



**T.C.
ÇALIŞMA VE SOSYAL GÜVENLİK BAKANLIĞI
İŞ SAĞLIĞI VE GÜVENLİĞİ GENEL MÜDÜRLÜĞÜ**

**PETROKİMYA SANAYİ AMİN İLE TEMİZLEME
ÜNİTESİ İÇİN TEHLİKE VE İŞLETİLEBİLİRLİK
ANALİZİ (HAZOP) METODOLOJİSİNİN
UYGULANMASI**

Gizem Naz DÖLEK

(İş Sağlığı ve Güvenliği Uzmanlık Tezi)

ANKARA-2015

**T.C.
ÇALIŞMA VE SOSYAL GÜVENLİK BAKANLIĞI
İŞ SAĞLIĞI VE GÜVENLİĞİ GENEL MÜDÜRLÜĞÜ**

**PETROKİMYA SANAYİ AMİN İLE TEMİZLEME
ÜNİTESİ İÇİN TEHLİKE VE İŞLETİLEBİLİRLİK
ANALİZİ (HAZOP) METODOLOJİSİNİN
UYGULANMASI**

Gizem Naz DÖLEK

(İş Sağlığı ve Güvenliği Uzmanlık Tezi)

**Tez Danışmanı
İlknur ÇAKAR**

ANKARA-2015

T.C.
Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı
İş Sağlığı ve Güvenliği Genel Müdürlüğü

O N A Y

Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı, İş Sağlığı ve Güvenliği Genel Müdürlüğü
İş Sağlığı ve Güvenliği Uzman Yardımcısı Gizem Naz DÖLEK,
İlknur ÇAKAR danışmanlığında başlığı “**Petrokimya Sanayi Amin ile Temizleme Ünitesi için Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi (HAZOP) Metodolojisinin Uygulanması**” olarak teslim edilen bu tezin savunma sınavı 18/09/2015 tarihinde yapılarak aşağıdaki jüri üyeleri tarafından “**İş Sağlığı ve Güvenliği Uzmanlık Tezi**” olarak kabul edilmiştir.

Dr. Serhat AYRIM
Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı
Müsteşar Yardımcısı
JÜRİ BAŞKANI

Kasım ÖZER
İş Sağlığı ve Güvenliği Genel Müdür
ÜYE

İsmail GERİM
İş Sağlığı ve Güvenliği Genel Müdür Yard.
ÜYE

Dr. H. N. Rana GÜVEN
İş Sağlığı ve Güvenliği Genel Müdür Yard.
ÜYE

Prof. Dr. Yasin Dursun SARI
Öğretim Üyesi
ÜYE

Jüri tarafından kabul edilen bu tezin İş Sağlığı ve Güvenliği Uzmanlık Tezi olması için gerekli şartları yerine getirdiğini onaylıyorum.

Kasım ÖZER
İSGGM Genel Müdürü

TEŐEKKÜR

Çalışma hayatım ve uzmanlık tezi çalıőmamı hazırlama aőamasındaki değerli katkılarından dolayı Genel M¼d¼r¼m¼z Sayın Kasım ÖZER'e, Genel M¼d¼r Yardımcılarımız Sayın İsmail GERİM'e, Sayın Dr. H. Rana G¼VEN'e ve Sayın Sedat YENİD¼NYA'ya, İSG¼M Başkanı Sayın Ayhan ÖZDEMİR'e, tez s¼reci boyunca desteği ve bana olan inancıyla beni cesaretlendiren, yol g¼steren danıőmanım ve amirim İş Sağlığı ve G¼venlięi Uzmanı Sayın İlknur ÇAKAR'a, saha ziyaretlerimdeki yardımları ve tez yazım s¼recinde ayırdıkları kıymetli vakit için Proses Emniyet Şefi Emine K¼bra ÖZER'e ve Operasyon Şefi Fazlı Çağrı MERMİ'ye, bana olan inançları için kıymetli aileme ve son olarak her daim desteği ve anlayıőı için eőim Emre DÖLEK'e teőekkür ederim.

ÖZET

Gizem Naz DÖLEK

Petrokimya Sanayi Amin ile Temizleme Ünitesi için Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi (HAZOP) Metodolojisinin Uygulanması

Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı, İş Sağlığı ve Güvenliği Genel Müdürlüğü,

İş Sağlığı ve Güvenliği Uzmanlık Tezi

Ankara, 2015

Petrokimya sanayinin büyük endüstriyel kaza yaşanma riski sebebiyle çalışan ve insan sağlığını etkileme oranı en yüksek olan sektörlerin başında geldiği bilinmektedir. Bu çalışma ile petrokimya sanayinde faaliyet gösteren bir rafinerinin son aşamalarından olan ancak prosesdeki bütün ürünün temizlenmek için işleme alınması sebebi ile en kritik ünitelerden sayılan amin ile temizleme ünitesi için HAZOP metodu ile risk değerlendirmesi yapılmıştır. Çalışma ile öncelikle 5 noda ayrılan hat için sonuçları felakete varan ve büyük endüstriyel kaza sayılan sapmalar belirlenmiştir. Bu sapmalar sonucu oluşabilecek 112 adet sonuç bulunmuştur. Bu sonuçların jet yangını, BBP, H₂S kaçağı, BLEVE ve yangın olmak üzere toplam 5 temel olay olduğu saptanmıştır. Bunların 48'i jet yangını, 47'si BBP, 9'u H₂S yayılımı ve zehirlenmesi, 7'si yangın ve 1 tanesi BLEVE olayıdır. Bu olayların olma frekansları ile sonuçları yarı-kantitatif risk değerlendirmesi ile ele alınarak risk önceliklendirme yapılmıştır. Seviyeleri, kabul edilebilir risk seviyesinden büyük olan riskler için prosesdeki mevcut bariyerler gözden geçirilmiş ve bariyerler ile halen kabul edilebilir risk seviyesine inmeyen olaylar için ilave öneriler getirilmiştir. Çalışma ile alarm ve dedektör sistemleri, bunların periyodik kontrolleri, güvenlik vanaları, yedek sistemler ve by-pass hatları ile acil durdurma sistemleri gibi teknik tedbirlerin kritik önemi yanı sıra ileri düzey operatör eğitimleri, iş talimatları, acil durum planları ve tatbikatları ile çalışanların ve halkın bilgilendirilmesi gibi idari önlemlerin risk değerlendirmesine olan olumlu etkileri saptanmıştır.

Anahtar kelimeler: HAZOP, Risk Değerlendirmesi, Büyük Endüstriyel Kazalar, Proses Güvenliği, Petrokimya Sanayi

ABSTRACT

Gizem Naz DÖLEK

Application of Hazard and Operability Study (HAZOP) Methodology for Petrochemical Industry Amine Treatment Unit

Ministry of Labor and Social Security, Directorate General of Occupational Health and Safety

Thesis for Occupational Health and Safety Expertise

Ankara, 2015

Petrochemical industry is known as one of the most employees affecting sector and having risk of major accidents due to hazards originated from processes. In this study, HAZOP methodology was applied for amine treatment unit which is one of the latest stages of a petrochemical refinery. This unit is critical since the function of it is treating all product of the facility. With HAZOP, firstly, the line was separated into 5 different nodes and deviations which could be resulted in major accidents were detected. According to these deviations, 112 results were founded. These are 5 events: jet fire, vapour cloud explosion (VCE), H₂S leak, BLEVE and fire. 48 of the results are jet fire, 47 of them are VCE, 9 of them are H₂S leak, 7 of them are fire and 1 of them is BLEVE. Via HAZOP the deviations and their reasons are detected, with aid of data base, the frequencies of the reasons are founded and according to severity, risk prioritization based on semi-quantitative risk assessment matrix was done. Then, risks whose levels are higher than the acceptable risk level were re-evaluated according to present barriers of the process. Further recommendations have been considered for risks whose levels could not be decreased to 10⁻⁴/year. With the study, the importance and effects of not only technical measures like alarms and detectors, their periodical maintenances, safety valves, backups, by-pass lines, emergency shut down systems but also administrative ones like advanced operator trainings, work procedures, emergency plans and drills, informing employees and society on risk assessment are clearly seen.

Keywords: HAZOP, Risk Assessment, Major Industrial Accidents, Process Safety, Petrochemical Industry

İÇİNDEKİLER

ÖZET	ii
ABSTRACT	iii
İÇİNDEKİLER.....	iv
TABLoların LİSTESİ	vi
ŞEKİLLERİN LİSTESİ.....	vii
SİMGE VE KISALTMALAR.....	viii
1. GİRİŞ.....	1
2. GENEL BİLGİLER	3
2.1. PETROKİMYA SANAYİ VE ÖNEMİ	3
2.2. TÜRKİYE’DE PETROL VE PETROKİMYA SANAYİ.....	6
2.3. PETROKİMYA PROSESİ.....	11
2.4. BÜYÜK ENDÜSTRİYEL KAZALAR	17
2.5. ÇALIŞMA İÇİN SEÇİLEN ÜNİTE VE HAT ÖZELLİKLERİ.....	23
2.5.1. Amin ile Temizleme Ünitesi	23
2.5.2. LPG Temizleme Hattı.....	26
2.5.3. LPG Özellikleri	27
2.6. LPG TEMİZLEME HATTINDA YAŞANMASI MUHTEMEL OLAYLAR.....	28
2.6.1. Buhar Bulutu Patlaması (BBP).....	30
2.6.2. Jet Yangını.....	31
2.6.3. H ₂ S Zehirlenmesi.....	32
2.6.4. Yangın	33
2.6.5. BLEVE	34
3. GEREÇ VE YÖNTEMLER	37
3.1. HAZOP METODU	41
3.2. HAZOP’UN YARI-KANTİTATİF METODA DÖNÜŞTÜRÜLMESİ.....	49
4. BULGULAR.....	57
5. TARTIŞMA	69
6. SONUÇ VE ÖNERİLER.....	81

KAYNAKLAR.....	85
ÖZGEÇMİŞ.....	91
EKLER	93

TABLULARIN LİSTESİ

Tablo	Sayfa
Tablo 2.1. OPEC üyesi ülkelerde bulunan kanıtlanmış dünya ham petrol rezervleri	5
Tablo 2.2. Petrol rafinerisinde bulunan temel prosesler, amaçları ve ünite ismi	12
Tablo 2.3. Dünyada yaşanan büyük endüstriyel kazalar ve sonuçları.....	18
Tablo 2.4. 1994-2004 yılları arasında AB ülkelerinde meydana gelen kaza türlerinin sektörel olarak karşılaştırılması.....	21
Tablo 2.5. Türkiye’de yaşanan büyük endüstriyel kazalar	21
Tablo 2.6. P&ID enstrümanları adlandırma ve sembolleri.....	25
Tablo 2.7. Parametre ölçer adlandırma ve sembolleri	25
Tablo 2.8. LPG fiziksel ve kimyasal özellikleri	28
Tablo 3.1. HAZOP kılavuz kelimeleri ve açıklamaları	44
Tablo 3.2. HAZOP metodu avantaj ve dezavantajları.....	46
Tablo 3.3. Yarı-kantitatif risk değerlendirmesi matrisi	52
Tablo 3.4. Örnek çalışma.....	54
Tablo 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu HAZOP ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi	58

ŞEKİLLERİN LİSTESİ

Şekil	Sayfa
Şekil 2.1. Kaynaklara göre dünya birincil enerji kullanımı.....	4
Şekil 2.2. Yıllara göre Türkiye toplam birincil enerji üretim-tüketim değerleri	6
Şekil 2.3. Türkiye’de birincil enerji üretiminin kaynaklar bazında dağılımı	7
Şekil 2.4. Türkiye’de enerji tüketiminin kaynaklar bazında dağılımı	7
Şekil 2.5. 2000-2013 yılları arasında Türkiye’de ham petrol üretimi	8
Şekil 2.6. Tipik bir petrol rafinerisi akış şeması.....	16
Şekil 2.7. 1994-2004 yılları arasında AB ülkelerinde meydana gelen kazaların sektörel olarak karşılaştırılması.....	20
Şekil 2.8. Glob vana, çek vana ve santrifüj pompa	27
Şekil 2.9. Kimyasal patlaması sonuçları.....	29
Şekil 2.10. a) BP Teksas rafinerisi patlaması b) Venezuela Amuay rafinerisi patlaması	30
Şekil 2.11. Jet yangını örneği	32
Şekil 3.1. HAZOP ekibi çalışması.....	39
Şekil 3.2. HAZOP lideri ile ünitenin saha ziyareti	39
Şekil 3.3. Tez çalışması aşamalarını gösteren iş akış şeması	40
Şekil 3.4. HAZOP çalışması prosedürü akış şeması	45
Şekil 3.5. Güvenlik bariyerleri	47
Şekil 3.6. Güvenlik koruma katmanları.....	48
Şekil 3.7. Örnek HAZOP çalışması için bir P&ID nodu.....	53
Şekil 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu risk dağılımı.....	64
Şekil 4.2. Thiolex-merkaptan ekstraksiyon nodu risk dağılımı.....	65
Şekil 4.3. Deetanizer sistemi nodu risk dağılımı	66
Şekil 4.4. Deetanizer tepe gaz ve reflüks sistemi nodu risk dağılımı.....	67
Şekil 4.5. Bütan-propan ayırma sistemi nodu risk dağılımı	68

SİMGE VE KISALTMALAR

$^{\circ}\text{C}$	Santigrat derece
%	Yüzde
AB	Avrupa Birliği
ADS	Acil Durdurma Sistemi
A.Ş.	Anonim Şirketi
BBP	Buhar Bulutu Patlaması
BLEVE	Kaynayan Sıvı-Genleşen Buhar Patlaması (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosions)
BOTAŞ	Boru Hatları ile Petrol Taşıma A.Ş.
BP	British Petroleum
BPCS	Temel Proses Kontrol Sistemi (Basic Process Control System)
BTEP	Bin Ton Eşdeğer Petrol
CCPS	Kimyasal Proses Güvenliği Merkezi (The Center for Chemical Process Safety)
ÇSGB	Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı
DCS	Dağıtılmış Kontrol Sistemleri (Distributed Control System)
EÇK	Emniyet-Çevre-Kalite
EPA	Çevre Koruma Ajansı (Environmental Protection Agency)
GBF	Güvenlik Bilgi Formu
H ₂ S	Hidrojen Sülfür
HAZOP	Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi (Hazard and Operability Analysis)
HF	Hata Frekansı
HVGO	Ağır Vakum Gaz Oil (Heavy Vacuum Gas Oil)
IEC	Uluslararası Elektroteknik Komitesi (International Electrical Committee)
ILO	Uluslararası Çalışma Örgütü (International Labour Organization)

ISA	Enstrümantasyon Sembolleri ve Tanımları (Instrumentation Symbols and Identifications)
İSG	İş Sağlığı ve Güvenliği
JRC	Ortak Araştırma Merkezi (Joint Research Center)
km	Kilometre
LPG	Likit Petrol Gazı
LVGO	Hafif Vakum Gaz Oil (Low Vacuum Gas Oil)
MARS	Büyük Kaza Raporlama Sistemi (Major Accidents Report System)
MEA	Mono Etanol Amin
OPEC	Petrol İhraç Eden Ülkeler Örgütü (Organization of Petroleum Exporting Countries)
PAD	Proses Akış Diyagramı (Process Flow Diagram)
P&ID	Borulama ve Enstrüman Diyagramı (Piping and Instrumentation Diagrams)
PFD	Ekipmanın talep anında çalışmama olasılığı (Probability on Failure on Demand)
PAD	Proses Akış Diyagramı
PİGM	Petrol İşleri Genel Müdürlüğü
TPAO	Türkiye Petrolleri Anonim Ortaklığı
TÜPRAŞ	Türkiye Petrol Rafinerileri A.Ş
TWA	8 Saatlik Zaman Ağırlıklı Ortalama (Time Weighted Average)
vb.	ve bunun gibi

1. GİRİŞ

Ülkemizde hızla artan sanayileşme birçok endüstriye hammadde sağlayan kimya ve petrokimya tesislerinde yoğun üretim kaygısına sebep olmaktadır. Gelişen ekonomi, genişleyen iş alanı ve artan talebe cevap verebilmek için bütün kapasiteleriyle faaliyet gösteren bu tesislerde sonuçları tesis sınırlarını dahi aşan, çevreye ve insana zarar verici boyutları tahmin edilenin üstüne çıkan kazalar yaşanabilmektedir.

Büyük endüstriyel kazalar kimyasalların olağan proses dahilinde yoğun kullanıldığı kuruluşların işletme esnasında, kontrolsüz gelişmelerden kaynaklanan ve kuruluş içinde veya dışında çevre ve/veya insan sağlığı için anında veya daha sonra ciddi tehlikeye yol açabilen bir veya birden fazla tehlikeli maddenin sebep olduğu büyük bir yayılım, yangın veya patlama olayını ifade etmektedir.

Dünya’da yaşanmış Seveso, Bhopal gibi büyük endüstriyel felaketlerin benzerlerinin önlenmesi, kazalara hazırlıklı olunması, kazalara anında müdahale edilebilmesi, kazaların çevre ve insan sağlığına olan etkilerinin en aza indirilmesi, kimyasal madde üretimi sektörü ile ham petrol işleme rafinerilerinin bulunduğu ülkemiz için de büyük önem arz etmektedir.

30 Haziran 2012 tarih ve 28339 sayılı Resmi Gazete’de yayımlanarak yürürlüğe giren 6331 sayılı İş Sağlığı ve Güvenliği Kanunu ile büyük endüstriyel kaza yaşanabilecek işyerleri için işletme kurulmadan tedbirler alınması yükümlülüğü getirilmiştir. Buna göre büyük endüstriyel kaza oluşabilecek işyerlerine, işyerinin büyüklüğüne göre büyük kaza önleme politika belgesi veya güvenlik raporunun işletmeye başlanmadan önce hazırlanması yükümlülüğü getirilmiştir.

