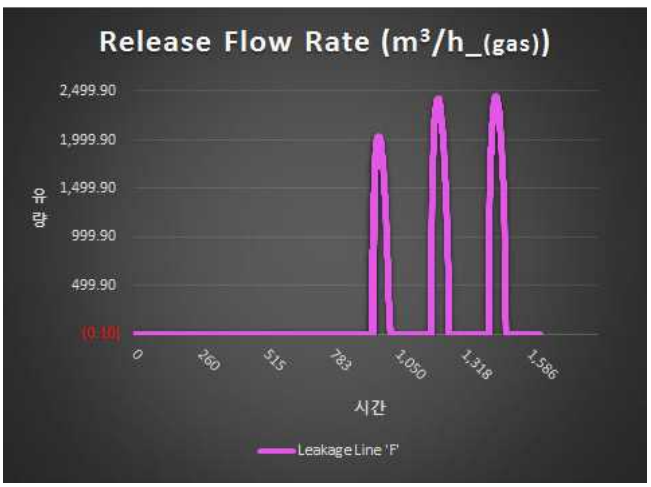


그림 14. Scenario #2 Release flow rate profile

3.3 시나리오별 시뮬레이션 결과 분석

3.3.1 Scenario #1 (Mild case)

첫 번째 시나리오는 Event scheduler에 따라서 FC1의 전원 차단에 따라 mode가 'casc'에서 'off'로 변경되고, FTC type의 valve가 닫히기 시작하면서 전단(Leakage line)의 압력이 정상 상태(25kg/cm2_(g))에서 서서히 상승하기 시작한다. 이 때 비이상적으로 증가하는 압력 해소를 위한 자동 안전장치인 PSV의 set pressure(50kg/cm2_(g) ; 압력의 상승 가시화와 훈련원의 조치를 위하여 훈련용으로 상향 조정)에 도달하기 전에 훈련자가 FC1의 전원을 복원시키는 적절한 조치를 취한다. 장치가 정상화됨에 따라서 FC1의 valve는 다시 정상상태의 위치로 복원되기 시작하고, 이에 따라 압력이 정상화된다. PSV의 set pressure에 도달하지 않았으므로 고온 고압의 H2가스 누출 유량은 없이 시나리오는 종료된다.

3.3.2 Scenario #2 (Release case)

두 번째 시나리오는 첫 번째와 동일하게 FC1의 전원을 차단하고 mode를 변경하고 압력이 상승하게 된다. 하지만 훈련원이 요구되는 시간 내에 적절한 조치를 취하지 못하여 해당 라인의 압력이 PSV의 set pressure에 도달하게 되는 시나리오이다. Set pressure에 도달하게되면 PSV는 개방되어 가스를 방출하고 증가한 압력을 해소한다. PSV의 개방과 폐쇄가 반복되면서 해당 라인의 고온 고압의 H2가스가 누출과 차단이 반복되는 것을 그림. 14를 통해 확인할 수 있다. 이 경우 실제 RDS 공정에서는 해당 라인이 flare stack의 head로 연결되어 비교적 안전하게 연소를 통해 처리하게 되나, HLPS의 경우에만 한정할 경우 누출 사고로 판단하고 일종의 사고 시나리오로 가정하였다. 이 시나리오에 덧붙여서 서울대학교에서 추가적인 누출 시나리오를 만들고 그에 따른 화재 및 폭발이 가능한 시나리오도 생성할 계획이다.

4. 석유화학플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 개발

4.1. 기존 훈련 프로그램 소개

공장에는 DCS에서 근무하는 CROP와 CROP의 명령에 따라서 직접 움직이며 밸브 등과 같은 공정 장치들을 조작하는 Field Operator(이하 FOP)가 존재한다. 전통적인 OTS가 2D 기반 가상환경에서 CROP를 교육하는 것에 초점을 맞추었는데, 이는 2D 환경에서는 FOP교육을 위한 프로그램 제작이 기술적인 한계로 인하여 사실상 불가능하였기 때문이다. 하지만 기술의 발달로 기인하여 FOP를 위한 3D 가상현실 환경 제작이 가능하여 지면서 최근에는 CROP 뿐만 아니라 FOP까지 아우를 수 있는 OTS까 제작되고 있다.

FOP를 위한 OTS에서 필수적으로 수반되어야 할 요소는 3D 가상현실이다. CROP와는 달리 FOP는 실제 현장을 돌아다니면서 공정의 장치들을 조작하기 때문에 실제 작업 환경과 비슷한 상황을 구현하기에는 2D만으로는 한계가 존재하기 때문이다. 3D 가상현실은 기존의 CROP를 위한 2D 기반 OTS와는 다르게 매우 광범위하게 독자적인 분야를 형성하고 있으며 최근에는 단순한 3차원 그래픽이 아닌 여러 가지 장비들의 도움을 받아서 몰입형 가상현실(Immersive Virtual Reality)의 개발도 활발하게 진행되고 있다. 몰입형 가상현실이란 단순하게 3D 화면을 보는 것을 넘어서 오큘러스(Oculus), 기어(Gear) 혹은 기타 장비의 도움을 받음으로써 시각, 청각, 촉각 등의 신경 감각들을 자극하여 사용자에게 보다 효과적인 몰입감을 주는 가상현실 산업의 떠오르는 한 분야이다. 이러한 장비들의 도움을 받을 때 사용자는 시각, 청각, 촉각의 감각에 보다 큰 자극을 받게 되며, 이는 학습효과를 높이는데 크게 기여한다는 것이 입증되었다. 따라서 교육을 제일의 목적으로 하는 OTS 산업에서도 이러한 장비들을 적용하려는 노력이 활발하다. 다만, 이러한 종류의 장비들은 아직까지 가격이 매우 비싸고 완벽한 상용화는 아직 이루어 지지 않았기 때문에 모든 장비가 적용된 OTS는 아직 발매되지 않았으며 부분적으로 시각, 촉각, 혹은 청각 등 개별적인 감각을 자극하여 학습효과를 높이는 OTS는 시장에서 판매되고 있다.

4.1.1 EYESIM immersive Training System

EYESIM Immersive Training System은 영국의 Scheneider Electric 사에서 개발한 몰입형 OTS 소프트웨어이다. 전통적인 OTS와 마찬가지로 공정의 정상상태 및 동적상태를 시뮬레이션을 기본적으로 진행하며 이는 DynSim이라는 프로그램을 통하여 이루어진다. 본 OTS는 CROP와 FOP를 위한 교육 시스템을 모두 제공하는데 CROP를 위한 교육 시스템의 경우 Honeywell사의 OTS와 같이 기존의 2D 가상환경과 크게 다르지 않다. 주목할 만한 기술은 FOP를 위한 3D 가상환경 플랫폼인데 이는 DynSim을 Sim4me bridge라는 자체적인 시뮬레이션-가상환경 연동 도구를 사용하여 3D 가상환경과 연결하는 방식으로 구축되어있다.



그림 15. EYESIM 시스템 구조

FOP의 훈련은 그림 15에 보이는 것과 같이 공정에 이상이 발생하였을 경우에 FOP가 취해야 하는 행동강령을 가르치는 위주로 되어있다. 예시 2의 경우에 만약 훈련원의 미숙한 작업능력으로 인하여 적절한 대처가 이루어지지 않게 되면, 불을 시각화하여 사용자에게 사태의 심각성을 각인시키는 기능도 가지고 있다. 다만 여기서 보이는 불은 사고 시뮬레이션을 진행하지 않고 불이 발생하여 위험하다는 사태의 심각성을 보여주기 위하여 시각적인 효과만 나타내고 있으며 불이 발생함으로써 나타나는 추가적인 피해 같은 요소는 사고 시뮬레이션을 진행하지 않기 때문에

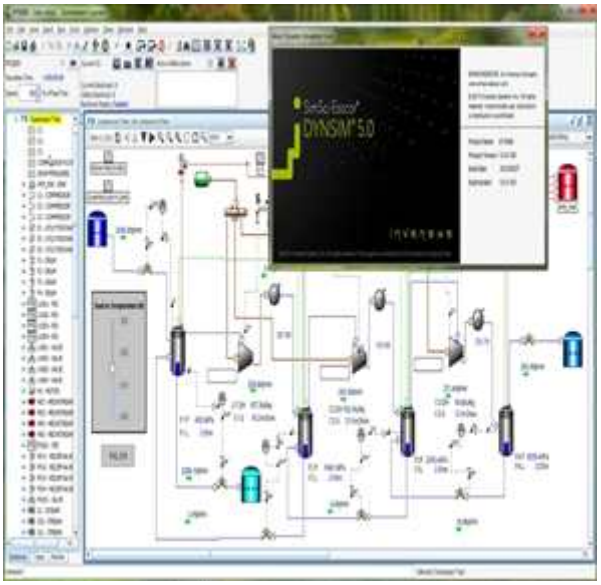


그림 16. DynSim 사용자 인터페이스

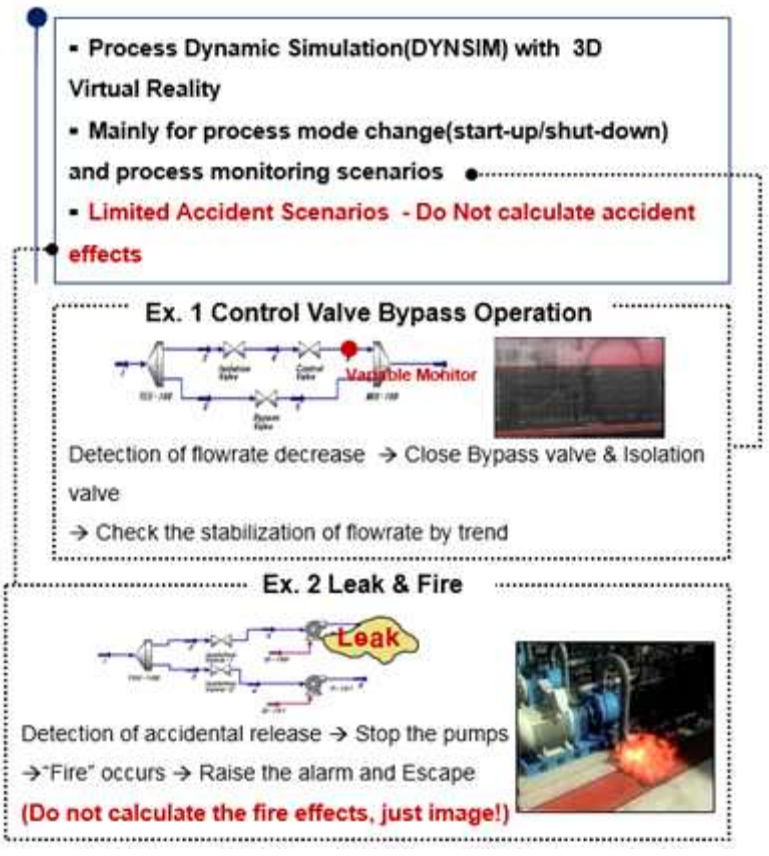


그림 17. EYESIM 훈련 시나리오 예시

정량적으로 계산이 불가능하다.

4.1.2. VR Safety Training

노르웨이의 GEXCON 사에서 개발한 몰입형 가상현실기반 OTS이다. 앞서서 소개한 Scheneider Electric사는 DynSim이라는 공정 시뮬레이터를 사용하여 공정의 정상상태 및 동적상태의 시뮬레이션을 실행하였다. 이는 교육대상이 CROP와 FOP 두 집단이었기 때문이다. VR-Safety Training은 교육 대상이 FOP뿐이다. 이 때문에 공정 시뮬레이션은 실시하지 않으며 FLACS라는 자체적으로 개발한 시뮬레이터를 사용하여 사고 시뮬레이션을 실시하고 이를 통하여 사고로 인하여 발생할 수 있는 결과들을 정량적으로 제시하여 준다. 대표적인 예로, 만약 화재가 발생하면 열 복사량을 사용하여 가상환경 내에 있는 아바타의 사망률을 계산하여 준다.

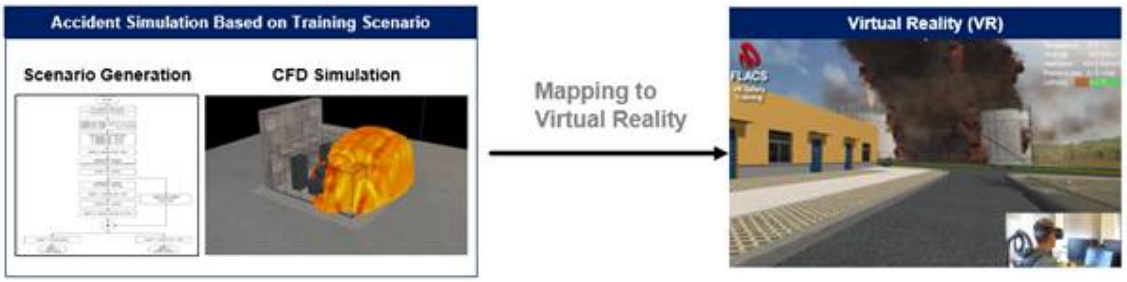


그림 18. GEXCON FLACS OTS 개념 모식도

개발한 3D 가상환경은 EYESIM과 마찬가지로 오큘러스를 사용하여 가상현실의 몰입도를 높이려고 하였고 이와 더불어 모션센서를 사용하여 FOP가 실제로 현장에서 취하는 여러 가지 행동(e.g. 밸브의 op% 조절 등)들을 가상현실에서 구현하려 노력하였다. 아직 정식버전이 발매된 것은 아니며 demonstration버전이 발매되어 사용자들의 feedback을 받고 있다.

4.1.3. Virthualis Project

이탈리아의 밀라노 대학에서 현재 개발중인 OTS이다. 실제로 사고가 발생하면 이는 공정변수의 영향을 받는다. 한 예로, 만약 공정의 한 지점에서 누출이 발생하면 이 누출량은 orifice 직경과 공정의 압력, 온도



그림 19. FLACS VR Safety Training 환경

에 따라서 결정된다. 앞에서 소개한 GEXCON사의 VR-Safety Training 은 사고 시뮬레이션만 실시하므로 근거가 되는 압력, 온도 같은 공정 운전변수는 임의로 입력해 주게 되는데 이 때문에 실제상황을 정확히 반영한다고 말하기는 어렵다. 이러한 문제점을 해결하고자 이탈리아의 밀라노 대학에서는 공정과 사고시뮬레이션을 동시에 시행하는 시도를 진행중이다.

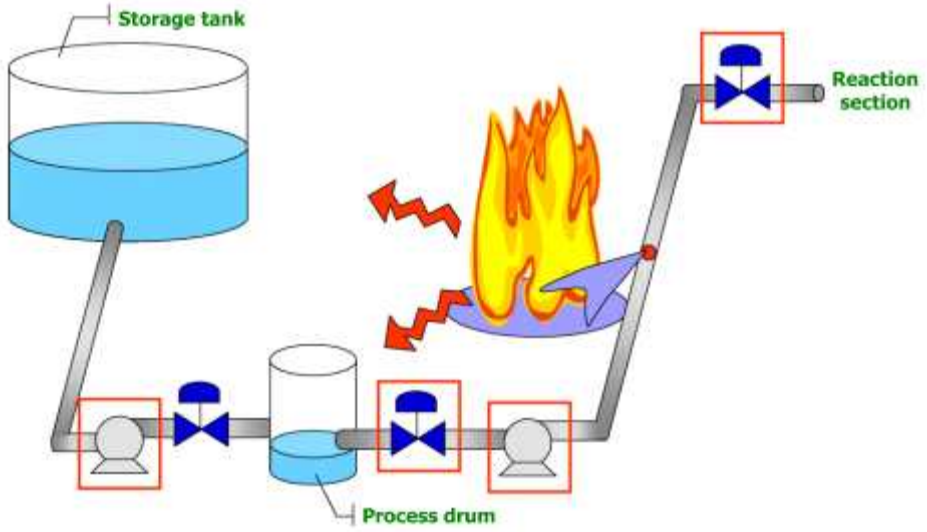


그림 20. Virthualis에서 산정하는 사고 시나리오

그림 20과 같이 공정의 특정지점에서 누출이 발생하면 그 지점을 기준으로 pool이 형성되고, 만약 pool을 형성하는 물질이 인화성 물질이라면 화재가 발생할 수 있다. 이렇게 비교적 간단한 사고 모델을 바탕으로 공정 이상 및 사고 시나리오를 개발하고 이를 3D 가상환경에 mapping 하려는 시도가 이루어지고 있다. 공정 시뮬레이션은 Honeywell 사의 UniSim을 사용하여 시행하고 사고 시뮬레이션은 자체적으로 개발한 AXIM이라는 프로그램을 사용하며, Visual Basic을 사용하여 이 두 모듈

을 연동하고 있다.