30/12/2013 tarih ve 28867 sayılı Resmi Gazete’de yayımlanan Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik; tehlikeli kimyasal maddeler bulunduran kuruluşlarda büyük endüstriyel kazaların önlenmesi ve muhtemel kazaların insanlara ve çevreye olan zararlarının en aza indirilmesi amacıyla yürürlüğe girmiştir. Yönetmelik ile belirlenen alt ve üst seviyeli kuruluşlara büyük endüstriyel kaza tehlikelerinin tespit edilmesi ve bu tehlikelerden kaynaklanacak risklerin uygun metotla değerlendirilmesi zorunluluğu getirilmiştir. Yangın, patlama gibi büyük endüstriyel kaza yaşanma riski taşıyan kuruluşlar için başta insan hayatı ve proses güvenliğini koruma hususunda en etkili risk

değerlendirme metotlarından biri olarak Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi (HAZOP) gösterildiği bilinmektedir.

Bu tez çalışmasında, proseste kullanılan tehlikeli kimyasal madde miktarına göre üst seviyeli kuruluş olarak değerlendirilen petrokimya rafinerisinin seçilen Amin ile Temizleme Ünitesinin LPG temizleme hattı için HAZOP metodu uygulanarak riskler tespit edilmiştir. Risklere sebep olabilecek ekipmanlar, bunların hataları ve olaylar, kazaları önlemek adına teknik ve idari çözüm önerileri getirmeye odaklı HAZOP metodu ile belirlenmiştir. HAZOP metodu ile riskler belirlendikten sonra yarı-kantitatif hale getirilmiş risk matrisi ile riskler derecelendirilerek önceliklendirme yapılmıştır.

Çalışma dahilinde petrokimya sanayi, önemi, ülkemizdeki yeri ile genel hatlarıyla bir petrokimya prosesi genel bilgiler başlığı altında verilmiştir. Buna ek olarak, büyük endüstriyel kazalar, yaşanmış örnekleri, bunların önlenmesi ve etkilerinin azaltılması amacıyla hazırlanmış ve ülkemizde yürürlükte olan mevzuat ile seçilen ünitenin detaylı anlatımı, tasarım amacı ve bu üniteye yaşanması muhtemel kazalar da detaylı olarak ikinci bölümde aktarılmıştır. Üçüncü bölüm olan gereç ve yöntemler bölümünde ise çalışma kapsamında tesise yapılan ziyaretler ile tez çalışmasının prensibi açıklanarak üniteye uygulanan risk değerlendirmesi metodu olan HAZOP detaylıca anlatılarak örnek bir uygulama ile pekiştirilmiştir. Aynı bölümde nitel bir metot olan HAZOP'un yarı-kantitatif risk değerlendirmesi metoduna dönüştürülmesi de detaylandırılmıştır. Çalışma sonucunda elde edilen bulgular dördüncü bölüm olan bulgular başlığı altında sunulurken beşinci bölüm olan tartışma başlığında çalışma literatürdeki benzer çalışmalar ve yaşanmış büyük endüstriyel kazaların sebeplerini araştıran raporlar karşılaştırılmıştır. Son bölümde ise çalışma ile elde edilen sonuçlar açık bir şekilde aktarılmış ve işletmeye, sektöre ve bundan sonra benzer konuda araştırma yapacaklara öneriler getirilmiştir.

2. GENEL BİLGİLER

Petrokimya Sanayi, petrol rafineri ürünleri ve doğalgaz başta olmak üzere ambalaj, elektronik, otomotiv, inşaat, tekstil ve tarım gibi birçok sektöre girdi sağlayan bir sanayi dalıdır. Petrokimya sektörü ülkemizdeki kimyasal madde üretiminin %25'ini oluşturmaktadır olup özellikle sanayileşme sürecinde başı çeken bir alandır [1].

2.1. PETROKİMYA SANAYİ VE ÖNEMİ

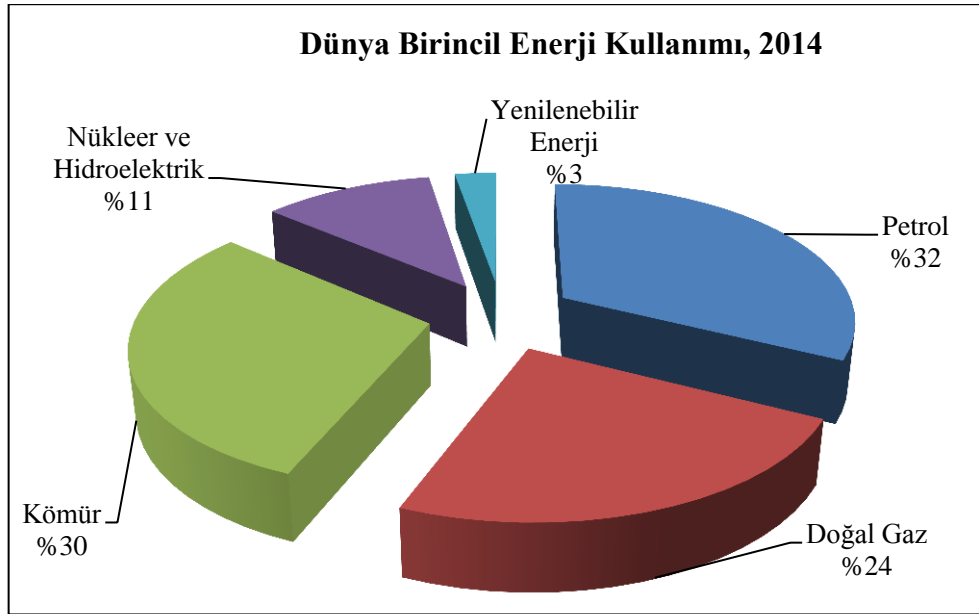
Petrol, petrol ya da yer yağı hidrokarbonlardan oluşmuş, sudan yoğun kıvamda, koyu renkli, arıtılmamış, kendisine özgü kokusu olan, yeraltından çıkarılmış doğal yanıcı mineral yağdır. Petrol kelimesi, Latince'de taş anlamına gelen *petra* ile yağ anlamına gelen *oleum* sözcüklerinden birleşimi sonucu oluşan *Petra Oleum* kelime kökünden gelmektedir [2].

Yaygın kullanım alanı sebebiyle modern dünyanın vazgeçilmez bir parçası olan petrol ve petrol türevi ürünler, insanlığın hayatında çok eski zamanlardan beri önemli bir yere sahip olmuştur. Batı toplumlarında yaşanan gelişmeler sonucu, petrol ürünlerinin 19. yüzyılda hayatımıza girdiği ve 20. yüzyılda özellikle Birinci Dünya Savaşı ile birlikte önem kazanmaya başladığı bilinmektedir. 19. yüzyıl sonları ile 20. yüzyıl başlarında kömür yerine yeni ve modern bir enerji kaynağı olarak gelmesiyle petrol, uluslararası ilişkilerde stratejik bir öneme kavuşmuştur. Sanayi Devrimi ile artan teknolojik gelişmeler ve tüketiminin yanı sıra, donanma faaliyetlerinde de yakıt olarak kullanılması, askeri açıdan da petrolü vazgeçilmez bir unsur haline getirmiştir [3].

Boru Hatları ile Petrol Taşıma A.Ş.'nin (BOTAS) 2013 yılında yayımladığı sektör raporunda yer alan verilere göre 2012 yılı itibarıyla yaklaşık 1 668 900 milyon varil olan ham petrol rezervlerinin dünya üzerindeki bölgesel dağılımı ise şu şekildedir: %48,4 Orta Doğu, %19,7 Güney ve Orta Amerika, %13,2 Kuzey Amerika, %8,4 Avrupa ve Avrasya, %7,8 Afrika ve %2,5 Asya Pasifik bölgesi. Öte yandan Orta ve Güney Amerika bölgesinde %17,8 pay ile Venezuela; Orta Doğu bölgesinde %15,9, %9,4 ve %9 pay ile sırasıyla Suudi Arabistan, İran ve Irak; Kuzey Amerika bölgesinde %10,4 pay ile Kanada'nın dünyanın en büyük ispatlanmış ham petrol rezervlerine sahip ülkeler olduğu raporda görülmektedir [4].

2011 yılında 87,4 milyon varil/gün seviyesinde olan küresel petrol talebinin 2035 yılına kadar artarak 99,7 milyon varil/gün seviyesine ulaşacağı tahmin edilmektedir. Bu talep artışının ise büyük bir bölümünün dünya taşımacılık sektörüne bağlı taleplerden kaynaklanacağı beklenmektedir. İlerleyen yıllarda hızla gelişen teknolojiye rağmen, kara, deniz ve hava taşımacılığında petrol ürünleri kullanımının dünya genelinde artması öngörülmektedir [5].

British Petroleum (BP)'un 2014 yılı Dünya Enerjisi İstatistiksel Yorumu Raporu verilerine göre kaynaklar bazında Dünya'da en yüksek birincil enerji¹ kullanımı %32,4 oranı ile petrol olmuştur (Şekil 2.1.) [6].



Şekil 2.1. Kaynaklara göre dünya birincil enerji kullanımı

2011 yılında dünya birincil enerji talebinin %82'si petrol, doğal gaz ve kömürden karşılanmış olup, bütün senaryolara göre 2035 yılında baskın enerji kaynağı yine fosil yakıtlar olacaktır [4]. BP'nin Dünya enerji kullanımı tahminine göre ise 2035 yılında 2012 yılına kıyasla enerji kullanımında %41'lik bir artış olacaktır [7]. Bu durumda, dünyada, birincil enerji kaynakları arasında ilk sırada yer alan fosil yakıtlardan olan petrolün, stratejik konumunu uzun yıllar sürdürmesi beklenmektedir.

¹ Enerjinin herhangi bir değişim ya da dönüşüme uğramamış hali. Örn: petrol, kömür, doğalgaz, güneş, hidroelektrik, rüzgar vb.

Petrol İhraç Eden Ülkeler Örgütü (OPEC)'ne göre Dünya'daki kanıtlanmış petrol rezervlerinin %81'i OPEC Üyesi Ülkelerde² iken bu hacmin %66'sı Ortadoğu'da bulunmaktadır [8]. Türkiye'nin de içinde bulunduğu bu bölgenin petrol ticareti, işlemesi ve üretimi açısından stratejik ve ticari önemi de böylelikle ortaya çıkmaktadır. OPEC 2013 yılı Yıllık İstatistik Bülteni verilerine göre kanıtlanmış Dünya ham petrol rezervlerinin dağılımı Tablo 2.1.'de verilmektedir [9].

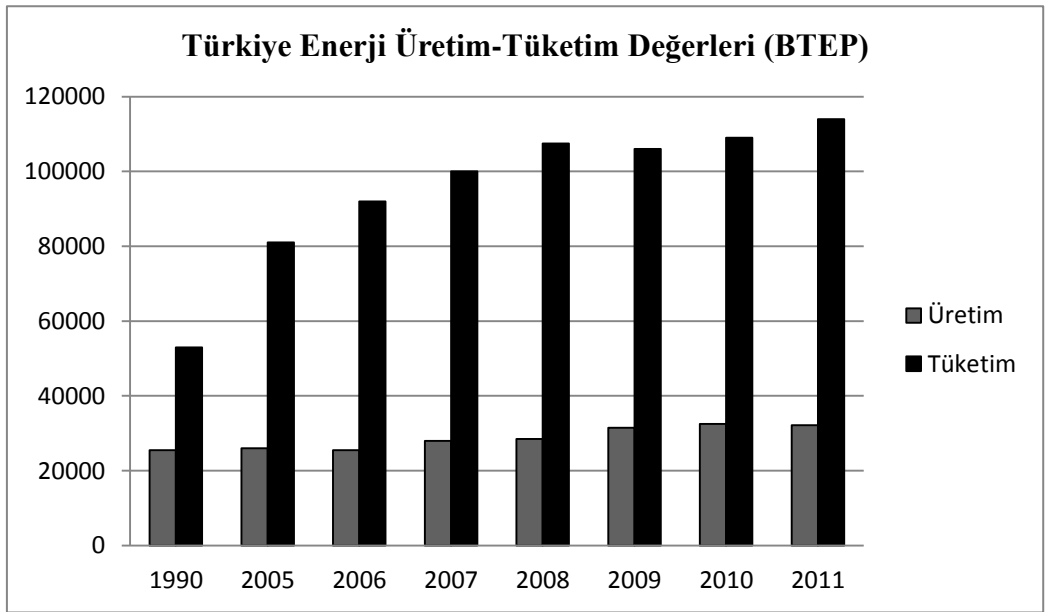
Tablo 2.1. OPEC üyesi ülkelerde bulunan kanıtlanmış dünya ham petrol rezervleri

Ülke	Ham petrol (milyar varil)	Yüzde (%)
Venezuela	298,4	24,7
Suudi Arabistan	265,8	22,0
İran	157,8	13,1
Irak	144,2	12,0
Kuveyt	101,5	8,4
Birleşik Arap Emirlikleri	97,8	8,1
Libya	48,4	4,0
Nijerya	37,1	3,1
Katar	25,2	2,1
Cezayir	12,2	1,0
Angola	9,0	0,7
Ekvator	8,8	0,7

² OPEC üyesi 12 ülke şu şekildedir: Cezayir, Angola, Ekvator, İran, Irak, Kuveyt, Libya, Nijerya, Katar, Suudi Arabistan, Birleşik Arap Emirlikleri ve Venezuela.

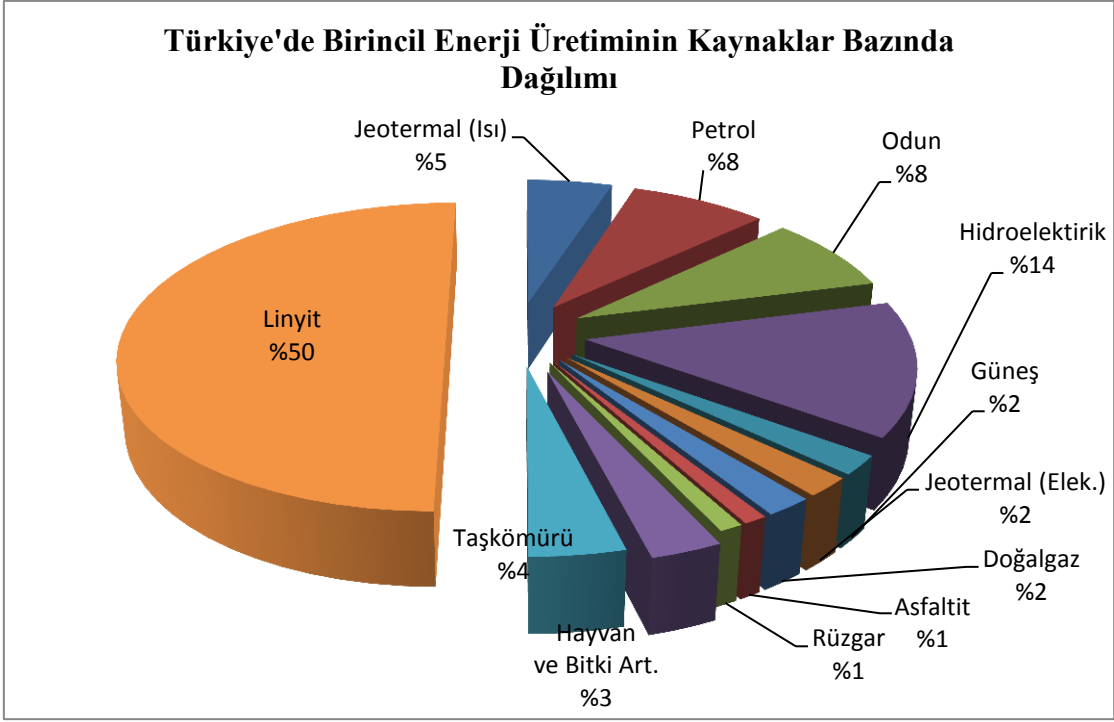
2.2. TÜRKİYE’DE PETROL VE PETROKİMYA SANAYİ

Küreselleşme, hızla artan nüfus, teknolojik gelişmeler gibi etkenlerle birlikte Türkiye’deki enerji ihtiyacı da katlanarak artmıştır. Şekil 2.2.’de ülkemizin 1990-2011 yılları arasında toplam birincil enerji üretimi ve tüketimi bin ton eşdeğer petrol (BTEP) olarak verilmiştir [10]. Buna göre artan enerji tüketimini karşılamak için ülkemizde kullanılan yerli kaynakları kullanma oranı hızla azalmaktadır.