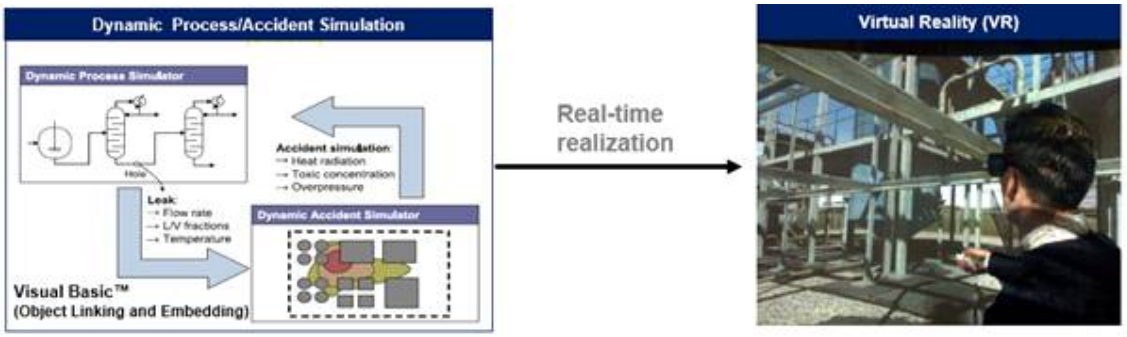


그림 21. Virthualis 개념 모식도

4.1.4. 개발 대상 프로토타입 지향점

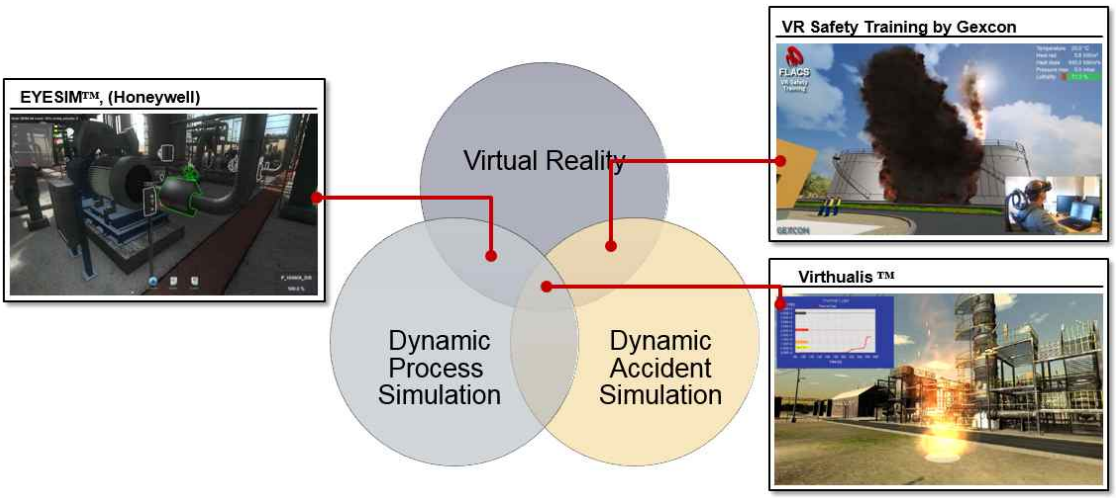


그림 22. 기존 훈련 프로그램 특징

앞에서 기술한 기존 훈련 프로그램의 특성에 기반한 개발 대상 프로토타입(타세부 와의 연동까지 고려한)의 지향점은 다음과 같다.

● 통합성 : 사고 시뮬레이션 모듈, 동적 공정 시뮬레이션 그리고 가상현실 이 세가지 모듈의 통합이 이루어져야 한다.

● 다양성 : 상용 프로그램의 목적에 부합하는 다양한 사고 시나리오가 존재하여야 한다.

● 실용성 : 사고로 인한 피해를 공정(공장)이 위치한 지역 뿐만 아니라 주변 지역에 미치는 영향까지 보여주어 사용자에게 보다 와 닿는 결과를

제시하여 실용성을 높일 필요가 있다.

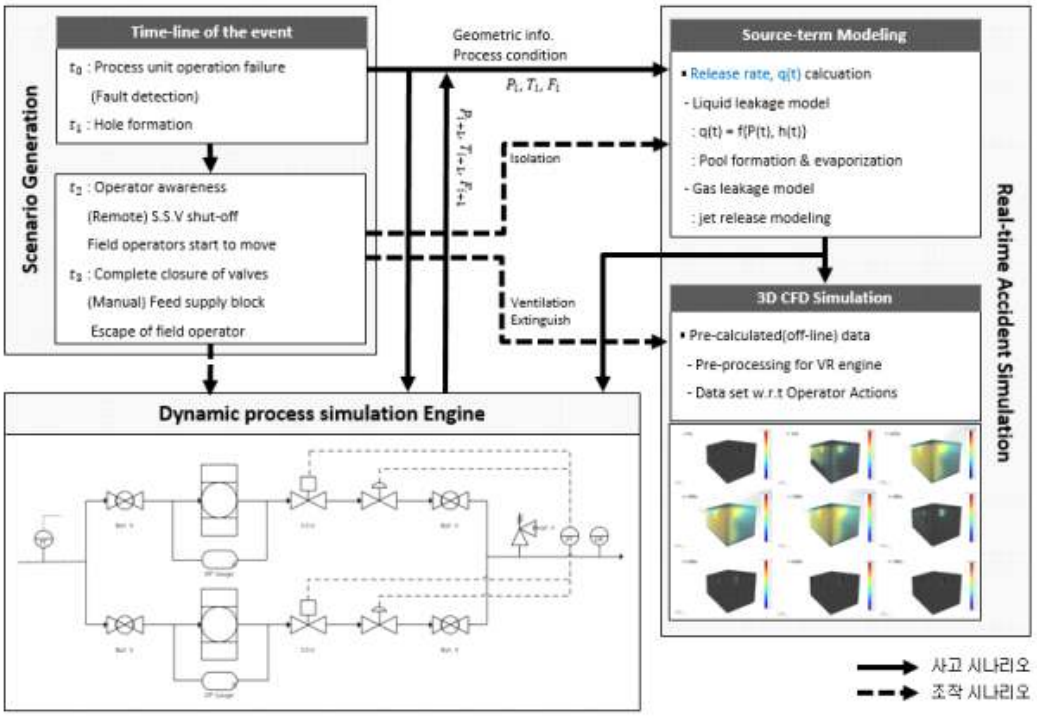


그림 23. 공정/사고 연동 알고리즘 개념 설계도

4.2. 공정/사고 시뮬레이션 연동 알고리즘

본 연구의 대상공정인 석유화학플랜트에는 여러가지의 잠재적인 이상(trip) 시나리오가 존재한다. 여기서 이상이란, 오퍼레이터의 조작 미숙으로 인한 정상상태로부터의 공정 변화현상을 배제한 다른 예기치 못한 외부요인으로부터 발생한 공정 변화현상을 지칭한다. 단적인 예로는 압력상승으로 인한 relief 밸브의 작동이 있다.

만약, 이러한 공정 변화현상이 일정한 한도를 초과한다면, 단순한 공정이상을 넘어선 사고로 그 결과가 이어지게 된다. 단적인 예로는 압력이 상승하였을 때, relief 밸브가 작동하지 않아서 이 계속 상승하여 파이프라인이 증가된 압력을 견디지 못하여 파손되는 경우가 있다.

본 연구에서는 공정시뮬레이션의 경우 Aspen Tech사의 Aspen

Hysys(이하 Hysys)를 사용하고, 사고시뮬레이션의 경우는 Gexcon 사의 FLACS(이하 FLACS)를 사용하여 시뮬레이션을 진행한다. 이 두 시뮬레이션은 조작 방법, 구동 환경 등이 서로 다르므로, 공정이상으로부터 초래된 결과가 사고로 이어지는 현상을 순차적으로 기술하고, 실시간으로 연동하기 위해서는 두 시뮬레이션을 이어주는 엔진이 필요하다. 그 개념도를 아래의 그림에 나타내었다.

만약 어떠한 시간(t0)에서 밸브와 같은 공정 유닛의 작동에 이상이 생겼다고 가정하자. 그러면 공정의 여러 변수(T:온도, P:압력, F:유량)등이 실시간으로 변하게 된다. 만약 이상현상이 어떠한 제한범위를 벗어나 시간(t2)에서 사고가 발생하였다면, 이 때는 실시간으로 변화하는 공정 시뮬레이션(Hysys)뿐만 아니라 그 시간의 공정변수(T, P, F)를 입력변수로 가지고 사고 시뮬레이션(FLACS)을 진행한다. 이렇게 실시간으로 변화하는 공정시뮬레이션 결과와 공정시뮬레이션으로부터 얻어진 입력변수로 얻어진 사고 시뮬레이션 정보는 앞서 기술한대로 두 시뮬레이션을 아우를 수 있는 통합 엔진으로 전송된다. 이 통합 엔진은 계속해서 공정변화와 이로인한 사고결과를 실시간으로 받아오게된다. 만약 사용자(오퍼레이터)가 사고상황을 특정 시간(t2)에 인지하고, 이로 인하여 특정 시간(t2)에 공정에 어떠한 조작을 가한다면, 공정변수(T,P,F)의 값이 바뀌므로 사고 시뮬레이션결과도 달라지게된다. 이러한 공정과 사고 시뮬레이션 결과변화는 통합엔진으로 실시간으로 전송되어 사용자가 변화를 지속적으로 관찰하고, 주어진 문제상황을 인지하고 이를 해결하는데 사용된다.

이러한 개념도 안에서는 투 시뮬레이션을 연동하는 통합 엔진의 역할이 매우 중요하다. 본 연구에서는 통합 엔진으로 microsoft사의 Excel(이하 Excel)을 선정하였다. FLACS에서 얻어지는 시뮬레이션 결과 파일을 Excel에서 작업이 가능한 데이터 형태로 뽑아낼 수 있고, Hysys는 자체적으로 Microsoft사의 Excel과 실시간으로 연동이 되는 Aspen Workbook이라는 툴이 내장되어있어서 Excel을 사용하면 실시간으로 Aspen Hysys와 FLACS를 연동이 가능하다. 결정적으로, Excel에서 지원하는 프로그래밍 언어 응용 프로그램인 VBA(Visual Basic Application)이용하면 다향하고 정밀한 시나리오 제작이 가능하므로, 본 연구에서는 Excel을 통합엔진으로 활용하여 공정/사고 모듈을 실시간

연동하는 연구를 진행하였다.

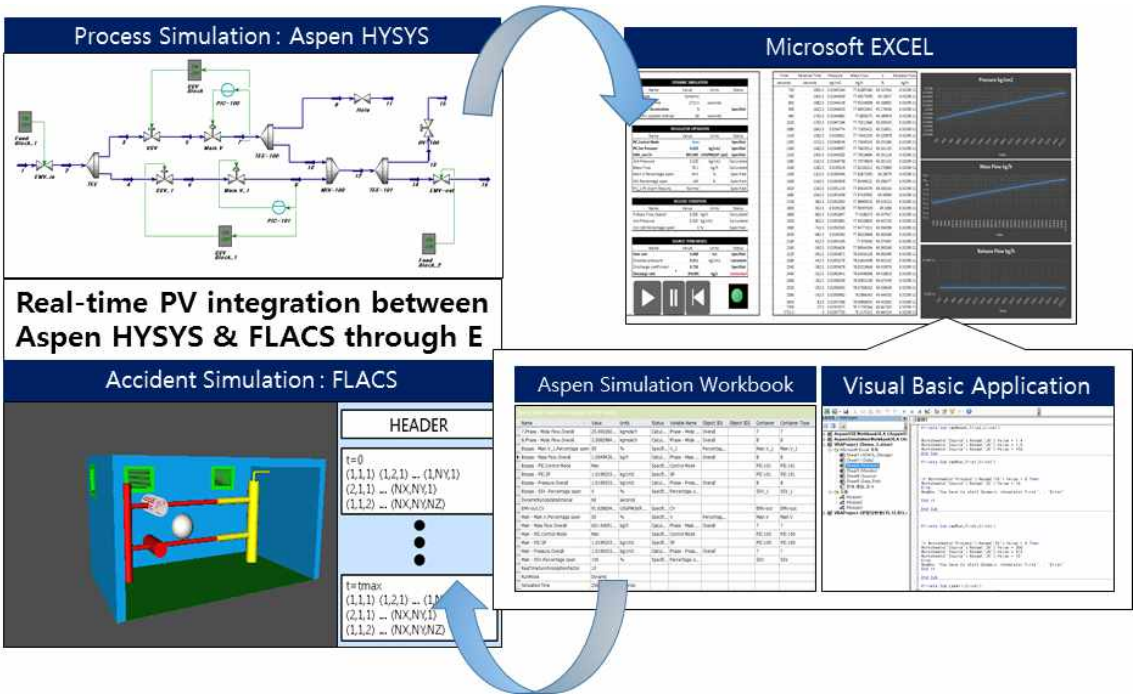


그림 24. Hysys/FLACS/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도

4.2.1. Aspen Hysys/Excel 연동 알고리즘

Hysys에는 Aspen Workbook이라고 하는 툴이 존재하여 실시간으로 공정 조건 및 공정 상태변수를 실시간으로 Excel과 연동할 수 있다. Workbook에는 Organizer라는 내장도구가 존재하여 Hysys의 변수를 Excel로 불러오고 실시간으로 이 변수들이 어떻게 변하는지를 확인할 수 있다.

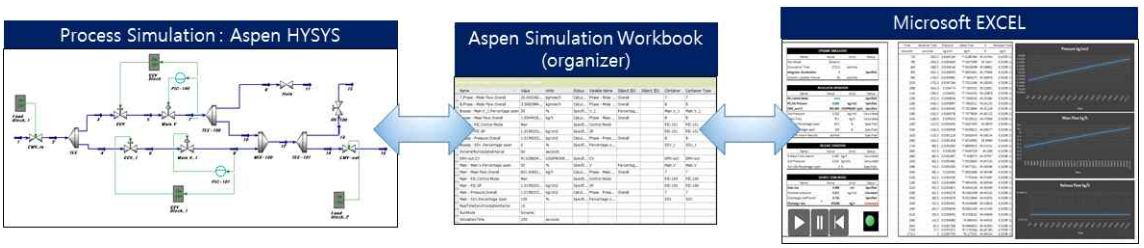


그림 25. Hysys/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도

4.2.2. FLACS/Excel 연동 알고리즘

FLACS는 CFD(Computational Fluid Mechanics:3차원 공간을 잘게

쫗개고, 각각의 조각에서 유체의 유동을 질량, 에너지, 운동량 보존식으로 풀어내는 컴퓨터 프로그램 계산법)프로그램이기 때문에 Hysys처럼 실시간으로 결과를 Excel에 뽑아낼 수 없다. 따라서 다양한 조건(온도, 압력, 유량)에서의 시뮬레이션 결과를 미리 생성하여 Excel에 저장하여 놓고, 이 결Excel에 내장되어 있는 프로그래밍언어인 VBA(Visual Basic Application)을 이용하여 Hysys의 조작에 따라 실시간으로 변하는 공정 변수(온도, 압력, 유량)에 따라서 원하는 사고 시뮬레이션 결과를 실시간으로 불러올 수 있도록 알고리즘을 구성하였다. FLACS에서는 특정 사고시나리오에 대한 시뮬레이션 결과파일을 Excel에 사용할 수 있는 데이터 형태로 내보낼 수 있는데, 이 때, 사용자가 데이터를 한눈에 알아볼 수 있도록 한번의 데이터 가공을 거친다. 이때도 역시 VBA를 이용한다.