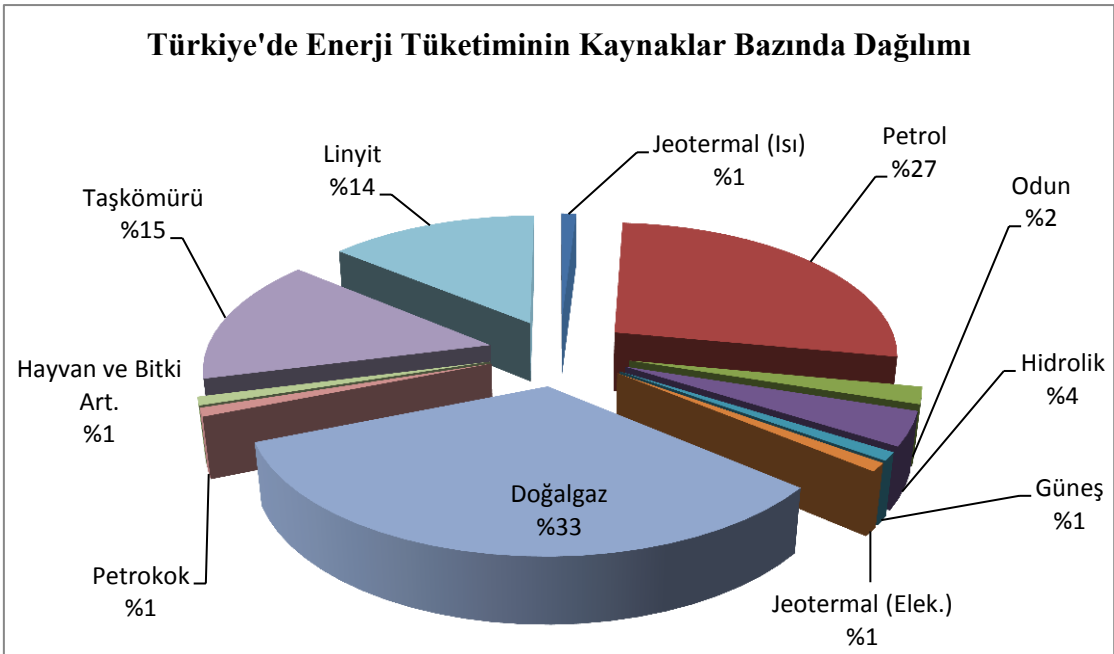


Şekil 2.2. Yıllara göre Türkiye toplam birincil enerji üretim-tüketim değerleri [10]

Türkiye’de 2011 yılında birincil enerji üretiminin kaynaklar bazında dağılımı incelendiğinde ise %50 oranıyla en çok linyitten faydalandığımız görülmektedir. Bunu %14 ile hidroelektrik, %8’er pay ile odun ve petrol takip etmektedir (Şekil 2.3.). Ülkemizde enerji tüketiminin kaynaklar bazında dağılımına bakıldığında ise %33 ile doğalgaz birinci, %27 ile petrol ikinci sırada yer almaktadır (Şekil 2.4.). Bu durum açıkça göstermektedir ki petrol çıkarılması, taşınması ve işlenmesi proseslerini kapsayan petrokimya sanayi ülkemizin enerji ihtiyacının karşılanmasında önemli rol oynamaktadır.



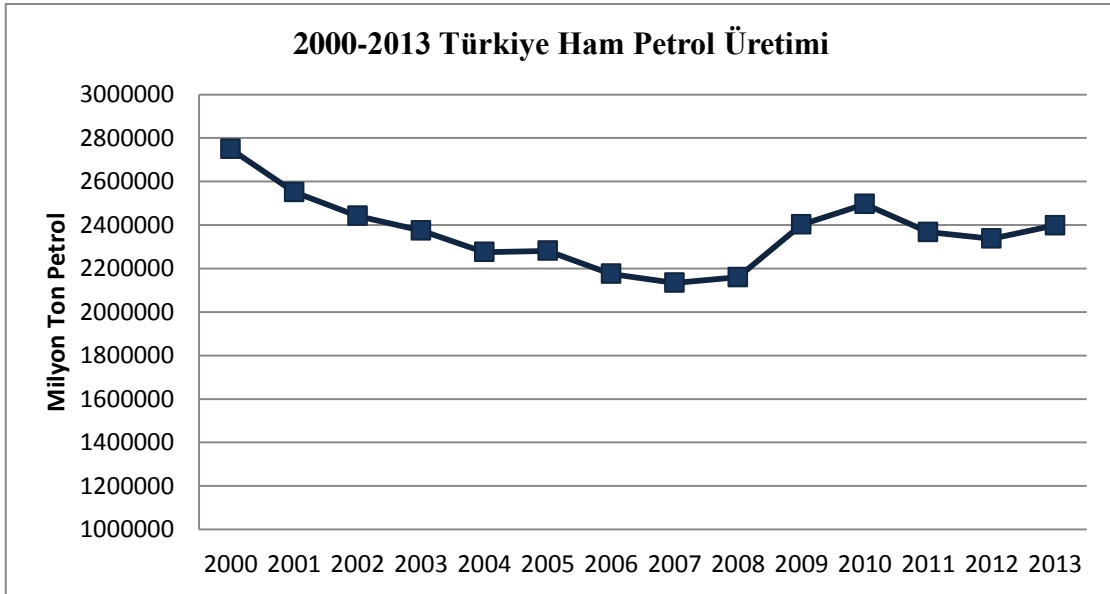
Şekil 2.3. Türkiye’de birincil enerji üretiminin kaynaklar bazında dağılımı [10]



Şekil 2.4. Türkiye’de enerji tüketiminin kaynaklar bazında dağılımı [10]

Türkiye’de petrol ihtiyacının artması ve aramaların yetersiz kalması nedeniyle ilk olarak 7 Mart 1954 tarihinde 6326 sayılı Türk Petrol Kanunu çıkarılmış ve böylece izlenen petrol politikasında yeni bir döneme girilmiştir. Daha sonra ülkemizdeki petrol arama ve üretim faaliyetleri 11/06/2013 tarih ve 28674 sayılı Resmi Gazete’de yayımlanarak yürürlüğe giren 6491 sayılı yeni Türk Petrol Kanunu’na göre yeniden düzenlenmiştir. Bu kanun ile petrol ile ilgili izin, arama ve işletme ruhsatı alma işlerine özel şirketlerin girmesinin önü açılmıştır. Bu düzenlemelerle, ilgili alanda arama ve üretim faaliyetlerinin düşük maliyetle teşviki, işlemlerde sadeleşme ve rekabet ortamı sağlanması amaçlanmıştır [11].

Türkiye Cumhuriyeti Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, Petrol İşleri Genel Müdürlüğü’nün (PİGM) internet sitesinde yayınladığı 2013 yılı istatistik verilerine göre 2013 yılı sonu itibariyle ülkemizdeki kanıtlanmış, muhtemel ve mümkün ham petrol rezervi 1 027 967 129 milyon tondur [12]. Yine PİGM verilerine göre 2000-2013 yılları arasındaki ham petrol üretimleri (milyon ton) Şekil 2.5.’te verilmiştir.



Şekil 2.5. 2000-2013 yılları arasında Türkiye’de ham petrol üretimi

1945-2000 yılları arasında 59'u Türkiye Petrolleri Anonim Ortaklığı (TPAO) ve 41'i diğer şirketler tarafından 100 irili ufaklı petrol sahası keşfedilmiştir [13]. TPAO Ham Petrol ve Doğalgaz Sektör Raporu [14] (2014)'na göre Türkiye'deki petrol sahalarının %7'si 25-500 milyon varil rezerve sahip olup %93'ünün rezervi 25 milyon varilden azdır. Diğer bir ifadeyle, ülkemizdeki keşfedilmiş petrol sahalarının %93'ü küçük saha, %7'si ise orta saha sınıfındadır. Bu sahaların %36'sı Siirt, %33'ü Diyarbakır ve %27'si Gaziantep'te yer almaktadır [14]. Kilis ve Siirt'in de bulunduğu Güneydoğu Anadolu bölgesi ile Trakya'da da petrol üretilmektedir. Ege bölgesinde (Manisa/Alaşehir) petrol keşfedilmiş olup, Doğu Anadolu, Tuz Gölü yakını, Karadeniz ve Akdeniz bölgelerinde ise petrol potansiyeli olduğu tahmin edilmektedir [13].

Türkiye'de petrokimya sanayinin kurulması fikri 1. Beş Yıllık Plan döneminin başlangıcı olan 1962 yılında benimsenmiş, yapılan etüt ve araştırmalar sonucunda 1965 yılında PETKİM Petrokimya Holding Yarımca'da kurulmuştur. Ham petrolün işlenip, benzin ve dizel gibi daha kullanışlı petrol ürünlerine dönüştürüldüğü rafinerilerin kurulmasına ülkemizde bu şekilde başlanmıştır. Dünyada yaşanan yüksek büyümeye paralel olarak Türkiye'de de iç talebin karşılanamaması gibi sebeplerin sonucunda İzmir Aliağa'da 1985 yılında yeni bir petrokimya tesisi kurulmuştur. Teknolojisinin eskimesi nedeniyle fabrikaların bir bölümü sökülerek Yarımca Kompleksi, arazisinden faydalanılmak üzere 2001 yılında TÜPRAŞ (Türkiye Petrol Rafinerileri A.Ş.) tarafından satın alınmıştır [15].

PETKİM'in kendi internet sitesindeki bilgilere göre şirket günümüzde toplam 1,9 milyon ton kapasiteye esas ana ürün miktarı ile temel ve ara petrokimyasal hammadde üretmektedir. 2010 yılında %99 kapasite kullanım oranı ile 3 240 159 ton brüt üretim, 1 566 038 ton satılabilir üretim gerçekleştirilmiştir. Bugün PETKİM bünyesinde inşaat, tarım, otomotiv, elektrik, elektronik, ambalaj, tekstil sektörlerinin yanı sıra ilaç, boya, deterjan ve kozmetik gibi birçok sanayiye hammadde sağlanmaktadır [15].

TÜPRAŞ ise petrol rafinasyon işlemini şirkete ait Batman, Kırıkkale, İzmir ve İzmit rafinerileri olmak üzere dört rafineride gerçekleştirmektedir.

1955 yılında işletmeye açılan Batman Rafinerisi, yıllık 330 bin ton ham petrol işleme kapasitesiyle Türkiye'nin ilk rafinerisidir. Batman Rafinerisi'nin yıllık ham petrol işleme kapasitesi 1,1 milyon ton/yıla ulaşmıştır. Yerli ham petrol kaynaklarına yakınlığı sebebiyle

avantajlı olan Batman Rafinerisinde 2013 yılında 1 milyon ton ile 1979 yılından sonra en yüksek miktarda ham petrol işlenmiştir [16].

1986 yılında İç Anadolu, Doğu Akdeniz ve Doğu Karadeniz bölgelerindeki illerin petrol talebini karşılamak amacıyla kurulan Kırıkkale Rafinerisi Türkiye'nin en büyük kara tankeri dolun kapasitesine sahiptir. Yıllık 5 milyon ton ham petrol işleme kapasitesine sahip olan rafinerinin ham petrol ikmali, Ceyhan-Kırıkkale boru hattı kullanılarak BOTAS'ın Ceyhan Terminali'nden sağlanmaktadır. 2013 yılında ana ürünler olarak LPG (Likit Petrol Gazı), benzin, jet yakıtı, gaz yağı, motorin, fuel oil ve bitümden oluşan yaklaşık 3,19 milyon ton petrol ürünü üretilmiş ve rafineri transferleriyle beraber 3,8 milyon ton ürün satışı gerçekleştirilmiştir [17].

İzmir Rafinerisi, Türkiye'nin artan petrol ürünleri talebini karşılamak amacıyla 1972 yılında, 3 milyon ton/yıl ham petrol işleme kapasitesiyle üretime başlamış ve o tarihten bu yana, kapasite artışları ve teknolojik gelişmeler sonucu ünite modernizasyonlarıyla gelişerek kapasitesini 1987 yılında 10 milyon ton/yıla ulaştırmıştır. Rafinerinin ham petrol işleme kapasitesi 2007 yılında 11 milyon ton/yıl olmuştur. İzmir Rafinerisi, Türkiye'de 400 bin ton/yıl kapasiteli makine yağları üretim kompleksine sahip tek rafineridir. Rafineri'de, 2013 yılında 6 milyon tonu yurt içinde olmak üzere toplam 8,8 milyon ton ürün satışı gerçekleştirilmiştir [18].

İşletmesine 1961 yılında 1 milyon ton/yıl ham petrol işleme kapasitesi ile başlamış olan İzmit Rafinerisinin ham petrol işleme tasarım kapasitesi 11 milyon ton/yıl'a ulaşmıştır. Türkiye petrol ürünleri tüketiminin yaklaşık %33'ünün gerçekleştiği tüketim merkezinin odağında yer alan İzmit Rafinerisi Akdeniz'in en gelişmiş rafinerileri arasında yer almaktadır. İzmit Rafinerisi, 2013 yılında 9,1 milyon ton ham petrol işlemiş, kapasite kullanımında şarja verilen diğer yarı mamullerle beraber % 85,2'ye ulaşmıştır. Ana ürün olarak LPG, nafta, benzin, jet yakıtı, gaz yağı, motorin, kalorifer yakıtı, fuel oil ve bitüm üretilen rafineride toplam 8,9 milyon ton petrol ürünü üretilmiştir. 2013 yılında ithal edilip satılan ürünlerle beraber, 8,7 milyon tonu yurt içi olmak üzere, toplam 10,7 milyon ton ürün satışı gerçekleştirilmiştir [19].

2.3. PETROKİMYA PROSESİ

Ülkemizdeki enerji talebini karşılayamayan kaynakların büyük bir kısmını oluşturan bunun yanı sıra kimya, elektronik, otomotiv ve tekstil dahil pek çok sektöre girdi sağlayan petrol, ham halde girdiği rafinerilerde işlenip ekonomik değer kazanarak adı geçen endüstrilerde hammadde olarak kullanılmak üzere değerlendirilmektedir. Ham petrolün ilk işleme yeri olan rafineriler birçok fiziksel ve kimyasal işlemleri içerirler. Rafinerilerdeki bu işleme süreci 4 temel aşamada sınıflandırılabilir. Bunlar; fraksiyonlama (distilasyon), dönüşüm prosesleri, temizleme ve harmanlama aşamalarıdır.

Birinci bölüm olan distilasyon aşamasında ham petrol LPG, hafif nafta, ağır nafta, kerosen, hafif dizel, ağır dizel ve fuel oil olmak üzere ara ürünlere ayrılır [20]. Ham petrol ünitelerinden elde edilen bu ürünler değerli olmakla birlikte henüz ürün satış özelliklerine sahip değildir. Bu nedenle rafinerilerde ilave prosesler yardımıyla ürün kalitelerinin artırılması gereklidir. Dönüşüm proseslerinde ise, ham petrol ve vakum ünitelerinde elde edilen ara ürünlerin reaksiyonlar yardımıyla kalitelerinin artırıldığı üniteler bulunmaktadır. Üçüncü bölümde rafineride üretilen gaz, LPG, nafta gibi ürünlerin tatlılaştırıldığı ve kirleticilerden temizlendiği işleme üniteleri yer almaktadır. Son aşama olan harmanlama ise hidrokarbon fraksiyonlarını, katkı maddelerini ve diğer gerekli bileşikleri, özel performans kriterlerinde ürünler elde etmek amacıyla birleştirme ve karıştırma işlemidir [3].

Tablo 2.2.'de petrol rafinerisinde bulunan temel prosesler, amaçları ve ilgili üniteleri özetlenmiştir. Şekil 2.6.'da tipik bir petrokimya tesisinin ham petrolün girişinden nihai ürüne kadarki süreci verilmektedir [24].

Tablo 2.2. Petrol rafinerisinde bulunan temel prosesler, amaçları ve ünite ismi [3, 21 22, 23]

BÖLÜMLER	İŞLEM	AMAÇ	ÜNİTE	AÇIKLAMA
Fraksiyonlama (Distilasyon)	Distilasyon	Petrolün ısıtılarak içindeki bileşenlerin kaynama noktaları farkına göre ayrılması işlemidir. Rafineriye giren toplam ham petrolün hepsi distilasyon ünitesinden geçtiği için rafineri kapasitesi genellikle ham petrol distilasyon ünitesi kapasitesine eşittir.	Atmosferik Distilasyon	Boru hattı ile gelen ham petrol ısı değiştiricilerde (eşanjör) 220 °C'ye kadar ısıtılır. Bu sürede fırına verilen ham petrol 330-360 °C'ye ısıtıldıktan sonra istenen kısımlara ayrılmak üzere atmosferik distilasyon kolonuna sevk edilir. Bu kolonda yakıt gazı, ham LPG, nafta (ham benzin), kerosen (ham gazyağı), hafif dizel, ağır dizel ve atmosferik dip/residü gibi (ara/ham) ürünler elde edilir ve soğutularak tanklarda depolanır.
			Vakum Distilasyon	Atmosferik basınç altında ayrıştırma yapılamayan atmosferik dip vakum şartlarında distilasyona tabi tutularak kaynama aralığı 360-395 °C olan hafif (LVGO) ve 395-550 °C olan ağır vakum gaz oil (HVGO) ile asfalt üretmektir.
Dönüşüm Prosesleri	Parçalanma (Kraking) Prosesleri	Dönüşüm prosesleriyle hidrokarbon moleküllerinin büyüklükleri ve/veya yapıları değiştirilir. Parçalama prosesinde ağır ve yüksek kaynama noktalı petrol fraksiyonlarının, daha değerli ürünlere dönüştürmek için uygulanan parçalama veya kırma gerçekleştirilir.	Katalitik Kraking	Kraking reaksiyonunun bir katalizör üzerinden yapılması işlemidir. Söz konusu katalizörler zeolit, alüminyum hidrosilikat, boksit ve silika-alümina olabilir. Bu prosesle hidrokarbon bileşiklerin moleküler yapıları yeniden düzenlenerek ağır hidrokarbon maddeler gazyağı, benzin, LPG, ısıtma yağı ve petrokimyasal hammaddeler gibi daha hafif fraksiyonlara dönüştürülür.

Tablo 2.2. Petrol rafinerisinde bulunan temel prosesler, amaçları ve ünite ismi (devam)

Dönüşüm Prosesleri			Termal Kraking	Yüksek sıcaklık ve basınçta büyük hidrokarbon moleküllerinin daha küçük moleküllere parçalanma prosesidir. Elde edilen bu ürünlerde çift bağlı ürünlerin (alken) oranı yüksektir.
	Birleşme Prosesleri	Kraking prosesleriyle gaz yağlarının çoğu parçalanarak benzin ve jet yakıtına dönüşürken, benzinden daha hafif ve gaz halinde bazı hidrokarbonlar da meydana gelir. Birleşme prosesleri ile bu maddeler katalizör yardımıyla birleştirilerek yüksek molekül ağırlıklı ve yüksek oktan sayılı hidrokarbonlara dönüştürülür.	Alkilasyon	Düşük molekül ağırlıklı olefinleri (propilen ve bütülen), bir katalizör varlığında (sülfirik asit veya hidroflorik asit) izobüten ile birleştirerek alkilat üretme prosesidir. Yüksek oktanlı, kararlı, yanma ısısı yüksek, buhar basıncı düşük dallanmış-zincirli parafinik hidrokarbon olan alkilat, bütünmotor yakıtları için en iyi harmanlama fraksiyonudur.
	Değişme, Yeniden Düzenleme Prosesleri	Moleküllerin yapılarının yeniden düzenlenmesiyle özelliklerinin geliştirilmesi (yüksek oktan) işlemidir.	Polimerizasyon	Etilen, propilen ve bütülenin de bulunduğu hafif olefin gazları, yüksek molekül ağırlıklı ve yüksek oktan sayılı hidrokarbonlara dönüştüren proseslerdir. Polimerizasyon, iki veya daha fazla aynı olefin molekülünü, aynı elementleri aynı oranlarda içeren tek bir molekül halinde birleştirilmesidir.
			İzomerizasyon	Küçük moleküllerin birleştirilmesiyle daha büyük hidrokarbon moleküllerinin oluştuğu birleştirme prosesidir. Distilasyon ve kraking ünitelerinden gelen benzin yeterli oktan sayısına sahip olmadığından, katalitik reforming ve izomerizasyon prosesiyle yüksek oktanlı benzin fraksiyonlarına dönüştürülür.

Tablo 2.2. Petrol rafinerisinde bulunan temel prosesler, amaçları ve ünite ismi (devam)

		Moleküllerin yapılarının yeniden düzenlenmesiyle özelliklerinin geliştirilmesi (yüksek oktan) işlemidir.	Katalitik Reforming	Platin katalizör ile çeşitli naftaların, yüksek oktan sayılı LPG ve hidrojen zengin gaz ve yüksek oktan sayılı benzin harmanlama stokları olacak şekilde ıslah edilmesi prosesidir. Proseste naftadaki düşük molekül ağırlıklı bileşenler, kimyasal madde elde etmede ve benzin harmanlama maddeleri olarak kullanılan aromatik bileşiklere dönüştürülür.
Temizleme Prosesi		Hidrokarbon akımlarını sonraki proseslere hazırlamak ve son ürünleri şekillendirme prosesleridir. Safsızlıklar ve kirliliklerin uzaklaştırılması kadar aromatikler ve hidrojen sülfürün ayrılması veya uzaklaştırılması da temizleme içinde yer alır. Kimyasal veya fiziksel ayırma şeklinde olabilir: çözünme, absorpsiyon, çöktürme, kurutma, hidrodesülfürizasyon, solvent deasfaltlama, tatlandırma, solvent ekstraksiyonu vb. diğer prosesler örnek olarak verilebilir.	Hidrotreating	Olefinler ve aromatikleri doymuş bileşiklere dönüştüğü, son ürünlerdeki asidik bileşiklerin azaltılarak, koku, renk, kararlılık ve korozyon gibi özelliklerin ıslah edildiği aşamadır.
			Amin ile Temizleme	İzomerizasyon, hidrokraking gibi diğer ünitelerden gelen kirliliği yani hidrojen sülfür (H_2S) içeren LPG'nin mono etanol amin (MEA) ile temizlenmesini içerir. Kolon içerisine giren kirliliği LPG içindeki hidrojen sülfür MEA tarafından tutulur. Daha sonra kostik yardımıyla eser derecede kalan kirliliğin de ayrı bir kolonda tutulmasıyla devam eder.
			Sweetening (Tatlılaştırma)	Ham petrole prosten önce uygulanarak kükürttü arınmasını sağlar; ürünlere ise proses sırasında veya prosten sonra uygulanır.

Tablo 2.2. Petrol rafinerisinde bulunan temel prosesler, amaçları ve ünite ismi (devam)

Harmanlama	Karıştırma	Harmanlama, hidrokarbon fraksiyonlarını, katkı maddelerini ve diğer gerekli bileşikleri, özel performans kriterlerinde ürünler elde etmek amacıyla birleştirme ve karıştırma işlemidir. Harmanlama rafineri operasyonlarının en son ve kritik aşamasıdır; örneğin benzin ürünü, çeşitli proses ünitelerinden alınan komponentlerin harmanlanmasıyla elde edilir [22].	In line Karıştırma	In line (hat içi) karıştırma iki ya da daha fazla ürünün belirlenmiş miktarlarda enjekte edilerek sürekli karıştırma işlemi ile nihai ürün elde edilmesi işlemidir [23].
			Tank İçi Karıştırma	Geleneksel olan karıştırma yöntemidir. Nihai ürün depolama tankları içerisinde bulunan farklı ara ürünler karıştırılarak elde edilir [23].

2.4. BÜYÜK ENDÜSTRİYEL KAZALAR

20. Yüzyıl başlarından itibaren tehlikeli maddelerin artan üretimi, kullanımı, depolanması ve taşınması gibi sebeplerle kimya ve petrokimya sektörlerinde sonuçları felakete varan büyük kazaların yaşanma olasılığı kayda değer oranda artmıştır. Dünyada yaşanan ve bir dönüm noktası olarak bilinen büyük endüstriyel kaza 1976 yılında İtalya'nın Seveso kasabasında bulunan triklorofenol üretimi yapan bir fabrikada reaktör patlaması sonucu oluşan dioksin gazı sızıntısıdır. Bu olay sonrasında, endüstriyel kazaların oluşmasının engellenmesi ve gerekli önlemlerin alınması adına SEVESO Direktifi (82/501/EEC) hazırlanmış ve kabul edilmiştir. Konu ile ilgili ilave mevzuat düzenlemesinin gerekliliği neticesinde 9 Aralık 1996'da ise 96/82/EC sayılı "Tehlikeli Maddeleri İçeren Büyük Kaza Risklerinin Kontrolüne İlişkin Direktif (SEVESO II Direktifi)" yayımlanmıştır [25].

Hızla gelişen teknoloji, dünya genelinde artan talebi karşılamak üzere genişleyen üretim kapasiteleri, şehirlerde endüstrilerin genellikle sınırları belirlenmiş alanlara yakın kurulması gibi nedenlerle Avrupa'da mevzuatın gözden geçirilmesi ve yenilenmesi gündeme gelmiştir. Daha ileri düzeyde gelişmeleri karşılamak adına hazırlanan SEVESO III Direktifi 24 Temmuz 2012 tarihinde 2012/18/EU sayısı ile yayımlanmıştır ve 1 Haziran 2015 tarihi itibariyle Avrupa Birliği (AB) bünyesinde uygulanmaya başlanmıştır. Bu yeni direktifteki en temel değişiklikler ise şunlardır [26]:

- SEVESO tesisleri ile ilgili arazi kullanım projelerinde halkın katılımını arttırmak,
- AB'nin kimyasalların sınıflandırmasındaki değişiklikleri dikkate almak,
- Vatandaşların yakınlarındaki tesislerin aktiviteleri sonucu oluşabilecek olası ve kaza anında yapmaları gerekenler hakkında bilgilendirilmesini sağlamak,
- Bilgiye ulaşmalarına ya da katılımlarına izin verilmeyen vatandaşların yargıya başvurma haklarını vermek,
- İşyeri denetimleri için emniyet kurallarının daha etkin uygulanmasını arttırmak.

Bu durum açıkça göstermektedir ki büyük endüstriyel kazalar geniş çapta çalışan ve yakın yerleşim yerlerindeki insanları etkileyeceği için yasal düzenlemelerin her daim güncel ve canlı kalması gerekmektedir.

Uluslararası Çalışma Örgütü (ILO)'nun yayımlamış olduğu Büyük Endüstriyel Kazalardan Korunma Rehberinde (1991, Madde 1.2.5) [27] tehlikeli maddenin cinsine ve miktarına bağlı olarak büyük endüstriyel kazaya sebep olabilecek prosesler listelenmiştir. Buna göre;

- a) Kimya ve petrokimya prosesleri,
- b) Petrol rafinerileri,
- c) LPG depolanması,
- d) Gaz ve yanıcı sıvıların depolanması,
- e) Kimyasal depoları,
- f) Gübre işleri,
- g) Klor kullanılan su arıtma işleri

gibi hammadde, ara ve nihai ürünleri yanıcı ve patlayıcı olan, kaza halinde insan sağlığına ve çevreye büyük zararlar verebilecek başlıca işlerdir.

Dünya'da yaşanmış ve büyük endüstriyel kaza olarak nitelendirilen ve çok sayıda ölümlerle sonuçlanan olaylar ile ilgili detaylı bilgiler Tablo 2.3.'te verilmektedir. Bu can kayıplı örnekler ne yazık ki daha da çoğaltılabileceği gibi sonuçlarının maddi olarak da milyar dolarlarla ifade edilen oldukça büyük kayıplara neden olduğu bilinmektedir. Buradan da anlaşılacağı üzere kimyasal madde özellikle petrol ve türevleri üretilen tesislerde kazaları önlemek adına alınacak her türlü teknik ve idari önlem büyük önem arz etmektedir.

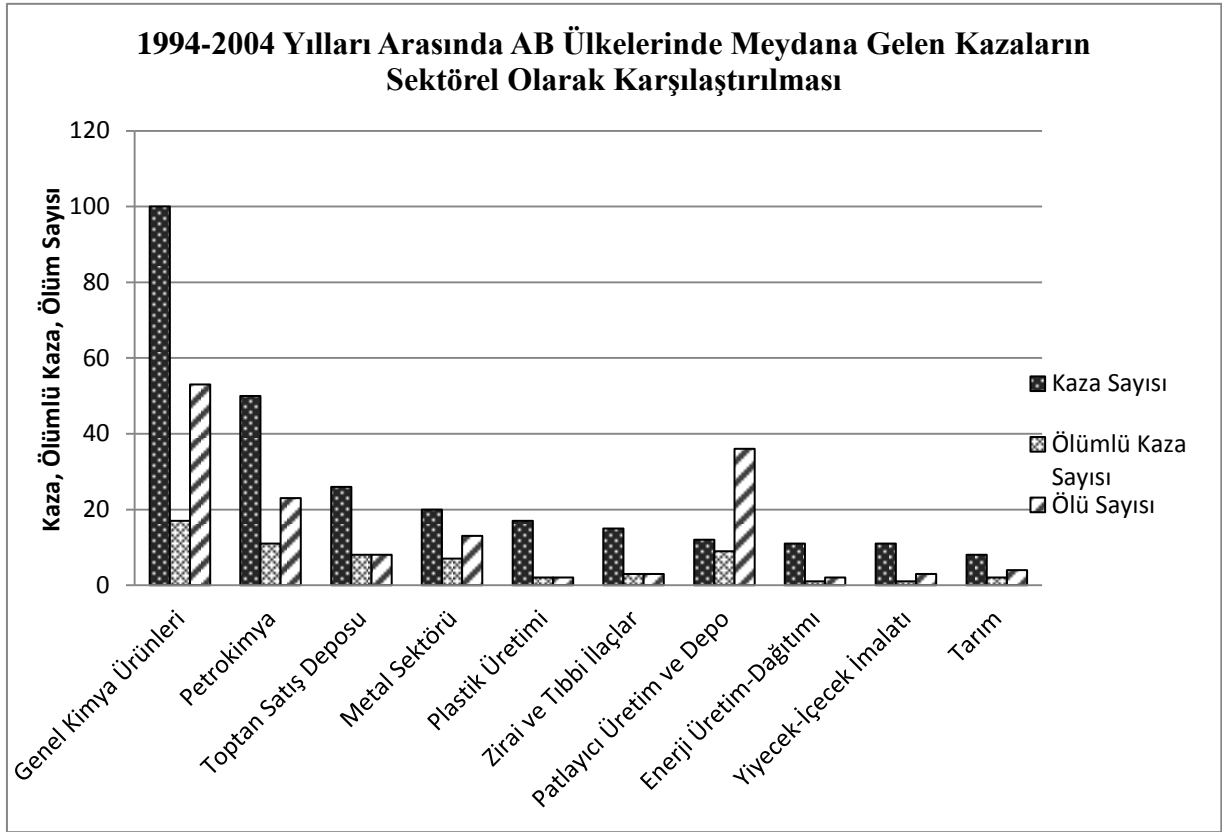
Tablo 2.3. Dünyada yaşanan büyük endüstriyel kazalar ve sonuçları [3]

YIL	YER	OLAY	SONUÇ
1974	İngiltere-Flixborough	Kimyasal madde üretim reaktörü, buhar bulutu patlaması (BBP)	29 ölü, 100 yaralı, 2000 konut ve işyeri hasarlı
1976	İtalya-Seveso	Tettklorodibenzodioksin sızıntısı	30 kişi zehirlendi, 600 tahliye
1978	Los Alfaques	Propilen patlaması ve yangını	211 ölü
1984	Hindistan-Bhopal	Metilzosiyanat sızıntısı	2000 ölü, 200000 kişide etkilenme
1984	Meksika-M. City	Propan patlaması	650 ölü, 4000 yaralı
1987	ABD, Teksas	Petrokimya tesisi, BBP	3 ölü, 30dan fazla yaralı
1988	Kuzey Denizi	Petrol platformu üzerinde gaz sızıntısı, patlama ve yangını	165 ölü

Tablo 2.3. Dünyada yaşanan büyük endüstriyel kazalar ve sonuçları (devam)

YIL	YER	OLAY	SONUÇ
1988	ABD, Louisiana	Petrol rafinerisi, katalitik kraking ünitesi, BBP	7 ölü, 48 yaralı
1989	ABD, Pasadena	Petrol rafinerisi, BBP ve yangını	23 ölü, 300'e yakın yaralı
2000	Kuveyt, Mina Al-Ahmadi	Petrol rafinerisi, BBP	5 ölü, 50 yaralı
2001	Fransa-Toulouse	300 ton Amonyum Nitrat patlaması	30 ölü, 2500 yaralı
2004	Ghislenghien	Doğalgaz boru hattında yangın ve patlama	22 ölü, 150 yaralı
2005	ABD, Teksas	BP Rafinerisi, BBP	15 ölü, 180 yaralı
2009	Hindistan-Jaipur	Petrol deposu, BBP	12 ölü, 135'ten fazla yaralı
2012	Venezuela	Amuay Rafinerisi, BBP	40 ölü, 80 yaralı

Belirtildiği üzere kullanılan hammaddelerin, ara ve nihai ürünlerin patlama ve yangına müsait yapıları, zehirli içerikleri, yüksek hacimli miktarlarda üretimleri ve depolanmaları nedeniyle petrokimya sektöründe meydana gelen kazalar diğer sektörler ile kıyaslandığında görece daha büyük felaketlerle sonuçlanmaktadır. AB Ortak Araştırma Merkezi'nin (JRC, 2007) hazırladığı ve 1994-2004 yılları arasında AB üyesi ülkelerde meydana gelen büyük endüstriyel kazalarla ilgili verilerin olduğu teknik ve bilimsel raporda verildiği üzere; petrokimya sektörü yaşanan kaza ile ölümlü kaza sayılarına göre ikinci sırada yer almaktadır (Şekil 2.7.) [28].



Şekil 2.7. 1994-2004 yılları arasında AB ülkelerinde meydana gelen kazaların sektörel olarak karşılaştırılması [28]

Yine aynı raporda yer alan verilere göre 1994-2004 yılları arasında AB ülkelerinde bildirim yapılan büyük endüstriyel kazalardan ölümlü sonuçlananlarının %50'sinin patlama, %36'sının yangın ve %14'ünün sızıntı/yayılma sonucu gerçekleştiği görülmektedir [28].

Aynı 11 yıllık dönem içerisinde AB Büyük Kaza Raporlama Sistemi MARS'a bildirilen kaza türlerinin sektörlere göre dağılımı Tablo 2.4.'te görülmektedir. Sızıntı, yangın ve patlama olarak 3 kategoride incelenen kazaların hepsinde kimya ve petrokimya sektörleri ilk 2 sırayı almaktadır. Meydana gelen 158 sızıntının 93'ü, 108 adet yangının 62'si ve 86 adet patlamanın 39'u kimya ve petrokimya sektöründe yaşanmıştır [28].

Tablo 2.4. 1994-2004 yılları arasında AB ülkelerinde meydana gelen kaza türlerinin sektörel olarak karşılaştırılması

SEKTÖR	SIZINTI	YANGIN	PATLAMA
Genel Kimya Ürünleri	66	36	25
Petrokimya	27	26	14
Toptan Satış Depolama	19	11	10
Metal Sektörü	7	8	11
Plastik Üretimi	9	6	2
Zirai ve Tıbbi İlaçlar	9	6	5
Patlayıcı Üretim ve Depo	0	6	10
Enerji Üretim-Dağıtımı	8	5	4
Yiyecek-İçecek Üretimi	8	2	3
Tarım	5	2	2

Ülkemizde de petrokimya endüstrisinde yaşanmış büyük endüstriyel kaza kapsamında değerlendirilen kazalar yaşanmıştır (Tablo 2.5.) [3].

Tablo 2.5. Türkiye’de yaşanan büyük endüstriyel kazalar

YIL	YER	OLAY	SONUÇ
1997	Kırıkkale-Makine Kimya Endüstrisi	Mühimmat fabrikasında patlama	1 ölü, 1 yaralı, 200000 tahliye ve büyük maddi hasar
1999	İzmit-TÜPRAŞ	Akaryakıt depolama tankları yangını (deprem sonucu)	200 milyon dolar zarar
2002	Kocaeli-AKÇAGAZ	LPG dolun tesisinde yangın ve patlama	3 yaralı, 5000 kişi tahliye, 3 milyon lira zarar
2004	Mersin-ATAŞ	Tank tam yüzey yangını	50 m çapında tank kullanılmaz halde
2007	İzmir-ALİAĞA	Boya vernik fabrikası yangını	Büyük maddi hasar
2011	Antalya	Petrol dolun tesisinde tank patlaması	2 ölü, 1 ağır yaralı
2011	Batman	LPG dolun tesisinde patlama	3 ölü, büyük çapta maddi hasar

Tablo 2.5.'ten de anlaşılacağı üzere petrokimya endüstrisi (rafineriler) proses güvenliği ve prosedürleri, teknik önlemler, işletmeye ait İSG prosedürleri, rutin eğitimler gibi kazaların önlenmesi ile insan ve çevre sağlığına etkilerinin en aza indirilmesi gibi hususlarla birlikte büyük endüstriyel kazaların önlenmesi adına önem gösterilmesi gereken sanayilerin başında gelmektedir.