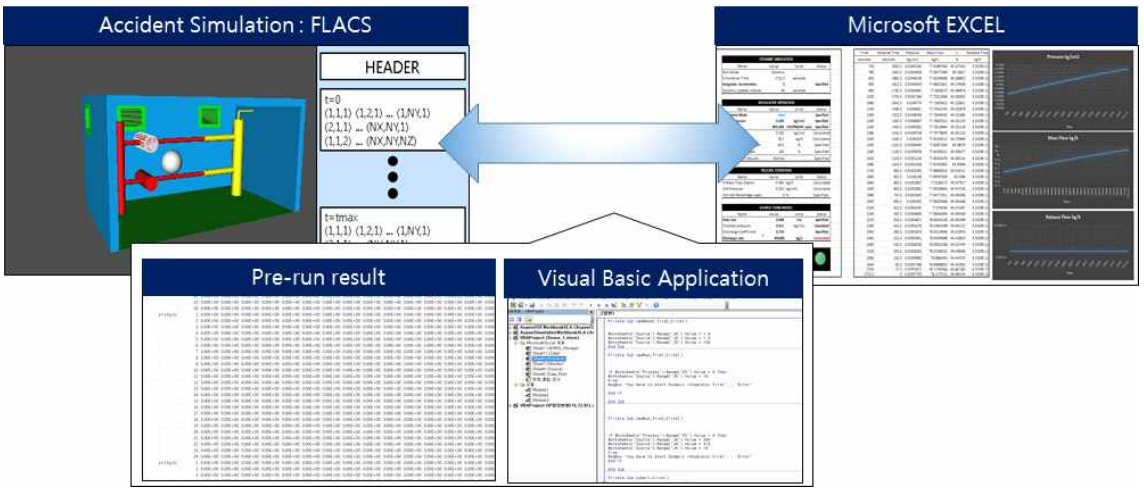


그림 26. FLACS/Excel 연동 알고리즘 개념 설계도

5. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입

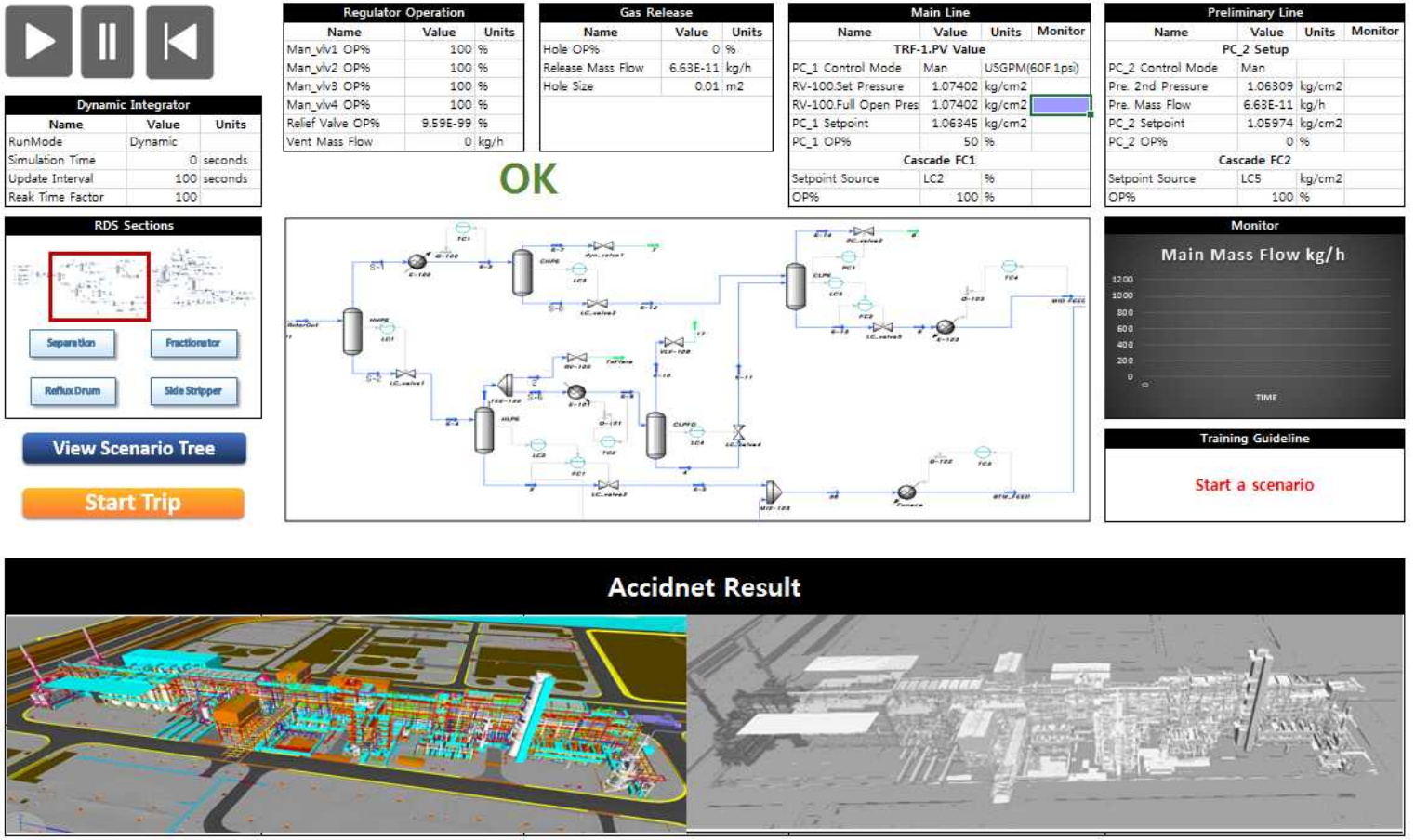


그림 27. 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입

5.1. 프로토타입 구성요소

Dynamic Integrator & Simulation Mode



Dynamic Integrator		
Name	Value	Units
RunMode	Dynamic	
Simulation time	210	seconds
Update interval	10	seconds
Real time factor	10	

그림 28. Dynamic integrator & simulation mode

시뮬레이션 실행버튼(run, pause, reset)를 통해서 시뮬레이션을 실행하거나 멈출 수 있다. Simulation time은 reset버튼을 누른 시점부터 엔진상에서 경과된 시간을 나타내고 update interval은 계산의 빈도를, real time factor는 시뮬레이션을 얼마나 빠르게 진행할지를 결정한다.

Regulator Operation

Regulator Operation			
Name	Value	Units	Monitor
EMV OP%	50	%	
RV OP%	9.59E-99	%	
Main. Massflow	1.43E+03	kg/h	
Preliminary. Massflow	1.42E-10	kg/h	

그림 29. Regulator operation

오퍼레이터가 조작을 가하는 Control Room을 나타낸다. Valve를 열고 닫거나 RV OP%등 공정전체의 경향성을 볼 수 있다.

Source-term Model

Source-term Model			
Name	Value	Units	Monitor
Hole OP%	0	%	
Release rate	6.63E-11	kg/h	
Hole size	0.008	m2	

그림 30. Source-term model

사고가 발생했을 때 활성화되는 창이다. 2.2.3.에서 기술한대로 누출이 choked 혹은 unchoked상태에서 일어나는지 확인하며 이에따라 Hole OP%를 자동으로 결정하여준다.

Controller set-up

Main Line			
Name	Value	Units	Monitor
PC_2 Setup			
PC_1 Control Mode	Man	USGPM(60F,1psi)	
RV-100.Set Pressure	1.07402	kg/cm2	
RV-100.Full Open Pres	1.07402	kg/cm2	
PC_1 Setpoint	1.06345	kg/cm2	
PC_1 OP%	50	%	
Cascade FC1			
Setpoint Source	LC2	%	
OP%	100	%	

Preliminary Line			
Name	Value	Units	Monitor
PC_2 Setup			
PC_2 Control Mode	Man		
Pre. 2nd Pressure	1.06309	kg/cm2	
Pre. Mass Flow	6.63E-11	kg/h	
PC_2 Setpoint	1.05974	kg/cm2	
PC_2 OP%	0	%	
Cascade FC2			
Setpoint Source	LC5	kg/cm2	
OP%	100	%	

그림 31. Controller Setup

공정상에서 존재하는 2개의 PID Controllers(PID-100, PID-101) 및 2개의 on/off controllers(SSV_1 Block, SSV_2, Block)의 구성을 설정한다. Controller의 mode 조정 및 setpoint혹은 threshold 변경이 가능하다.

Monitor

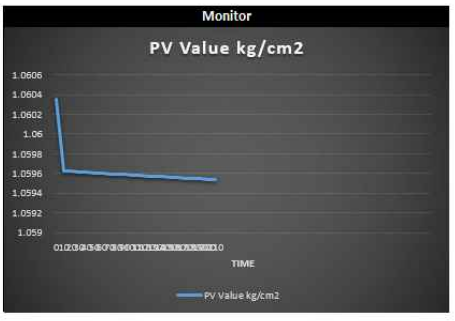
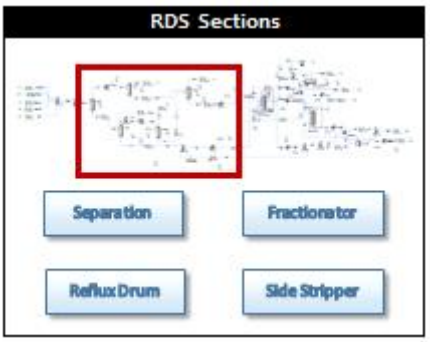


그림 32. Monitor

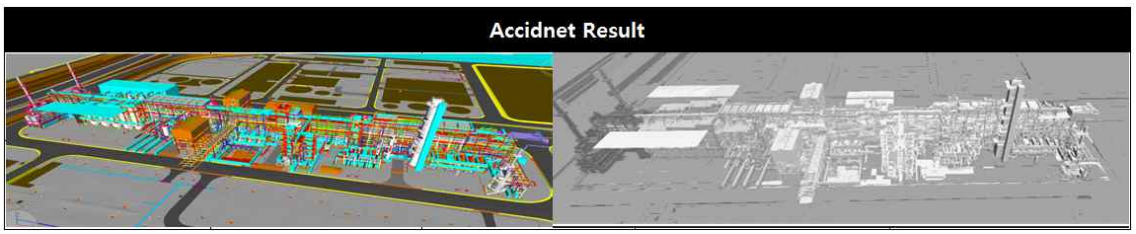
공정변수의 시간에 따른 trend를 시각적으로 확인할 수 있다.

RDS Sections



RDS 공정을 세분화하여 사용자가 보기좋게 확대하여 준다.

Accident result



사고가 발생했을 시에 서울대학교에서 수행한 사고 시뮬레이션 결과를 보여준다. RDS 공정의 3D구조를 시각적으로 보여줌과 동시에 사고(누출, 화재, 폭발 등)가 일어났을 때 범례와 함께 그 결과를 시각적을 보여준다.

5.2. 타 세부와의 연동

이러한 시뮬레이션 결과는 1세부의 가상현실 플랫폼과 연동된다. 현재 2세부는 공정과 사고 시뮬레이션을 실시하여 실시간 공정변수의 값(압력, 온도, 유량 등)과 실시간 사고결과 값을 가지고 있다. 이러한 정보들을 UDP 데이터 송수신 형태로 1세부에 넘겨주게 되면 가상현실 내에 존재하는 압력 게이지와 같은 시각화 장비의 값이 시뮬레이션 결과에 맞추어 바뀌게 된다.만약 가상환경 내에서 아바타가 밸브를 조작하여 밸브의 OP%가 바뀌게 될 경우 이 또한 UDP 데이터 송수신 형태로 2세부의 프로토타입에 전송되어 바뀐 조건에서 시뮬레이션을 실시한다. 러한 플랫폼간의 상호작용은 훈련이 진행되는 동안 계속 이루어진다.

Ⅲ. 결 론

현대오일뱅크 RDS 공정 운전 조건을 기반으로하여 발생 가능성이 높은 공정 이상을 우선적으로 선별하여 사고 시나리오를 제작하고 이를 기반으로 현재 한 지점에서의 사고 발생과 사고 대체의 시나리오에 대한 동적 모델링을 진행하였다. 그 모사 결과를 기반으로 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 통합 모듈을 제작하였다. 1-3차년도에 걸쳐 도시가스 정압소를 모델로 제작한 프로토타입을 기반으로 새로운 대상 공정인 RDS 공정에 대한 통합 모듈을 제작하였다. Excel을 기반으로 공정 시뮬레이터와 사고 시뮬레이터를 연동한 이 프로토타입은 차년도에 1세부에서 제작할 RDS 공정의 HMI와 연동하여 훈련원이 더 현실감있는 환경에서 훈련할 수 있도록 하는데 엔진 역할을 할 수 있을 것이다. 차년도에 다양한 지점에서 다양한 종류의 사고 시나리오로 확장하고 그에 따른 다양한 공정 이상을 모사하고, 이를 서울대학교의 사고 시뮬레이션 모델과 결합하여 훈련 교육 시스템의 자유도를 높이므로 본 연구의 효과성을 더욱 높일 수 있을 것으로 기대한다.

부록.

A. 현대오일뱅크 운전 이상상황 별 가이드라인

1. **Shutdown, Stop Permissive for Recycle Compressors, Offgas Compressors, H2 Make-Up Compressors**
   - Module-1: PC-E18-01, Recycle Gas Compressor
   - Module-2: PC-E18-51, Recycle Gas Compressor
   - PR-E18-02/S, OffGas Compressors
   - PR-E18-03A, B, C & D, H2 Make Up Compressors
2. **Low Low Flow Trips Reactors Feed Furnaces and Fractionator Furnace**
   - Module-1: HS-E18-01, Reactor Feed Furnace
   - Module-2: HS-E18-51, Reactor Feed Furnace
   - HS-E18-02, Fractionator Furnace
3. **Low Low Level Interlocks for Letdown Valves, Pump APS**
   - Module-1: MS-E18-04 HHPS, MS-E18-05 CHPS, AS-E18-01 HP H2S Absorber
   - Module-2: MS-E18-54 HHPS, MS-E18-55 CHPS, AS-E18-51 HP H2S Absorber
   - AS-E18-03, Fractionator BTM Pumps APS
   - MS-E18-19 Fractionator Reflux Drum Whole Naphtha Pump APS
4. **Pumps Backflow Prevention Valves (Low Low Flow) Interlocks**
   - Module-1: PP-E18-02A/S, PP-E18-05A/S
   - Module-2: PP-E18-52B, PP-E18-55B
   - PP-E18-03/S Water Injection Pumps
5. **Pump APS Interlocks**
   - PP-E18-11/S Fractionator Bottom Pumps
   - PP-E18-06/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps

1. Shutdown, Stop Permissive for Recycle Gas Compressors, Shutdown Interlocks for H2 Make-up Compressors, and Offgas Compressor

	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: S/D Module-1 Recycle Gas Compressor PC-E18-01	S/D Module-1 Recycle Gas Compressor Blows Cannot be Started PC-E18-01	S/D Module-2 Recycle Gas Compressor PC-E18-51	Module-2 compressor stops cannot be started PC-E18-51	S/D Offgas Compressors PR-E18-02/S	S/D H2 Make Up Compressors PR-E18-03A	S/D H2 Make Up Compressors PR-E18-03B	S/D H2 Make Up Compressors PR-E18-03C	S/D H2 Make Up Compressors PR-E18-03D	NOTES
CAUSE	RD-280699	Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	2 of 3 of High High Level MS-E18-08 Recycle Compressor KO Drum	E18-LI-625/ E18-LI-626/ E18-LI-627	X									
	RD-280700	Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Suction PC-E18-01 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-016		X								
		Module-1 PC-E18-01 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Discharge (Spillback) PC-E18-01 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-017		X								
	RD-280721	Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	2 of 3 of High High Level MS-E18-58 Recycle Compressor KO Drum	E18-LI-625/ E18-LI-626/ E18-LI-627			X							
	RD-280722	Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Suction PC-E18-51 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-016				X						
		Module-2 PC-E18-51 Recycle Gas Compressor	Valve Not Fully Opened - Discharge (Spillback) PC-E18-51 Recycle Compressor KO Drum	E18-ZSH-017				X						
	RD-280753	PR-E18-02/S Offgas Compressors	High/High Level MS-E18-21 Offgas Compressor Suction KO Drum	E18-LI-352					X					
	RD-280755	PR-E18-02/S Offgas Compressors	High/High Level MS-E18-22 Offgas Compressor Interstage KO Drum	E18-LI-355					X					
	RD-280757	PR-E18-03A, B, C & D H2 Make-Up Compressors	2 of 3 of High High Level MS-E18-26 First Stage Suction Drum	E18-LI-362/ E18-LI-363/ E18-LI-364						X	X	X	X	
	RD-280758	PR-E18-03A H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27A 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28A 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-369/ E18-LI-371						X				
	RD-280759	PR-E18-03B H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27B 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28B 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-373/ E18-LI-375							X			
	RD-280760	PR-E18-03C H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27C 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28C 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-377/ E18-LI-379								X		
	RD-280761	PR-E18-03D H2 Make-Up Compressor	High High Level of MS-E18-27D 2nd Stage Suction Drum, or MS-E18-28D 3rd Stage Suction Drum	E18-LI-381/ E18-LI-383									X	

2. LOW LOW FLOW for REACTORS FEED FURNACES AND FRACTIONATOR FURNACE

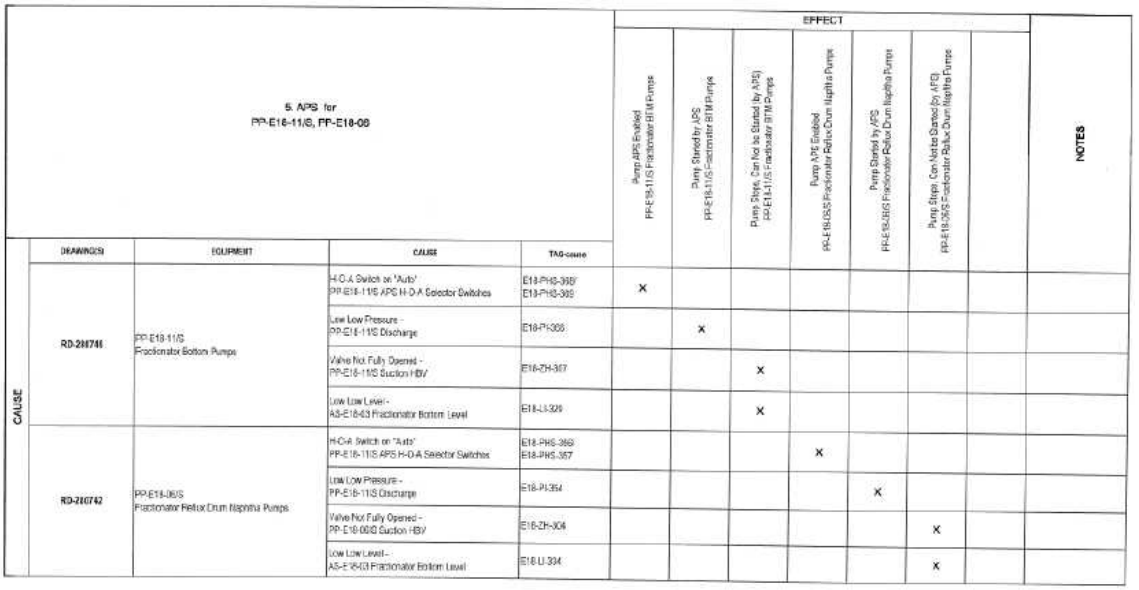
	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: Bypass Trip on LL flow E18-FI-016 During the Start Up	Module-1 Back Flow Prevention Valve E18-FPV-14 closes	Module-1 Feed Furnace HS-E18-01 Main Burners Trip/ Pilot Remain Burning	Bypass Trip on LL flow E18-FI-516 During the Start Up	Module-2 Back Flow Prevention Valve E18-FPV-54 closes	Module-2 Feed Furnace HS-E18-51 Main Burners Trip Pilot Remain Burning	Fractionator Furnace HS-E18-02 Main Burners Trip (Hot Restart Burning	NOTES
CAUSE	RD-280697	Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	E18-FHS-016 Start up Bypass Switch On	E18-FHS-016	X							
		Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-1 Reactor Feed	E18-FI-014		X	X					
		Module-1 HS-E18-01 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-1 Recycle Gas & MU H2	E18-FI-015			X					
	RD-280705	Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	E18-FHS-516 Start up Bypass Switch On	E18-FHS-516				X				
		Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-2 Reactor Feed	E18-FI-514					X	X		
		Module-2 HS-E18-51 Reactor Feed Furnace	Low Low Flow - Module-2 Recycle Gas & MU H2	E18-FI-515						X		
	RD-280735	HS-E18-02 Fractionator Furnace	Low Low Flow - Fractionator Furnace Tots Flow	E18-FY-314							X	**E18-FY-314** is calculated by summing up the following flow rates: E18-FT-314 (Emergency Circulation) E18-FT-050 (Module-1 HLPS Liquid), RD-280729 E18-FT-052 (Module-1 Startup Circ.), RD-280729 E18-FT-550 (Module-2 HLPS Liquid), RD-280730 E18-FT-552 (Module-2 Startup Circ.), RD-280730