Büyük endüstriyel kazaları önlemek ve etkilerini en aza indirmek amacıyla mevzuat düzenlemeleri yapılmıştır. 6331 sayılı İş Sağlığı ve Güvenliği Kanunu 25. maddesinde “çok tehlikeli sınıfta yer alan işyerleri ile tehlikeli kimyasallarla çalışılan işlerin yapıldığı veya büyük endüstriyel kazaların olabileceği işyerlerinde, risk değerlendirmesi yapılmamış olması durumunda iş durdurulur” hükmü yer alır. Bu durum büyük endüstriyel kaza olma olasılığı olan işletmelerde yapılacak olan risk değerlendirmesinin önemini ortaya koymaktadır. Buna ek olarak aynı durum reaktif (kuralcı) yaklaşımdan ziyade risk değerlendirmesi yapılarak olası riskleri önceden belirleyip önlem alan proaktif (önleyici) yaklaşımı benimseme hususunda bir farkındalık oluşturmuştur.

Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik (30/122013 tarih ve 28867 sayılı Resmi Gazete) Avrupa Birliğine uyum sürecinde 96/82/EC sayılı SEVESO II Direktifine paralel olarak hazırlanan ve ulusal mevzuatımıza uyumlaştırılmış bir düzenlemedir. Amacı; tehlikeli maddeler bulunduran kuruluşlarda büyük endüstriyel kazaların önlenmesi ve muhtemel kazaların insanlara ve çevreye olan zararlarının en aza indirilmesi amacıyla, yüksek seviyede, etkili ve sürekli korumayı sağlamak için alınması gerekli önlemler ile ilgili usul ve esasları belirlemektir. Yönetmelikte büyük endüstriyel kaza tanımı: “*Herhangi bir kuruluşun işletilmesi esnasında, kontrolsüz gelişmelerden kaynaklanan ve kuruluş içinde veya dışında çevre ve/veya insan sağlığı için anında veya daha sonra ciddi tehlikeye yol açabilen bir veya birden fazla tehlikeli maddenin sebep olduğu büyük bir yayılım, yangın veya patlama olayı*” olarak yapılmıştır [30].

Yönetmelik mevcut, bulundurulması muhtemel, endüstriyel bir kimyasal prosesin kontrol kaybı esnasında oluşması beklenen tehlikeli maddeleri Ek-1'in Bölüm 1 ve Bölüm 2'sinde belirtilen sınır değerlere eşit veya üzerindeki miktarlarda bulunduran alt ve üst seviyeli kuruluşlara³ uygulanır. Bahsedilen Yönetmeliğin 8. Madde, 1. fıkrası uyarınca alt ve üst

³ Alt seviyeli kuruluş: Ek-1'in Bölüm 1 ve Bölüm 2'sinde verilen tehlikeli madde listelerinde, Sütun 2'deki eşik değerlere eşit veya üzerinde, ancak Sütun 3'teki değerlerin altındaki miktarlarda tehlikeli madde bulunduran kuruluşur.

seviyeli kuruluşlarda büyük endüstriyel kaza tehlikelerinin belirlenmesi ve bu tehlikelerden kaynaklanacak risklerin değerlendirilmesi amacıyla kantitatif metotlarla⁴ risk değerlendirmesi yapılmalıdır.

İşyerinin kendi üretim sürecinde bulunan tehlikeleri önceden değerlendirerek riskleri belirleyen ve proaktif yaklaşımın temelini oluşturan kantitatif risk değerlendirmesi ile büyük endüstriyel kazaların önlenmesi ve olası etkilerini minimuma indirilmesi sağlanacaktır.

Kantitatif risk değerlendirmesi sonucuna göre senaryo edilen büyük kaza riskinin indirilmesi gereken mümkün olan en yüksek önlem seviyesi (frekans) 1×10^{-4} /yıl seviyesine veya bu seviyeden daha küçük bir seviyeye indirilmek zorundadır. Yönetmeliğin 9. Maddesinde bahsedilen bu yükümlülük 1/1/2017 tarihinde yürürlüğe girecektir.

2.5. ÇALIŞMA İÇİN SEÇİLEN ÜNİTE VE HAT ÖZELLİKLERİ

Çalışma dahilinde Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik kapsamında üst seviyeli kuruluş olarak değerlendirilen bir petrokimya rafinerisi incelenmiştir. Buna göre, standart bir rafinerinin en son aşamalarından olan “Amin ile Temizleme Ünitesi” için HAZOP metodu ile riskler belirlendikten sonra yarı-kantitatif hale getirilmiş matris kullanılarak risk önceliklendirme yapılmıştır.

2.5.1. Amin ile Temizleme Ünitesi

Ham olarak rafineriye giren petrol LPG, fuel oil, benzin ve motorin gibi nihai ürünlere dönüştürülerek piyasanın talebini karşılamak üzere satışa sunulmaktadır. Pek çok kimyasal prosesi içerisinde barındıran rafinerilerde nihai ürünün en yüksek kalitede alıcıya ulaşabilmesi için temizlenme sürecine tabi tutulması gerekmektedir. Amin ile temizleme ünitesi bu prensip doğrultusunda operasyonunu sürdüren bir ünedir. Üniteye bir vardiyada çalışan 8 saha operatörü bulunmaktadır.

Üst seviyeli kuruluş: Ek-1, Bölüm 1 ve Bölüm 2’de verilen tehlikeli madde listelerinde, Sütun 3’teki eşik değerlere eşit veya üzerindeki miktarlarda tehlikeli madde bulunduran kuruluştur.

⁴ Sayısal tabanlı bilimsel metotlarla yapılan risk değerlendirme metodolojisidir.

Seçilen ünite, rafineride ürünlerin en son girdiği ve işleme tabi tutulduğu bir ünite olduğu için tesis genelindeki herhangi bir kapasite değişiminde hacim ve kapasite değişikliğine gidilme açısından ilk etkilenecek ünitelerden biri olduğu için yadsınamaz düzeyde önem arz etmektedir.

Ünitenin genel amaçları 3 ana maddede toplanabilir:







1. LPG temizleme
2. Fuel gazların (yakıt gazı) temizlenmesi
3. Temizlik işleminde kullanılan Mono Etanol Amin (MEA)'in temizlenmesi

Bu tez çalışması kapsamında amin ile temizleme ünitesinin (bundan sonra 1000 Ünitesi olarak anılacaktır) LPG temizleme hattı incelenmiştir. İncelenen hatta ait P&ID çizimleri (Borulandırma ve Enstrüman Diyagramları) Ek-1'de verilmektedir.

P&ID ve bundan sonra tez içerisinde bahsedilecek olan semboller ve adlandırmaları Amerikan Ulusal Standartlar Enstitüsü'ne ait ISA Standardı olarak adlandırılan (Enstrümantasyon Sembolleri ve Tanımları) ANSI/ISA-5.1-1984 (R1992)'ye göre yapılmıştır [31].

Buna göre çalışmada yer alan enstrümanların P&ID sembolleri ile isimlendirmeleri Tablo 2.6.'da, proses kontrolünde yer alan parametre kontrolleri için kullanılan semboller ile isimlendirmeleri ise Tablo 2.7.'de verilmektedir. Parametre ölçerlerin adlandırmalarında ilk harf parametrenin kendisini belirtirken ikinci ve üçüncü harfler ekipman fonksiyonunu tanımlamada kullanılmaktadır.

Tablo 2.6. P&ID enstrümanları adlandırma ve sembolleri

ENSTRÜMAN	ADLANDIRMASI	SEMBOLÜ
Kolon	K	
Dram (silindir tambur)	D	
Eşanjör (ısı değıştirici)	E	
Filtre	F	
Pompa	P	
Vana	V	
Emniyet Vanası	SV	

Tablo 2.7. Parametre ölçer adlandırma ve sembolleri

PARAMETRE	İlk Harf	İkinci ve Üçüncü Harf							
		Gösterge (I)	Kayıt (R)	Kontrol (C)	Transmitter (T)	Gösterge/Kayıt (IC)	Kayıt/Kontrol (RC)	Alarm (A)	Selenoid, Röle, Hesaplama Cihazı (Y)
Basınç	P	PI	PR	PC	PT	PIC	PRC	PA	PY
Sıcaklık	T	TI	TR	TC	TT	TIC	TRC	TA	TY
Akış	F	FI	FR	FC	FT	FIC	FRC	FA	FY
Seviye	L	LI	LR	LC	LT	LIC	LRC	LA	LY

2.5.2. LPG Temizleme Hattı

Rafineride işlenip kirli halde (hidrojen sülfür, H₂S içeren) 1000 Ünitesine gelen LPG, istenilen özelliklere getirilmek amacıyla MEA ile temizleme işleme maruz bırakılmaktadır (Bkz Ek-1). Bunun için izomerizasyon, hidrokraking gibi diğer ünitelerden gelen kirli LPG, K-1003 ekstraksiyon kolonuna girer ve MEA ile teması sağlanarak H₂S'i giderilir. Bu işlem, sürekli olarak kolonda bulunan sıvı MEA'nın yüksek basınç ve düşük sıcaklıkta kolona giren LPG içerisindeki H₂S'i tutması ile gerçekleştirilir.

Kolonun tepesinden çıkan H₂S'i alınmış ham LPG, temiz MEA ile karışacağı temiz LPG dramı giriş hattı üzerinde bulunan mikserde gelir ve bu karışım faz ayrışması için drama dökülürler. MEA çözeltisi seviyesindeki artma ve azalmalar alarmlar ile sisteme ikaz vererek müdahaleye olanak sağlar. D-1008 dramının üstünden çıkan temiz LPG, pompa ile faz seperatör dramına (D-1011) girer.

H₂S'i giderilmiş LPG, dramda kostikle (sodyum hidroksit) ön yıkama yapılarak eser derecede kalan H₂S'i giderilir. Çıkan LPG, filtreler geçtikten sonra üzerinde kontaktör bulunan D-1012 dramına gelir. Kontaktöre aynı zamanda rejen kostik akışı da vardır. Dram üzerinde bulunan kontaktörde kostik ve LPG iyice karışarak LPG içerisinde kalan merkaptanlar kostik tarafından tutulur. Dramdaki kostik seviyesi yükselmesi durumunda LPG ile birlikte kostik sürüklenmesi riski vardır.

Dramı üstten terk eden temiz LPG, filtrelerden geçirilerek içerisindeki suyu ayrıştırılır. Çıkan LPG, D-1015 deetanizer şarj dramına girer. Dramda toplanan temiz LPG, pompa ile K-1004 deetanizer kolonuna buhar basıncı ayarlanmak üzere gönderilir. Kolonda LPG içerisindeki etan ve daha uçucu hidrokarbonlar atılır. Bunun için kolon dibindeki eşanjör reboiler olarak çalıştırılarak kolon ısıtılmaktadır. LPG içerisindeki hedeflenen etan içeriğine göre dip sıcaklığı ayarlanarak müdahale yapılmaktadır.

Kolon tepesinden çıkan hafif hidrokarbonlar E-1007 deetanizer kondenserinde kısmen kondense olmuş halde reflüks dramına dökülür. Burada yoğunlaşan ürünler pompa ile akış kontrolü sağlanarak kolona geri verilir.

Kolon dibinden ayrılan LPG ise eşanjörden geçerek kolon dip seviyesini ayarlayan seviye kontrollü vana ile K-1005 bütan-propan ayrıştırma kolonuna gönderilir. Kolonda sıcaklık

kolon dibindeki reboiler ile sağlanır. Kolon dip sıcaklığına eşanjör çıkışındaki kondanse dönüşüne akış kontrol vanasıyla müdahale edilir. K-1005 ayrıtırma kolonunun tepesinden propan, dipten ise bütan ürün olarak elde edilir. Kolonunun dibinden ayrılan bütan, sulu soğutucundan geçtikten sonra bütan depolama tankına gönderilmektedir.

nite genelinde ve hat içerisinde kullanılan vanaların flanşlı glob vana, ek vana ve pompanın ise santrifüj pompa olduğu bilinmektedir (şekil 2.8.) [32, 33].



şekil 2.8. Glob vana, ek vana ve santrifüj pompa

2.5.3. LPG zellikleri

Görüldüğü üzere çalışmanın gerçekleştirildiği ünite hattından geçen rn LPG'dir. LPG, petrolün damıtılması ve parçalanması esnasında elde edilen ve sonradan basınç altında sıvılaştırılan; başlıca propan, bütan ve bunların izomerleri gibi hidrokarbonlar veya bunların karışımıdır.

LPG sıvı halde sudan yaklaşık iki kat daha hafifken, gaz halde havadan iki kat ağırdır. Hat içerisinde sıvı halde bulunan LPG kaçak durumunda havayla temas ettiği anda gaz fazına geçerek aşağı ker. Bir litre LPG'nin gaza dönüştüğünde yaklaşık 300 litre hacim kapladığı bilinmektedir. Kısa süreli de olsa ařırđ dozda solumanın boğma etkisi ile lme neden olabileceği bilinmektedir. Daha da önemlisi, LPG'nin alevlenme noktası düşük olduğundan herhangi bir sızıntı durumunda ateş kaynağı bulduğu anda şiddetli yangın veya patlamaya sebep olma riski bulunmaktadır.

Çalışmanın gerçekleştirildiği işletmeden alınan LPG Güvenlik Bilgi Formunda (GBF) yer alan fiziksel ve kimyasal özellikler Tablo 2.8.'de verilmektedir.

Tablo 2.8. LPG fiziksel ve kimyasal özellikleri

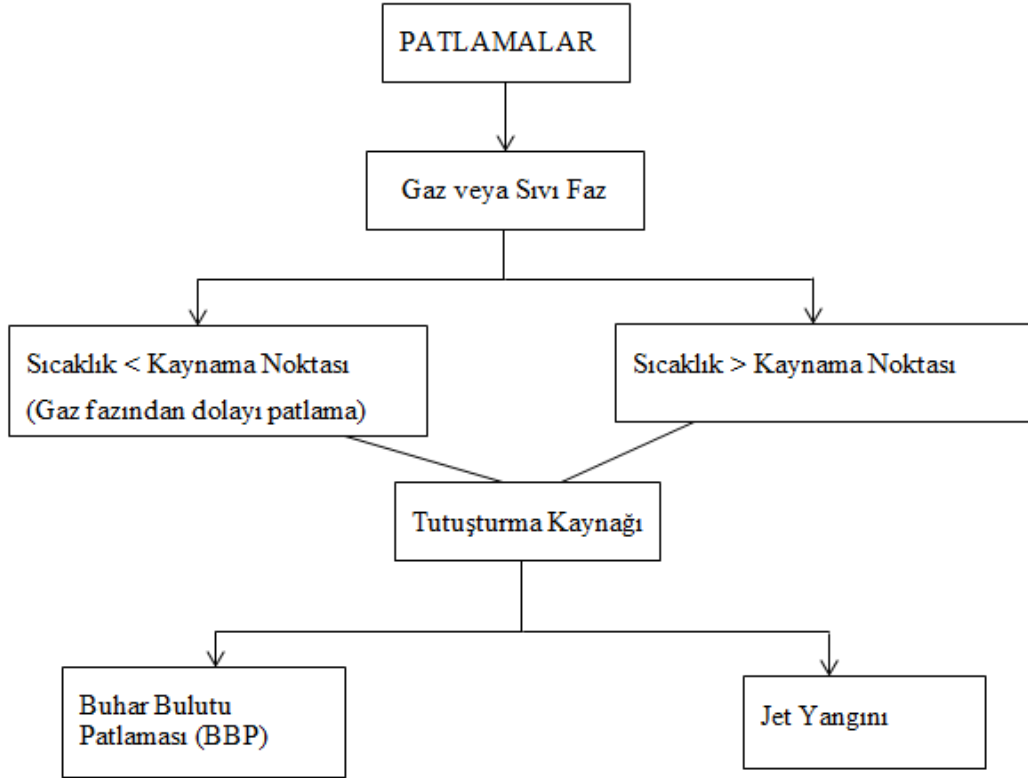
	BİRİM	DEĞER
CAS Numarası		68476-85-7
Fiziksel Durum (basınç altında)	-	Sıvı
Yoğunluk (15 °C'de)	kg/m ³	550
Buhar Basıncı	kPa	< 1,430
Alt Patlama Limiti	% hacim	2
Üst Patlama Limiti	% hacim	9
Alevlenme Noktası	°C	-100
Özellikleri:	Kolay alevlenir. Çevre sıcaklığında hava ile patlayıcı karışım oluşturur. Gaz halde havadan ağırdır.	

2.6. LPG TEMİZLEME HATTINDA YAŞANMASI MUHTEMEL OLAYLAR

Bahsedildiği üzere bir rafinerinin “Amin ile Temizleme Ünitesi”nin LPG temizleme hattı için HAZOP metodu ile riskler belirlendikten sonra yarı-kantitatif hale getirilmiş matris kullanılarak risk önceliklendirilmesi yapılması amacıyla bu çalışma gerçekleştirilmiştir. LPG gibi kolay alevlenebilen ve basınç ile sıvılaştırılıp hatlarda taşınarak işleme tabi tutulan bir ürünün temizlendiği bu hatta patlama ve yangın yaşanma riski bulunmaktadır.

Bu sebeple, LPG temizleme ünitesinin standart operasyonunda olabilecek aksaklıklar (pompa arızası, vananın yanlışlıkla kapatılması, alarm sisteminin arızalanması vb.) sonucu meydana gelebilecek kazalar ve bunlara neden olan etmenler literatür bilgileri doğrultusunda aşağıda sıralanmıştır.