3. Low Low Level Interlock for Letdown Valves on MS-E18-03, MS-E18-53; MS-E18-05, MS-E18-55; AS-E18-01, AS-E18-51 Low Low Level Stop Permissives Interlock for APS on PP-E18-11/S, PP-E18-06/S

	Dwg	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: Trips to Manual E18-LC-0001A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-0001A/B	Trips to Manual E18-LC-0016A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-0016A/B	Trips to Manual E18-LC-0016A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-0016A/B	Trips to Manual E18-LC-0021A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-0021A/B	Trips to Manual E18-LC-0001A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-0001A/B	Trips to Manual E18-LC-0016A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-0016A/B	Trips to Manual E18-LC-0016A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-0016A/B	Trips to Manual E18-LC-0021A/B & Close the Letdown Valves E18-LV-0021A/B	Fractionator/ETM Pumps PP-E18-11/S APS Will Not Start	Naphtha Pumps PP-E18-06/S APS Will Not Start	NOTES
CAUSE	RD-280695	Module-1: MS-E18-03 HHPS	Low Low Level	E18-LI-0001	x										
	RD-280697	Module-1: MS-E18-05 CHPS	Low Low Level	E18-LI-0016		x									
			Low Low Level	E18-LI-0016			x								
	RD-280699	Module-1: AS-E18-01 HP H2S Absorber	Low Low Level	E18-LI-0021				x							
	RD-280717	Module-2: MS-E18-53 HHPS	Low Low Level	E18-LI-0001					x						
	RD-280719	Module-2: MS-E18-55 CHPS	Low Low Level	E18-LI-0016						x					
			Low Low Level	E18-LI-0016							x				
	RD-280729	Module-2: AS-E18-51 HP H2S Absorber	Low Low Level	E18-LI-0021								x			
	RD-280748	AS-E18-03 Fractionator	Low Low Level/ APS permissive	E18-LI-329									x		
	RD-280741	MS-E18-19 **Fractionator Reflux Drum**	Low Low Level/ APS permissive	E18-LI-334										x	

4. Low Low Flow Interlocks for Backflow Prevention Valves for PP-E18-02A/S, PP-E18-52, PP-E18-05A/S, PP-E18-55B, PP-E18-03/S

	DWG	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-cause	EFFECT: E18-FBV-014 Module-1 Reactor Feed Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-514 Module-2 Reactor Feed Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-047 Module-1 HP Lean Amine Pump Discharge Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-547 Module-2 HP Lean Amine Pump Discharge Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-044 Module-1 Injection Water Backflow Prevention Valve Closes	E18-FBV-544 Module-2 Injection Water Backflow Prevention Valve Closes		NOTES
CAUSE	RD-280687	Module-1: PP-E18-02A/S Reactor Feed Pumps	Low Low Flow Module-1 Reactor Feed	E18-FI-014	x							
	RD-280709	Module-2: PP-E18-52B Reactor Feed Pumps	Low Low Flow Module 2 Reactor Feed	E18-FI-514		x						
	RD-280726	Module-1: PP-E18-05/S HP Lean Amine Pumps	Low Low Flow Module-1 HP Lean Amine Pump Discharge	E18-FI-047			x					
	RD-280727	Module-2: PP-E18-55B HP Lean Amine Pump	Low Low Flow Module-2 HP Lean Amine Pump Discharge	E18-FI-547				x				
	RD-280724	PP-E18-03/S Injection Water Pumps	Low Low Flow Injection Water Pump Discharge to Module-1	E18-FI-044					x			
	RD-280724	**PP-E18-03/S Injection Water Pumps**	**Low Low Flow Injection Water Pump Discharge to Module-2**	E18-FI-544						x		



5. APS for
PP-E18-11/S, PP-E18-09

	DRAWING(S)	EQUIPMENT	CAUSE	TAG-name	EFFECT: Pump APS Enabled PP-E18-11/S Fractionator Bttm Pumps	EFFECT: Pump Started by APS PP-E18-11/S Fractionator Bttm Pump	EFFECT: Pump Stops, Can Not be Started by APS PP-E18-11/S Fractionator Bttm Pumps	EFFECT: Pump APS Enabled PP-E18-09/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	EFFECT: Pump Started by APS PP-E18-09/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	EFFECT: Pump Stops, Can Not be Started by APS PP-E18-09/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	EFFECT	NOTES
CAUSE	RD-288746	PP-E18-11/S Fractionator Bottom Pumps	H-O-A Switch on 'Auto' PP-E18-11/S APS H-O-A Selector Switches	E18-PHS-356/ E18-PHS-355	x							
			Low Low Pressure - PP-E18-11/S Discharge	E18-PI-306		x						
			Valve Not Fully Opened - PP-E18-11/S Suction HSV	E18-ZH-307			x					
			Low Low Level - AS-E18-03 Fractionator Bottom Level	E18-LI-329			x					
	RD-288742	PP-E18-09/S Fractionator Reflux Drum Naphtha Pumps	H-O-A Switch on "Auto" PP-E18-11/S APS H-O-A Selector Switches	E18-PHS-356/ E18-PHS-357				x				
			Low Low Pressure - PP-E18-11/S Discharge	E18-PI-354					x			
			Valve Not Fully Opened - PP-E18-09/S Suction HSV	E18-ZH-304						x		
			Low Low Level - AS-E18-03 Fractionator Bottom Level	E18-LI-334						x		

B. Heat & Material Balance

Inlet Material Stream	Mass Flow[kg/h]	Outlet Material Stream	Mass Flow[kg/h]
MPS_	8499.999411	7	22032.78699
9	1.913322165	8	62.72324372
10	8844.385962	14	703.1358074
11	96161.34868	15	12440.43218
12	336077.8113	16	9672.59504
13	22000.01132	33	79084.30456
31	17.97437196	35	348117.7894
		ToFlare	0
		17	696.7773103
Total Flow of Inlet Streams		471603.4444	kg/h
Total Flow of Outlet Streams		472810.5446	kg/h
Relative Imbalance		0.255956615	%

Inlet Stream	Energy Flow[kJ/h]	Outlet Streams	Energy Flow[kJ/h]
pumpQ	143111.4329	PA_1_Q-Cooler	53354985.09
MPS_	-110819038.7	7	5586869.913
9	-2521.530116	8	-10737.10789
10	-10868167.56	14	-1995953.586
11	-121840371.5	15	-26388025.29
12	-377623541.1	16	-133948955.8
13	119703035.2	33	-112254735.2
Q-104	-33240723.53	35	-427684254.2
Q-105	1329.695853	ToFlare	0
Q-106	2.236473952	17	76873.69606
Q-107	13165.15046		
Q-108	2878999.536		
Q-109	272273.9423		
Q-110	19675.2215		
31	-34218.45029		
Total Flow of Inlet Streams		-487422639.3	kJ/h
Total Flow of Outlet Streams		-493263932.5	kJ/h
Relative Imbalance		1.198404172	%