Amerikan Kimya Mühendisleri Enstitüsü tarafından kurulan Kimyasal Proses Güvenliği Merkezi'nin (CCPS) yayımladığı Kimyasal Prosesler için Sayısal Risk Analizi Rehberinde kimyasal bir işlem esnasında olabilecek patlama ve yangınların mantıksal diagramı verilmiştir (Şekil 2.9.) [34].



Şekil 2.9. Kimyasal patlaması sonuçları

Görülmektedir ki LPG temizleme hattında sıvı halde bulunan LPG, proseste oluşması muhtemel bir aksaklık halinde kaçak sonucu hava ile temas ederek tutuşturma kaynağıyla bulunduğu an buhar bulutu patlaması veya jet yangınına sebep olabilmektedir. Bunun yanı sıra LPG temizleme hattında bulunan kirli LPG içerisindeki H_2S 'in sızıntısı sonucu zehirlenme ve toplu ölüm riski de bulunmaktadır. Bahsedilen muhtemel ve sonuçları katastrofik olan olaylar aşağıda detaylıca verilmektedir.

2.6.1. Buhar Bulutu Patlaması (BBP)

Yüksek miktarda alevlenebilir gazın (genellikle yüksek basınçta kapalı tankta bulunan LPG gibi sıvılaştırılmış gazın) proses dahilinde vanadan, contadan veya çatlamış/korozyona uğramış bir borudan kaçak yapması sonucu havayla ani teması geçmesi akabinde buhar bulutu halini alarak tutuşması ile gerçekleşen patlamadır [35].

Kimya ve petrokimya endüstrisinde en tehlikeli, şiddetli ve yok edici patlama olduğu bilinmektedir. Devam etmesi halinde domino etkisiyle birlikte öngörülemez daha ileri düzeyde mal ve can kaybı olan kazalarla da sonuçlanabilir. Yaşanmış BBP olayları büyük endüstriyel kazalar başlığı altında verilmiştir (Bkz Tablo 2.3.). Bu kazalar ve sonuçları hakkında fikir verebilecek görüntüler Şekil 2.10.'da verilmektedir [36, 37].



Şekil 2.10. a) BP Teksas rafinerisi patlaması b) Venezuela Amuay rafinerisi patlaması

BBP kazalarından korunmak için genel olarak alınabilecek önlemler şu şekilde sıralanabilir [35]:

- Tank ve boru hatlarının kontrolünün periyodik olarak yapılması, çatlak veya aşınma gibi durumlarda prosesin durdurulamayacağı göz önünde bulundurularak risk değerlendirmesi sonucu belirlenen kritik noktalara by-pass hattı kurulması ve olası bir çatlak durumunda by-pass hattının devreye alınması,

- Aynı durum aşırı basınç ve yüksek akış durumlarında olduğu zaman vana contalarında meydana gelebilecek kaçağın da BBP'ye neden olacağı bilindiğinden, bu vanalar ve hatlar üzerine yüksek basınç alarmı, düşük akış alarmı vb. gibi özel düzeneklerin yerleştirilmesi,
- İşletmede oluşabilecek bahsedilen acil durumlarda sistemin durdurabilmesi için acil durdurma sistemleri (ADS) kurulması,
- Otomatik blok vanalar ile birlikte güvenlik vanalarının yerleştirilmesi,
- Vananın kapalı veya açık halinin devamlılığının önem arz ettiği durumlarda vana üzerine kilitle-etiketle sistemleri ile işaretleme yapılması ve sistemin sağlıklı devam edebilmesi için yedeğiyle birlikte bir operatörün bu konuda görevlendirilmesi ve gerekli eğitimin aldırılması,
- Saha alanındaki sızıntıları ve kaçaqları haber veren erken uyarı için sabit dedektör sistemleri kurulması,
- Yine tanklar üzerine dedektör ile paralel çalışacak sabit sprinkler sistemleri kurulması,
- Dedektörlerin alarmı üzerine olaya müdahale edecek operatörün ileri düzey eğitimini tamamlamış olması vb.

2.6.2. Jet Yangını

Petrokimya tesislerinde yaşanması en muhtemel kazalardan biri olan jet yangınları, kapalı tank veya hat içerisinde bulunan çok miktardaki yanıcı ve patlayıcı kimyasal maddenin herhangi bir kaçak, boru çatlağı, vana/conta sızıntısı veya ihmal sonucu sızması sonrasında tutuşması olayıdır (Şekil 2.11.). Çok kısa zamanda oluşan ancak sonuçları ölümcül olabilen bu yangınların domino etkisinin başlangıcı sayıldığı bilinmektedir [36].

Özellikle yüksek miktarlarda tehlikeli kimyasalların işlendiği ve proses dahilinde bulunduğu üst seviyeli kuruluşlar içerisinde oluşabilecek ve akabinde bir dizi büyük felaketlere de kapı açabilecek jet yangınlarının önlenmesi ve etkilerinin en aza indirilmesi amaçları için asgari olarak BBP olayında bahsedilen önlemler alınmalıdır.



Şekil 2.11. Jet yangını örneği

2.6.3. H₂S Zehirlenmesi

Ham petrol ve doğalgazda doğal olarak bulunan hidrojen sülfür gazı (H₂S) renksiz, yanıcı ve son derece tehlikeli bir gazdır. Yayıdığı çürük yumurta kokusu en bilinen özelliğidir. Petrol/doğalgaz çıkarma ve rafineri proseslerinde açığa çıkma ihtimali oldukça yüksektir [37].

Havadan ağır olan H₂S, yayıldığı takdirde zemin boyunca ilerleyerek bütün alanı kaplayabilir. Birincil maruziyet yolu solunumdur ve akciğerler tarafından çok hızlı bir şekilde emilir. Oldukça yüksek hacimlerde petrolün işlendiği rafinerilerde hat içerisindeki petrol, LPG gibi ürünlerin içerisinde olması sebebiyle son prosese kadar taşınır.

Rafineri proseslerinin son aşamalarından olan hidrojen sülfür giderme, %95 oranında amin solüsyonlarının ürün içerisindeki H₂S'i tutması ile gerçekleştirilir [38]. Literatür tarandığında Amerikan Çevre Koruma Ajansı EPA'nın yayımlamış olduğu raporda H₂S'in olası yayılım kaynakları ve sebepleri şu şekilde sıralanmıştır [39]:

- Vana, flanş⁵, pompa gibi ekipman arızası ve sonucunda sızıntı/kaçak olması,
- Boruların korozyona uğraması sonucu sızıntı/kaçak,
- Borularda beklenmedik basınç değişimleri sonucu delinmesi ile sızıntı/kaçak vb.

⁵ İki makine veya tesisat elemanının sızdırmaz şekilde birleştirilmesine yarayan genelde standart olarak üretilen bir konstrüksiyon elemanıdır.

Rafineri çalışanlarının olası bir kaza anında yüksek konsantrasyonlarda H₂S salınımının ve buna maruz kalmanın doğuracağı sonuçlar hakkında bilgilendirilmeleri gerekmektedir. Vana arızası, boru kaçağı, pompa hatası gibi sebepler sonucu bahsedilen dozda H₂S'e ani maruziyetin öldürücü olduğu bilinmektedir. Genellikle BBP ve jet yangınına sebep olan aksaklıkların da H₂S kaçağına neden olduğu görüldüğünden bu olayın önlenmesi amacı için daha önce bahsedilen önlemler alınmalıdır.

2.6.4. Yangın

Tehlikeli kimyasalların, uçucuların ve yanıcı özellikteki maddelerin tutuşturucu bir kaynak ile oksijenli ortamda birleşmesi sonucu yangınlar oluşmaktadır [33]. Literatürde yapılmış olan analizler incelendiğinde endüstriyel işletmelerde yaşanmış olan kazaların büyük çoğunluğunun yangın olduğu görülmüştür [36].

Petrokimya tesislerinde prosesin temel elemanları olan tanklar, kolonlar, boru hatları gibi ekipmanların içerisinde yanıcılığı oldukça yüksek olan LPG gibi maddeler bulunmaktadır. Olası bir sızıntı/kaçak ile ateş kaynağı bulunduğu durumlarda LPG yangına sebep olmaktadır.

Bilinmektedir ki, rafinerilerde yangın ile başlayan bir kaza, tankların ısınması ile patlama ve zincirleme kazalar (domino etkisi) şeklinde sonuçları çok daha büyük felaketlere neden olabilmektedir. Bu durumları önlemek ve olumsuz etkilerini en aza indirebilmek amacıyla aşağıdaki önlemlerin alınmış olması önem arz etmektedir:

- İşletmenin detaylı risk değerlendirmesinin tamamlanmış olması,
- Risk değerlendirmesi sonucuna göre alınması gereken önlemlerin hayata geçirilmesi (sprinkler sistemi, yangın tüpleri, alarmlar vb),
- Günlük çalışma, bakım-onarım prosedürlerinin takibinin sağlıklı bir şekilde yapılması,
- İşletmenin acil durum planının oluşturulmuş ve çalışanlarla paylaşılarak işletmenin görünür bir yerine asılmış olması,
- Çalışanların eğitimlerinin tamamlanmış olması,
- Tatbikatların zamanında ve gerçek senaryolara uygun bir şekilde yapılması.

2.6.5. BLEVE

Kaynayan Sıvı Genleşen Buhar Patlaması anlamına gelen BLEVE; yüksek hacimlerdeki sıkıştırılmış sıvıların atmosfere ani şekilde salınmaları sonucu patlaması olayıdır. Prosesteki herhangi bir ani değişim, içerikteki değişimler, tank yırtılması, çatlaklar, korozyon kaynaklı aşınmalar gibi sebepler ateş kaynakları ile birlikte birincil BLEVE sebepleri olarak gösterilebilir.

Yaşanmış kazalar incelendiğinde LPG gibi yanıcı maddelerin bir tetikleyici olay ile yanması ile BLEVE'nin gerçekleştiği ve İspanya-San Carlos (1978), Meksika-Meksika City (1984) gibi kazaların bunlardan bazıları olduğu bilinmektedir [36]. BLEVE sonucunda oluşan yüksek sıcaklıktaki gazın yayılması ve türbülans olayı gaz bulutuna bir mantar şekli verir. Kalan sıvı yanmaya devam eder ve aynı olay tekrarlanarak civarındaki tankları tehdit eder, art arda tetiklemeler sonucunda felaket boyutunda şiddetli patlamalar ve çevrede yangınlar meydana gelir. BLEVE olayının oluşmasının aşamaları şu şekildedir [35]:

- Sıvı dolu tankın yakınında yangın çıkması (vana, pompa, conta kaçağı vb. gibi sebeplerden),
- Yangının tank duvarını ısıtması ile tank içerisindeki sıvının ısı ile birlikte sıcaklığının artması ve kaynamaya başlaması,
- Alevlerin tank duvarına ulaşması sonucu soğutucu veya alevleri söndürücü bir materyal yokluğunda tank malzemesinin yapısal mukavemetini kaybetmeye başlaması,
- Tankta yırtılmalar kopmalar sonucu içerisindeki buharlaşan malzemenin patlaması.

BLEVE'nin gerçekleşmemesi veya etkilerinin azaltılması için alınabilecek önlemler şu şekilde sıralanabilir:

- Sahada yapılacak inceleme ve risk değerlendirmesi sonucuna belirlenen kritik ekipmanların (tankların) üzerine emniyet valfi yerleştirilmesi,
- Tank altlarına erken uyarı sabit dedektörlerin yerleştirilmesi,
- Bu emniyet valfinin istenildiği anda uzaktan müdahale edilerek açılması ve tank içerisinde genleşen buharın tahliyesinin sağlanması,

- Tankın alevlere maruziyetinin devam etmesi durumuna karşılık ani soğutma için su kullanılması ve buna uygun düzeneğin (tankların üzerine sprinkler sistemi) kurulması,
- Saha içerisine farklı yönlerde hidrant donanımları ve mobil su topları yerleştirilmesi,
- Son olarak BLEVE gibi katastrofik olaylar karşısında müdahale ve mücadele yetisi gelişmiş eğitimli ve uzman personel yetiştirilmesi.

3. GEREÇ VE YÖNTEMLER

Bir şirketin iş sağlığı ve güvenliği (İSG) politikası için gerekli ve önemli bir araç olan risk değerlendirmesi; prosesin doğası ile insan faktörünün iş ve çalışan güvenliği ile sağlığına olan etkilerini değerlendiren sistematik ve vazgeçilmez bir çalışmadır [42].

Bu çalışmada büyük endüstriyel kaza yaşanma riski bulunan ve petrokimya endüstrisinde faaliyet gösteren bir rafinerinin amin ile temizleme ünitesi, LPG temizleme hattında Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi (HAZOP) metodu ile olası riskler belirlenmiştir. Daha sonra bu riskler ile sonuçlarının değerlendirildiği yarı-kantitatif hale getirilmiş matris kullanılarak risk önceliklendirme yapılmış ve büyük endüstriyel kazaları önlemek ve etkilerini en aza indirmek hedefiyle işletmeye teknik ve idari önlemler sunularak çalışma tamamlanmıştır.

26 Eylül 2014 tarihinde çalışmanın kapsamı, yapılmak istenilenler, beklentiler gibi hususlar hakkında bilgi vermek üzere tez danışmanı ile birlikte işletme ziyaret edilerek Teknik Emniyet ve Çevre Müdürü ile ön görüşme gerçekleştirilmiştir. Bu görüşme ile birlikte mutabık kalınan çalışma koşulları ve süreç belirlenmiştir. Bunun akabinde yine tez danışmanı ile birlikte 28 Kasım 2014 tarihinde işletmeye bir ön inceleme ziyareti yapılmıştır.

Rafinerinin kompleks ve çoklu süreçlerden oluşan prosesleri içermesi dolayısı ile yapılan ön inceleme ile çalışma kapsamında incelenecek olan üniteye İşletme Baş Mühendisi ile birlikte karar verilmiştir. Daha sonra ünite sorumlusu olan İşletme Baş Mühendisi tarafından DCS (Dağıtılmış Kontrol Sistemleri)⁶ üzerinden ünite amacı ve çalışma prensibi tarafımıza anlatılmıştır. Ardından İşletme Baş Mühendisi ile birlikte üniteyi görmek ve ekipmanları tanımak amacıyla saha ziyareti yapılmıştır. Son olarak çalışmayı gerçekleştirmek üzere karşılıklı mutabık kalınan bir tarih netleştirilmiştir.

Seçilen ünite olan amin ile temizleme ünitesi LPG temizleme hattına ait HAZOP çalışması belirlenen tarihlerde İSG Uzmanı İlknur ÇAKAR ile İSG Uzman Yardımcısı Gizem Naz DÖLEK dahil 9 kişiden oluşan ekip ile gerçekleştirilmiştir. Ekip üyeleri şu şekildedir:

⁶ Analog sinyallerin ağırlıkta olduğu, kontrolün birden fazla kontrolcüye dağıtıldığı ve genellikle kesintisiz üretim yapan endüstriyel uygulamalarda tercih edilen bir ekran başı saha kontrol mekanizmasıdır.

- Proses Emniyet Şefi
- Bakım Enstrüman Baş Mühendisi
- İşletme Baş Mühendisi
- Teknik Kontrol Mühendisi
- Proses Şefi
- Ünite Amiri
- Ham Petrol Ünitesi Kontrol Operatörü
- İSG Uzmanı
- İSG Uzman Yardımcısı

Birinci gün çalışmanın yapılacağı ünitenin P&ID'si ekip tarafından incelenmiştir. Bu aşamada ünite ürün akışı, kolonlara giriş/çıkış, ürünün maiyeti gibi hususlara göre nodlarına (bölüm, parça) ayrılmıştır (Şekil 3.1.). Nodlara ayırma işleminde her nod içerisinde gerçekleşen işlem detaylıca aktarılmış, nod dahiline alınan kolon, dram (silindir tambur), eşanjör (ısı değiştirici), pompa gibi ekipmanların tasarım ve operasyon basınçları ile proses dahilinde içlerindeki ürünün sıcaklıkları not edilmiştir. Bunun akabinde ekip ile birlikte saha gezilmiş ve ünitedeki ekipmanlar sahadaki yerleşimleri ile birlikte bir kez daha görülmüştür (Şekil 3.2.). Daha sonra ekip tekrardan masa başı çalışmaya geçerek HAZOP metodunu ilgili üniteye uygulanmaya başlanmıştır. Yapılan tez çalışmasının bütün aşamalarına ait iş akış şeması Şekil 3.3.'te sunulmaktadır.



Şekil 3.1. HAZOP ekibi çalışması



Şekil 3.2. HAZOP lideri ile ünitenin saha ziyareti

Tez danışmanı ile birlikte büyük endüstriyel kaza riski taşıyan işletmelerin (özellikle kimya sektöründe) tehlike ve risklerinin belirlenmesi amacıyla önerilen HAZOP metodu ile ilgili Genel Müdürlük bünyesinde bir çalışma yapılmamış olması sebebiyle tez önerisinin bu yönde sunulması

Tez danışmanı ile birlikte tez konusunun belirlenerek Komisyona sunulması ve konunun Tez Komisyonu tarafından onaylanarak tebliğ edilmesi

Çalışmanın gerçekleştirileceği işletmenin tespiti, sektör ve prosesin literatür araştırması ve akabinde en uygun metodun belirlenmesi

Tez danışmanı ile birlikte HAZOP metodunu uygulamak üzere seçilen işyeri ile çalışma koşullarını netleştirmek ve çalışmayı anlatmak adına ön görüşme yapılması

HAZOP'un uygulanacağı üniteye ait prosesin çalışma prensibinin anlaşılması amacıyla işletmeye ön inceleme ziyareti yapılması

Seçilen ünite olan amin ile temizleme ünitesi LPG temizleme hattına HAZOP risk değerlendirmesi uygulanması

HAZOP metodunun yarı-kantitatif risk değerlendirmesine dönüştürülmesi

HAZOP metodu ile belirlenen büyük endüstriyel kaza riski olan proses sapmalarının yarı-kantitatif risk değerlendirmesi ile önceliklendirilmesi

Kabul edilebilir risk seviyesine indirilemeyen riskler için ilave önlem önerileri getirilmesi

Çalışmanın sonuçlarının işletmeyle paylaşılması amacıyla işletmenin ziyaret edilmesi

Şekil 3.3. Tez çalışması aşamalarını gösteren iş akış şeması

3.1. HAZOP METODU

HAZOP kimya endüstrisinde çalışan ve proses güvenliğinden sorumlu yetkililerce bu sanayinin özel tehlike potansiyelleri dikkate alınarak geliştirilmiş bir risk değerlendirmesi metodudur. Multi-disipliner bir takım tarafından, kaza odaklarının saptanması, analizlerinin yapılması ve risklerin ortadan kaldırılması amacıyla uygulanır. Belirli anahtar ve kılavuz kelimeler kullanarak yapılan sistemli bir beyin fırtınası çalışmasıdır. Çalışmaya katılanlar; kılavuz kelimeler ve proste belirli olan parametrelerin (sıcaklık, basınç, akış, seviye, yoğunluk vb.) eşleştirilmesiyle oluşan sapmaların bu olayların olması veya olmaması halinde ne gibi sonuçların ortaya çıkacağı sorularına cevap ararlar. “Tehlike ve İşletilebilirlik Çalışmaları” olarak adlandırılan bu metot, kimya endüstrisindeki tehlikelerin tanımlanmasında yardımcı olması maksadıyla proses dizayn aşamasında ve işletme esnasında yaygın olarak kullanılır [43]. Petrokimya sanayi gibi risk içeren ve üretim kapasiteleri yüksek olan tesislerin sigortalanması aşamasında Avrupa’daki pek çok sigorta firmasının işletmelerde HAZOP risk değerlendirmesinin tamamlanmış olması şartı aradığı bilinmektedir [44].

Kimya ve petrokimya sektörlerinde geniş kabul gören HAZOP, bir prostedeki sapmaların etkilerinin tespit edilmesi ve normal koşullar altındaki prosesle karşılaştırma yapma imkanı sağlar. Belirtildiği üzere proses denetimine yardımcı olmak adına, tehlikeli sapmaları normal değerlerle karşılaştırmak için anahtar kelimeler kullanılır. Bu anahtar kelimeler basınç, sıcaklık, akış vb. gibi parametrelerin durumlarını nitelemede kullanılır. Her bir durumda analizciler, sebepler, sonuçlar, belirleme metotları ve düzeltici hareketler ile tanımlama yapar. Bir takım lideri tarafından yönetilen çalışma, HAZOP ekibinin titizlikle her bir proses ekipmanı/bölümü için metodu uygulamasıyla yapılır. HAZOP takımı; iş güvenliği uzmanı, proses mühendisi, sistem ve otomasyon mühendisleri katılımıyla oluşturulur [43].

Oldukça detaylı bir risk değerlendirme tekniği olan ve kimyasal süreç sistemlerine ilişkin uygulamalar için geliştirilen HAZOP ortaya çıkabilecek olası proses sapmaları konusunda detaylı bir çalışma ortaya koyar. Özellikle reaksiyon kinetiğine ilişkin endotermik ve ekzotermik reaksiyonlar açısından ve doğası itibariyle akışkanlar mekaniği kurallarına tabi sıvı fazdaki kimyasallar ve kimyasal prosesler içeren sistemler için HAZOP metodolojisinin tercih edildiği bilinmektedir [3].

Proses güvenliği ve insan sağlığı ile hayatını korumaya yönelik proaktif bir risk değerlendirme metodu olan HAZOP çalışmasının temel amaçları şu şekilde sıralanabilir [45]:

- Tasarımdan kaynaklanan bütün sapmaların sebebini belirlemek,
- Bu sapmalardan kaynaklanan bütün önemli tehlike ve işletilebilirlik problemlerini (riskleri) saptamak,
- Bu tehlike veya işletilebilirlik problemlerini kontrol etmek için gerekli önlemlere (eylemlere) karar vermek,
- Alınan önlem kararlarının uygulandığını ve kayıt altına alındığını denetlemek.

Uluslararası Elektroteknik Komitesine (IEC) ait IEC 61882:2001 sayılı HAZOP alışmaları Uygulama Rehberi bu yöntemin sahada uygulanmasında yol gösterici olarak kullanılmaktadır. Aynı rehber İngiltere, Avustralya gibi ülkelerde birebir olarak standartlaştırılmış ve uygulamaya konulmuřtur⁷. Bu standart HAZOP çalışmasında kullanılacak kılavuz kelimeleri belirlerken metodun uygulanması, hazırlık aşaması, tanımlar ve farklı endüstri/ekipman tipleri için örnekler içermektedir. BS IEC 61882:2001 standardında yer alan HAZOP kılavuz kelimeleri ile açıklamaları Tablo 3.1’de verilmektedir [46].

HAZOP çalışmasının başarılı bir şekilde gerçekleştirilebilmesi için gerekli olan materyaller ise şu şekilde sıralanabilir:

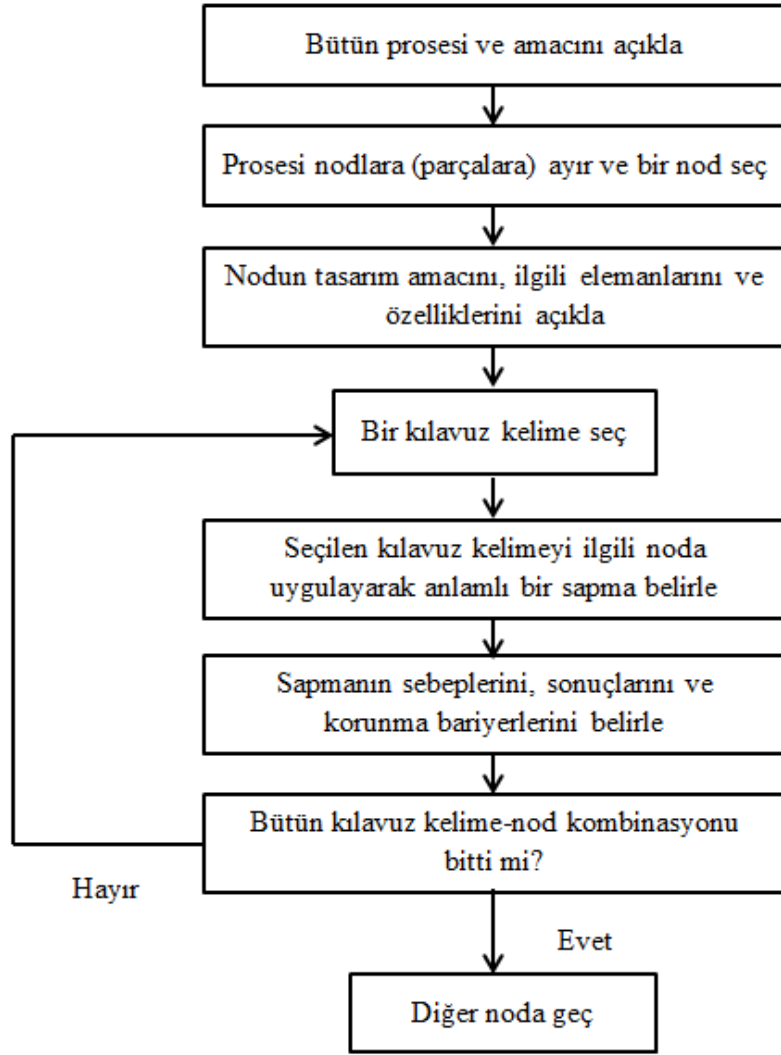
- Proses akış diyagramları (PAD),
- İşletmenin/Ünitenin güncel/revize edilmiş P&ID’si,
- İşletmenin yerleşme düzeni,
- Kullanılan kimyasallara ait güvenlik bilgi formları,
- İşletme prosedürleri,
- Isı ve kütle denklemleri,
- Ekipmanların kullanım rehberleri,
- Devreye alma ve acil kapatma prosedürleri,
- Korozyon izleme sistemleri,
- Elektrik hattı şemaları vb.

⁷ İngiltere; British Standard BS IEC 61882, Avustralya; Australian Standard AS IEC 61882.

Yukarıda verilen gerekli bilgi ve belgelerinin temininden sonra bir takım lideri ile birlikte farklı disiplinlerden ve işletmede farklı sorumlulukları olan katılımcıların oluşturduğu HAZOP takımı proses üzerinde çalışmaya başlar. Bu çalışmaya ait genel prosedür Şekil 3.4.'te verilmiştir [46].

Tablo 3.1. HAZOP kılavuz kelimeleri ve açıklamaları

SAPMA TÜRÜ	KILAVUZ KELİME- PARAMETRE	AÇIKLAMA	ÖRNEK
Olumsuz	Hiç-Akış / Akış yok	Dizayn amacının başarıya ulaşmaması	Boru hattında akış yok
Kantitatif Değişiklik	Fazla-Sıcaklık	İşletme parametresindeki artma	Sistemin sıcaklığı arttı
	Az-Basınç	İşletme parametresindeki azalma	Sistemdeki basınç düştü
Kalitatif Değişiklik	Aynı zamanda/Yanı sıra	Amaca ilave bir takım olayların gerçekleşmesi	İstenmeyen maddeler (kirletici, hava vs.) sisteme girdi
	Kısmen	Amaçların yalnızca bir kısmına ulaşılması	Reaksiyon yarıda kaldı, tamamlanamadı
İkame	Ters-Akış	Dizayn amacının tersinin gerçekleşmesi	Ters yönde akış
	Yanlış Yönlendirilmiş Akış	İstenilen durumun aksine bir işlemin gerçekleşmesi	Akış istenmeyen bir hatta yöneldi
Sıralama	Önce	Olayın sıralamada önce gerçekleşmesi (reaksiyon)	A reaksiyonu B reaksiyonundan önce gerçekleşti
	Sonra	Olayın sıralamada sonra gerçekleşmesi	A reaksiyonu B reaksiyonundan sonra gerçekleşti



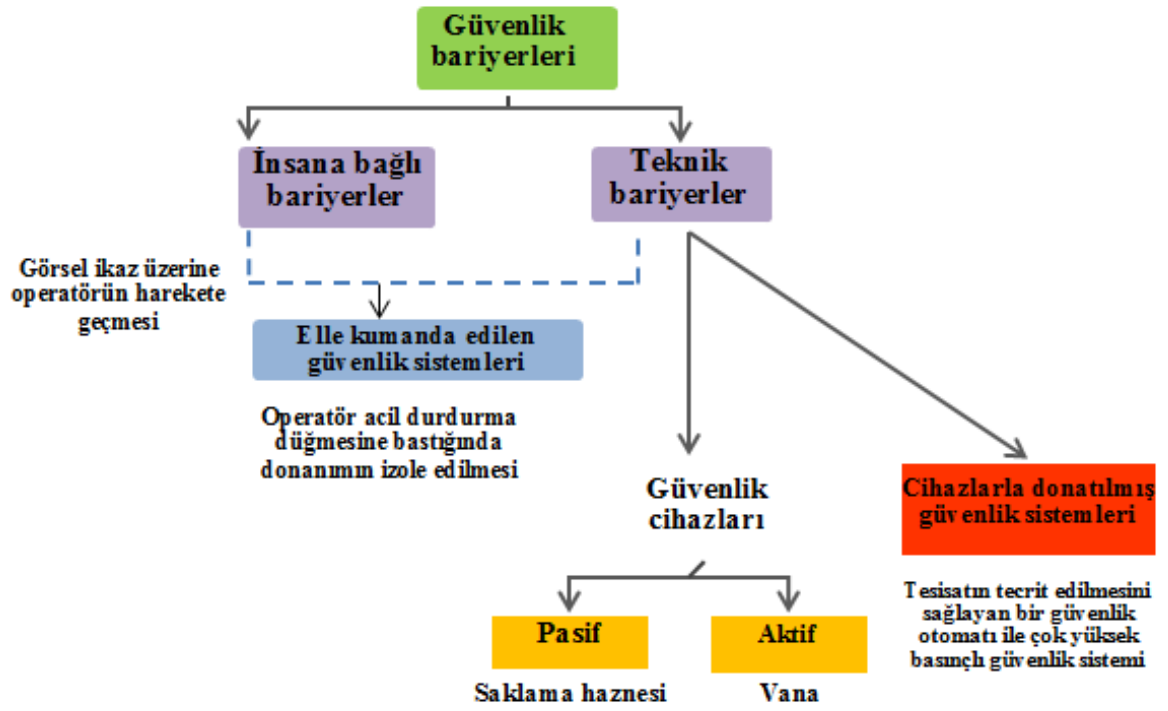
Şekil 3.4. HAZOP çalışması prosedürü akış şeması

HAZOP belirtildiği üzere proseste bulunan ekipmanlara ve/veya prosesin bir noduna sorulan kılavuz kelimeler ile parametrelerin birleşmesinden oluşan sapmaların nedenlerinin arandığı ve bu sorunlara çözüm önerileri aranan bir beyin fırtınası metodudur. Kimya ve petrokimya endüstrisinde yaygın olarak kullanılan bu metodun avantaj ve dezavantajları Tablo 3.2.'de sunulmuştur [3, 43, 47].

Tablo 3.2. HAZOP metodu avantaj ve dezavantajları

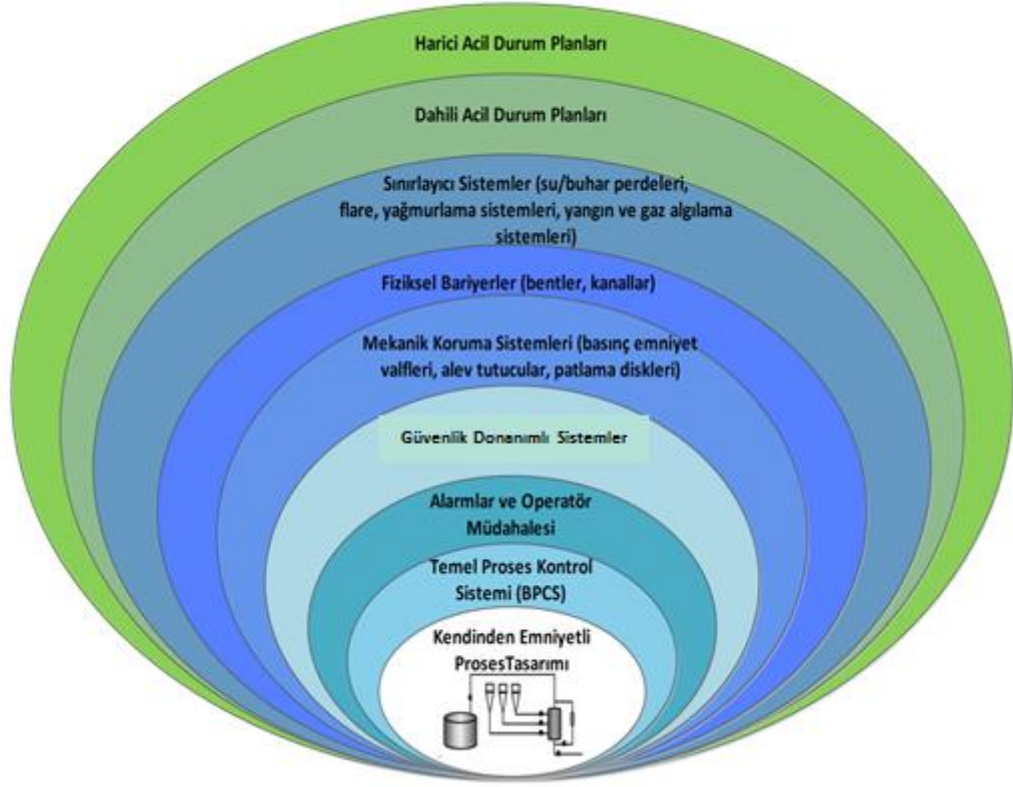
AVANTAJLARI	DEZAVANTAJLARI
Planlı, düzenli bir takım çalışması ile yüksek başarı sağlar.	Farklı disiplinlerden katılımcılar gerektirir.
Takım çalışması, beyin fırtınası ve farklı çözümler sunma konusunda yararlıdır.	Yüksek tecrübe, proses bilgisi ve takım üyelerinin yüksek performansını gerektirir.
Ekipmanların yoğun olduğu kimya ve petrokimya tesisleri için uygundur.	Zaman alan bir metottur.
Senaryolar üzerine kurulan sistematik bir metottur.	Nitel bir metottur.
Tasarım/İşletme sırasında kullanılır. Değişikliğe fırsat verir.	Çok fazla dokümana ihtiyaç vardır (P&ID, GBF, akış şemaları vb.)
Kolay anlaşılır bir yöntemdir.	
Operatör hatasını da dahil ederek hayati derecede önemli sonuçlar doğurabilecek ihtimalleri değerlendirir.	
Ekipman hasarları, operasyonda öngörülemeyen yanlışlıklar gibi durumları değerlendirerek prosesi de koruduğu için işletmenin üretim verimini artırır. Yatırımı korur.	

HAZOP ile belirlenen risklerin kabul edilebilir seviyede olmaması durumunda işletmedeki mevcut güvenlik bariyerlerinin devreye alınması ve bunların sürdürülebilirliğinin kontrol edilmesi gerekmektedir. Bahsedilen güvenlik bariyerleri Şekil 3.5.'te verilmiştir [3]. İki ana gruba ayrılan bariyerlerin birinci grubunda insana bağlı bariyerler yani organizasyonel olarak adlandırılabilir eğitim, tecrübe, kişisel gelişim vb. hususların geliştirilmesi sonucu ortaya çıkacak insani önlemler bulunmaktadır. İkinci grup güvenlik bariyerleri ise teknik önlemleri (mühendislik önlemleri) içermektedir. Petrokimya tesisleri gibi son derece karmaşık ve farklı proseslerin bulunduğu işletmelerde teknik güvenlik bariyerleri risk değerlendirmesi sonucu alınması gerekli tedbirlerin en kritik bölümünü teşkil etmektedir.