C. 플랜트 인터랙티브 시뮬레이션 프로토타입 조작 코드(VBA)

Worksheet event procedure module

```
Private Sub EMV_off_Click()
On Error Resume Next
Worksheets("Process").Shapes("EMV_on").Visible = True
Worksheets("Process").Shapes("EMV_off").Visible = False
Worksheets("Process").Range("G4").Value = 0
Worksheets("Accident").Range("B2").Value = Worksheets("Process").Range("C10").Value

Dim i As Integer
```

```
If Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Accident").Range("B1").Value
<= 60 And _
Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Accident").Range("B1").Value
>= 0 Then

For i = 1 To 99
Worksheets("Accident").Cells(i + 1, 7).Value = "=IF(F" & i + 1 &
"=0,0,IFERROR(INDEX(Data_1min!B:B,Accident!F" & i + 1 & "/10+2),""""))"
Next

ElseIf Worksheets("Accident").Range("B2").Value -
Worksheets("Accident").Range("B1").Value <= 120 Then
For i = 1 To 99
Worksheets("Accident").Cells(i + 1, 7).Value = "=IF(F" & i + 1 &
"=0,0,IFERROR(INDEX(Data_2min!B:B,Accident!F" & i + 1 & "/10+2),""""))"
Next

Else
MsgBox "Mission failed. Reset scenario and try again", , "Warning"
Application.OnTime Now, "updating", , False
Application.OnTime Now, "Hole", , False
End If

If Worksheets("Accident").Range("B6").Value <> "" And _
Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Accident").Range("B6").Value
<= 120 Then
MsgBox "Relief valve operation scenario completed", , "Sucess"

ElseIf Worksheets("Accident").Range("B6").Value <> "" And _
Worksheets("Accident").Range("B2").Value - Worksheets("Accident").Range("B6").Value >
120 Then
MsgBox "Mission failed. Reset scenario and try again", , "Warning"

Else
End If

End Sub

Private Sub EMV_on_Click()

If Worksheets("Process").Range("L4").Value = 10 Then
```

```
MsgBox "You cannot open EMV during Hole & Release scenario", , "Warning"

Else
Worksheets("Accident").Range("B2").Value = ""
Worksheets("Process").Shapes("EMV_on").Visible = False
Worksheets("Process").Shapes("EMV_off").Visible = True
Worksheets("Process").Range("G4").Value = 50

End If

End Sub


Private Sub Worksheet_SelectionChange(ByVal Target As Range)

On Error Resume Next
Worksheets("Process").ChartObjects().Visible = False
Worksheets("Process").ChartObjects("chartspot").Visible = True
Dim i As Integer
Dim j As Integer

For i = 4 To 12
For j = 1 To 4
Worksheets("Process").Cells(i, 5 * j + 4).Interior.ColorIndex = 0
Next
Next

Dim x As Integer
Dim y As Integer
x = Worksheets("Process").Range("A1", ActiveCell).Rows.Count
y = Worksheets("Process").Range("A1", ActiveCell).Columns.Count
If y = 9 And x >= 4 And x <= 7 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 14 And x >= 4 And x <= 5 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 19 And x = 6 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 19 And x = 8 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 19 And x = 12 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
```

```
ElseIf y = 24 And x = 6 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 24 And x = 8 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17
ElseIf y = 24 And x = 12 Then
ActiveCell.Interior.ColorIndex = 17


End If
Worksheets("Process").ChartObjects("chart" & y & x).Visible = True
End Sub
```

A. Time-checking module

```
Sub hole_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Hole"
End Sub

Sub ref_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Ref"
End Sub

Sub pre_check()
Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "Pre"
End Sub
```

B. Reeal-time 2D image updating module

```
Sub start_updating()

Application.OnTime Now + TimeSerial(0, 0, 1), "updating"

End Sub

Sub updating()

On Error Resume Next

Dim i As Integer
Dim x As Integer
```

```
Dim y As Integer
Dim z As Integer
Dim a As Integer

z = Worksheets("Accident").Range("B1").Value / 10


For x = z + 3 To 100
If Worksheets("Accident").Cells(x, 7).Value = "" Then
a = x - 1
Exit For
End If
Next

y = Worksheets("Accident").Cells(a, 6).Value


If y <= 60 Then

For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = True

Call start_updating

ElseIf y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value <> "" _
And Worksheets("Accident").Range("B2").Value -
Worksheets("Accident").Range("B1").Value <= 60 Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 1).Visible = True

Call start_updating

ElseIf (y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value <> "") Or
-
(y > 60 And y <= 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value = "") Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
```

```
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = True

Call start_updating


ElseIf y > 120 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value = "" Then
MsgBox "Mission failed. Reset scenario and try again", , "Warning"
Application.OnTime Now, "updating", , False
Application.OnTime Now, "Hole", , False
Exit Sub

ElseIf y > 120 And y <= 240 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value <> "" _
And Worksheets("Accident").Range("B2").Value -
Worksheets("Accident").Range("B1").Value <= 60 Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 1).Visible = True

Call start_updating

ElseIf y > 120 And y <= 240 And Worksheets("Accident").Range("B2").Value <> "" _
And Worksheets("Accident").Range("B2").Value -
Worksheets("Accident").Range("B1").Value <= 120 Then
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture" & y / 10 + 26).Visible = True

Call start_updating

Else

MsgBox "Accident scenario complete"
Application.OnTime Now, "updating", , False
Application.OnTime Now, "Hole", , False
Exit Sub

End If
End Sub
```

C. Mild case scenario module

```
Sub Pre()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 200

With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"

End With

If Worksheets("Process").Range("Q6").Value > 1.2 Then

Worksheets("Source").Range("J5").Value = 790.1547

With Worksheets("Process")

.Range("Q12").Value = 0
.Range("V12").Value = 100
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"
.Range("V5").Value = "Auto"
.Range("V10").Value = "Auto"

.Range("V7").Value = 1.059207

End With


Exit Sub

Else
Call pre_check
End If

Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"

End If
End Sub
```

D. Relief case scenario module

```
Sub Ref()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 150

With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"

End With

If Worksheets("Process").Range("G5").Value > 0.1 Then
Worksheets("Accident").Range("B6").Value = Worksheets("Process").Range("C10").Value

Exit Sub

Else
Call ref_check

End If


Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"

End If
End Sub
```

E. Worst case scenario module

```
Sub Hole()
If Worksheets("Process").Range("C10").Value > 0 Then
Worksheets("Source").Range("J7").Value = 300
Worksheets("Source").Range("J8").Value = 300
Worksheets("Source").Range("J5").Value = 90

With Worksheets("Process")
.Range("Q5").Value = "Off"
.Range("Q10").Value = "Off"
```

```
End With

If Worksheets("Process").Range("L4").Value = 10 Then
Worksheets("Accident").Range("B1").Value = Worksheets("Process").Range("C10").Value


Dim i As Integer
For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Shapes("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Shapes("picture1").Visible = True
Call start_updating

Exit Sub

Else
Call check
End If

Else
MsgBox "You have to start Dynmaic Integrator first", , "Error"
End If
End Sub
```

F. Scenario reset module

```
Sub reset_scenario()
On Error Resume Next

Worksheets("Source").Range("J5").Value = 790.1547
Worksheets("Data_Plot").Range("G1").Value = ""
Worksheets("Source").Range("J7").Value = 1.4
Worksheets("Source").Range("J8").Value = 1.4

With Worksheets("Process")
.Shapes("EMV_on").Visible = False
.Shapes("EMV_off").Visible = True
.Range("G4").Value = 50
.Range("Q5").Value = "Auto"
.Range("Q10").Value = "Auto"
.Range("Q12").Value = 100
.Range("V12").Value = 0
```

```
.Range("Q7").Value = 1.059207
.Range("V7").Value = "=Process!Q7"
.Range("V5").Value = "Off"
.Range("V10").Value = "Off"
End With

Application.OnTime Now, "Hole", , False
Application.OnTime Now, "Pre", , False

Worksheets("Accident").Range("B1").Value = 100000
Worksheets("Accident").Range("B2").Value = ""
Worksheets("Accident").Range("B6").Value = ""
Dim i As Integer

For i = 1 To 99
Worksheets("Accident").Cells(i + 1, 7).Value = "=IF(F" & i + 1 &
"=0,0,IFERROR(INDEX(Data_2min!B:B,Accident!F" & i + 1 & "/10+2),""""))"
Next

Application.OnTime Now, "updating", , False

For i = 1 To 50
Worksheets("Process").Pictures("picture" & i).Visible = False
Next
Worksheets("Process").Pictures("picture1").Visible = True



End Sub
```

주 의

1. 이 보고서는 국토교통부에서 시행한 플랜트연구사업의 연구보고서입니다.

2. 이 보고서 내용을 발표하는 때에는 반드시 국토교통부에서 시행한 플랜트연구사업의 연구결과임을 밝혀야 합니다.

3. 국가과학기술 기밀 유지에 필요한 내용은 대외적으로 발표 또는 공개하여서는 안 됩니다.