Şekil 3.5. Güvenlik bariyerleri

Proses dahilinde oluşabilecek sapmaları ve bunların risklerini kabul edilebilir bir seviyeye çekme amacıyla güvenlik bariyerleri bulundurulmalıdır. Tek başına hiçbir koruma tabakasının sistem güvenliğini sağlayamadığı bilinmektedir. Bu amaçla güvenlik koruma katmanları proseslerde bulunmaktadır. Bunlara örnek olarak; kendinden emniyetli proses tasarımı, temel proses kontrol sistemi (BPCS), alarmlar, güvenlik donanımlı sistemler, mekanik koruma sistemleri, fiziksel koruma sistemleri, dahili ve harici acil durum planları gösterilebilir. Güvenlik koruma katmanları Şekil 3.6.'da görülmektedir [3].



Şekil 3.6. Güvenlik koruma katmanları

Daha önce belirtildiği üzere çalışmanın gerçekleştirildiği işletmenin Emniyet-Çevre-Kalite (EÇK) biriminin tesis için hazırladığı yıllık HAZOP planına bağlı kalınarak karşılıklı mutabık kalınan tarihte seçilen ünite için risk değerlendirmesi yapılmıştır. İşletme büyük endüstriyel kaza yaşanma riski olan bir rafineri ve sektöründe lider bir tesis olduğu için prosese en uygun metot olan HAZOP risk değerlendirmesi uygulanmıştır. HAZOP ile sapmalar sonucu oluşabilecek riskler (sonuçlar) belirlendikten sonra proses detaylıca incelenmiş, mevcut bariyerler ve önlemler de göz önünde bulundurularak riskleri derecelendirerek önceliklendirme yapmak adına yarı-kantitatif hale getirilmiş risk matrisi kullanılmıştır.

3.2. HAZOP'UN YARI-KANTİTATİF METODA DÖNÜŞTÜRÜLMESİ

Yarı-kantitatif risk değerlendirmesi bir işletmede bulunan risklerin gruplandırılarak öncelikli olarak aksiyon alınması gereken hususları belirlemede yardımcı olan bir yöntemlerden biridir. Risk yönetimi stratejileri açısından bakıldığında nitel risk değerlendirmesi yöntemlerine göre daha tutarlı ve titiz bir yaklaşım içeren yarı-kantitatif metotlar nicel metotlarda görülebilecek yüksek/aşırı tahminlerden kaynaklanacak hataları içerisinde barındırmaz. Yarı-kantitatif risk değerlendirme metodu ile yapılan risk karakterizasyonu işletmenin tasarım parametrelerine karşı duyarlıdır. Dolayısıyla proses tasarımı üzerinde değişiklik yaparak riski azaltma için oldukça kullanışlıdır. Kimya endüstrisi, petrokimya, gıda sektörü gibi prosesin yoğun olduğu iş kollarında kullanılabilir.

Tarama Düzeyi Risk Değerlendirmesi, HAZOP, Hata Türü ve Etkileri Analizi ve Olursa Ne Olur gibi nitel risk değerlendirmesi metotlarının yarı-kantitatif metotlara dönüştürülmeye uygun olduğu bilinmektedir. Bunun için kantitatif yani olayların olasılıklarının ve sonuçlarının frekanslarla ifade edildiği risk matrislerinin nitel metotların akabinde uygulanmaktadır [48]. Bu çalışmada bir rafinerinin LPG temizleme hattında nodlar belirlendikten sonra yarı-kantitatif risk değerlendirmesi şu aşamalarla uygulanmıştır:

- HAZOP ekibiyle beraber prosesteki sapmaları HAZOP soruları ile belirleyerek olası sapmaları (senaryoları) oluşturmak,
- Bu sapmaların gerçekleşmesine neden olabilecek sebepleri belirlemek ve akabinde veri tabanlarından bu sebeplerin hata frekanslarını (HF) bulmak,
- Sapma sonucu oluşabilecek riskleri belirlemek,
- Her riskin şiddetini belirlemek,
- Her riskin gerçekleşme frekansını belirlemek,
- Risk matrisi ile riskin derecesini bulmak,
- Proseste riski önlemek adına varsa bulunan mevcut kontrol önlemlerini (bariyer) belirlemek, not almak,
- Bariyerlerin veri tabanlarındaki PFD (talep anında hata verme olasılığı) değerlerini bularak bunları atamak,
- Bariyerler ile riskin düşürülebileceği şiddeti ve olasılığını (PFD değeri ile ilk hata frekanslarını çarparak) yeniden belirleyerek riskin yeni seviyesini bulmak,

- Risk hala kabul edilebilir seviyeye düşürülemiyorsa ileri düzey başka bir kontrol önlemi önerisinde bulunmak,
- Bir sonraki HAZOP'a kadar bu durumun düzeltilmesinden sorumlu olacak kişiyi belirleyerek görevlendirmek.

Çalışmayı gerçekleştirme amacıyla nitel bir metot olan HAZOP, risklerin olasılıklarının frekanslarını içeren risk matrisi ile devam ettirilerek yarı-kantitatif hale getirilmiştir. Tehlikenin kalitatif, olasılığın ise kantitatif olarak değerlendirildiği ve riskleri önceliklendirmek için kullanılan bu matris Tablo 3.3.'de verilmektedir [49]. Dr. Ertuğrul Alp'in (2004) başkanlığında Kanada Kimya Mühendisleri Topluluğu üyelerinin katkılarıyla hazırlanan "Risk Değerlendirmesi-Tavsiye Edilen Uygulamalar" başlıklı dokümanda birbirinden farklı aralıklara sahip frekanslara yer verilmiştir [49]. Ancak rafineri gibi devamlı proses halinde olan, belirlenen risklerin sonuçları çalışanların da ötesinde halkı da etkileyecek boyutlara varan işletmeler için önerilen frekans değerleri özellikle belirtilmiştir. Buna göre önerilen ve bu çalışmada da kullanılan A, B, C, D ve E frekans değerleri şu şekildedir:

A: 10000 yılda 1 defadan daha nadir gerçekleşmiştir.

B: 1000-10.000 yılda 1 defa gerçekleşmiştir.

C: 100-1000 yılda 1 defa gerçekleşmiştir.

D: 10-100 yılda 1 defa gerçekleşmiştir.

E: 10 yılda en az 1 defa gerçekleşmiştir.

Belirlenen risklerin sonuçlarının şiddetleri ise şu şekildedir:

- 1: Çalışma performansını ve günlük hayatı etkilemez (ilkyardım, basit tıbbi müdahale)
- 2: Çalışma performansını etkileyen, tam iyileşmesi en az 3 gün süren etkiler (deri tahrişi, gıda zehirlenmesi vb.)
- 3: Çalışma performansını daha uzun dönemde etkileyen ciddi yaralanmalar, uzun süreli iş göremezlik, yangından etkilenme
- 4: Patlama, zehirli gaz maruziyet, iş kazası gibi olaylar sonucu yaralanma, meslek hastalığı veya en fazla 3 can kaybı
- 5: Can kaybı 3'ten fazla olan yangın veya patlama, toplu kanser vakaları vb.

Veri tabanlarında büyük endüstriyel kazaları başlatıcı olaylar olarak geçen ve yangın, patlama gibi risklerin ortaya çıkmasına sebep olan kritik ekipmanların/durumların hata frekansları yer almaktadır. Bu çalışmada da kullanılan temel proses kontrol sistemi (BPCS) dahilinde olan enstrümanların (pompa, vana vb.) hata verme olasılığı 10^{-1} /yıl iken, operatör (insan) hataları 10^{-2} /yıl olarak veri tabanlarında verilmektedir [35]. Belirlenen sapmalar sonucu oluşan riskleri önlemek ve etkilerini azaltmak adına prostedeki mevcut olan bariyerlerin talep anında hata verme/çalışmama frekansları (PFD değerleri) de yine dünyaca kabul gören veri tabanlarından çekilerek her bariyer için ayrı olarak yazılarak çalışmada değerlendirilmiştir (TNO, Purple/Red Book, 2005) [50].

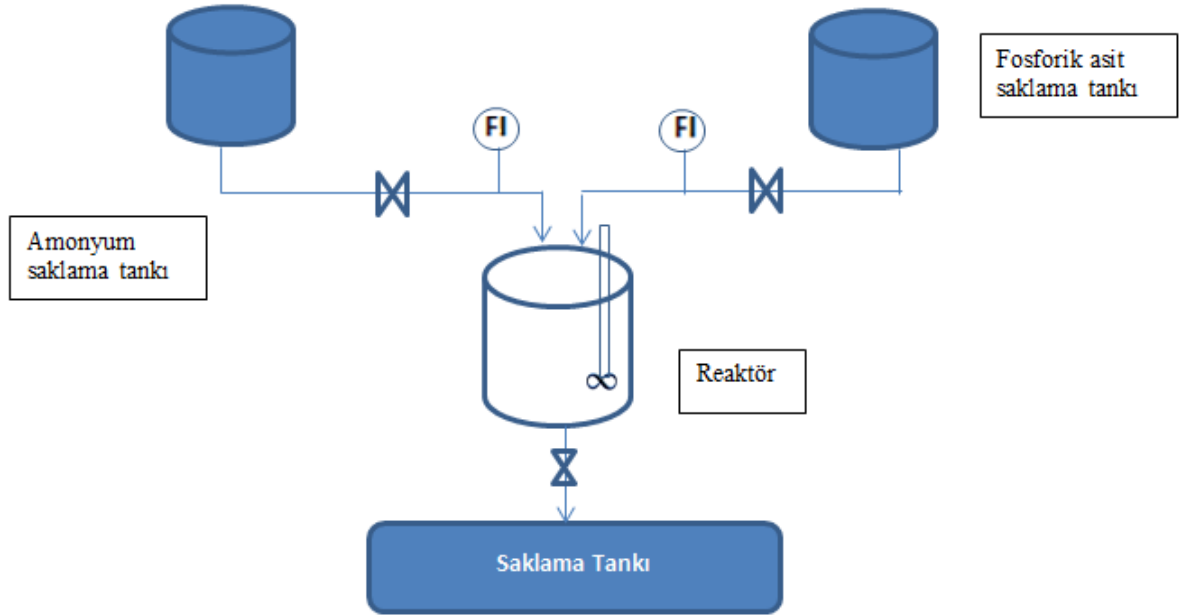
Yukarıda şiddetlerinin açıklamaları verilen sonuçlar ile belirlenen sapmaların gerçekleşme olasılıklarının kesiştirilmesi ile riskin skoru/derecesi bulunmaktadır. Bu yöntem ile riskler önceliklendirilmektedir. Böylelikle işletme acil aksiyon alınması gereken riskler (3, kırmızı bölge), öneriler ve ilave önlemler (2, sarı bölge) ile kabul edilebilir risk (1, mavi bölge) olan durumları belirleyebilmektedir.

Tablo 3.3. Yarı-kantitatif risk değerlendirmesi matrisi

ŞİDDET		FREKANS				
		A	B	C	D	E
SONUÇLAR		Mümkün değil ($\leq 10^{-4}$)	Olası değil ancak mümkün ($10^{-4} < \text{frekans} \leq 10^{-3}$)	Olası ($10^{-3} < \text{frekans} \leq 10^{-2}$)	Muhtemel ($10^{-2} < \text{frekans} \leq 10^{-1}$)	Kuvvetle Muhtemel ($10^{-1} < \text{frekans} < 1$)
1	Hafif yaralanma veya sağlık etkisi					
2	Az yaralanma veya sağlık etkisi					
3	Ciddi yaralanma veya sağlık etkisi					
4	Kalıcı iş göremezlik veya can kaybı (en fazla 3 can kaybı)					
5	3'ten fazla can kaybı					

Çalışmayı bir örnekle açıklamak adına farazi bir P&ID'nin bir nodu Şekil 3.7.'de incelenmiştir. Buna göre hacimce büyük bir amonyum saklama tankından reaktöre amonyum⁸ akışı sağlanmaktadır. Boru hattında kontrolü sağlayan bir vana ile akış kontrolünü sağlayan akış indikatörü (FI) bulunmaktadır. Reaktör içerisinde fosforik asit ile amonyum reaksiyona girerek nihai ürün olarak diamonyum fosfat oluşturmaktadır. Oluşan ürün ağzı açık bulunan saklama tankında depolanmaktadır.

Bu P&ID noduna göre “yüksek akış” sapması için yapılan örnek HAZOP ve devamında çalışmada kullanılan risk matrisi uygulanmış yarı-kantitatif risk değerlendirmesi Tablo 3.4.'de verilmiştir.



Şekil 3.7. Örnek HAZOP çalışması için bir P&ID nodu

⁸ Tahriş edici gaz grubunda yer alan amonyak gazına yüksek miktarda maruziyet ölümlerine sonuçlanır. Maruziyet sınır değeri: 20 ppm'dir, *Kimyasal Maddelerle Çalışmalarda Sağlık ve Güvenlik Önlemleri Hakkında Yönetmelik*.

Tablo 3.4. Örnek çalışma

Sapma	Sebepler	HF*	Sonuçlar	Ş*	F*	R*	Mevcut Koruma Önlemleri (Bariyerler)	PFD**	Ş***	F***	R***	Öneriler
Yüksek Akış	Amonyum besleme hattı vanası hatalı olarak açıldı	10 ⁻¹	Saklama tankına reaksiyona girmemiş amonyum girmesi ve çalışma alanına amonyak yayılması	4	D		<ul style="list-style-type: none"> • Vananın periyodik kontrolü • Saha alanına amonyum dedektörü ve alarmı ve operatör müdahalesi 	10 ⁻¹	4	C		<ul style="list-style-type: none"> • Operatörler için vanalara kilitle-etiketle sistemi uygulanması ve ilgili eğitimlerin verilmesi • Reaktöre yüksek amonyum akışı durumunda alarm ve/veya ADS (Acil Durdurma Sistemi) sistemi kurulması • Saklama tankının kapalı tank haline getirilmesi

*HF: Hata Frekansı (olay/yıl), Ş: Şiddet, F:Frekans, R:Risk

**PFD: Talep anında çalışmama olasılığı

***Ş, F ve R tekrar hesaplanır. Bu sefer frekans ilk hata frekansı ile PFD çarpılarak bulunur.

Çalışma kapsamında yarı-kantitatif risk değerlendirmesi uygulanan 1000 Ünitesi, LPG temizleme hattının dizayn amacı ve çalışma prensibi daha önce aktarılmıştır (Bölüm 2.6.2.). Sistematik bir metot olan HAZOP'un ilk aşaması olan nodlara ayırma işlemi çalışmaya konu hat için de yapılmış ve HAZOP ekibi bu hattın 5 noda ayrılmasına karar vermiştir. Nodlar ünitenin amacı olan LPG temizleme hedefi dahilinde yapılan işlemler ve boru içerisindeki ürünün takip ettiği hat dikkate alınarak ayrılmıştır. Çalışmaya konu bu nodlar ChemCAD adlı çizim programında hat akışı ve ünite elemanları gösterecek şekilde çizilerek Ek-2'de verilmiştir. Buna göre nodlar ve dahil edilen ekipmanlar şu şekildedir:

1. Kirli LPG şarj ve MEA Ekstraksiyon: K-1003, D-1008, P-1005 ve P-1006
2. Thiolex⁹ Merkaptan¹⁰ Ekstraksiyon: D-1011, D-1022 A/B, D-1012, D-1017, D-1015, P-1008 A/B
3. Deetanizer sistemi: K-1004, E-1008 (reboiler), E-1009 A/B
4. Deetanizer Tepe Gaz ve Reflüks Sistemi: E-1007, D-1016, P-1009 A/B
5. Bütan-Propan Ayırma Sistemi (kış aylarında): K-1005, E-1011 (reboiler), E-1013 A/B

⁹ Thiolex: Sıvı veya gaz hidrokarbonlardan asit gazı ve merkaptan bileşiklerinin kostik ekstraksiyonu.

¹⁰ Merkaptan: Kükürlü organik bileşiklerin genel adı.

4. BULGULAR

Bu çalışma kapsamında bir petrol rafinerisine ait amin ile temizleme ünitesinin LPG temizleme hattında proseste olabilecek öngörülemeyen aksamalardan kaynaklanabilecek ve büyük endüstriyel kazalarla sonuçlanabilecek sapmaları belirleyerek önlem almak ve etkilerini en aza indirmek amacıyla HAZOP risk değerlendirmesi uygulanmıştır.

Bu amaçla LPG temizleme hattı HAZOP metodunun ilk aşaması olan bölümlere ayrılma ile 5 ayrı noda bölünmüştür. Bu nodlara ait ünite ve hat akışını gösteren çizimler ChemCAD 6.3.1 proses simülasyon yazılımı ile çizilmiştir (Bkz Ek-2). Her bir nod için HAZOP kapsamında belirlenen kılavuz kelimeler ile parametreler birleştirilerek o nodda olabilecek sapmalar ile oluşabilecek riskler belirlenmiştir. Daha sonra bu sapmalara sebep olan hususların frekansları veri tabanından çekilmiş ve sonuçların şiddetleri yarı-kantitatif risk değerlendirme matrisi ile hesaplanıp önceliklendirme yapılarak bahse konu riskin derecesi belirlenmiştir. Ardından işletmedeki mevcut koruma önlemleri (bariyerler) ile riskin derecesinin ne düzeyde etkilendiğine bakılmış, eğer ki bariyerler ile kabul edilebilir seviyeye düşme gözlenmediyse ileri derecede öneriler ve acil alınması gereken önlemler belirtilmiştir.

Buna göre her bir nod için yapılan HAZOP risk değerlendirmesi ile tespit edilen kritik olaylar ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi ile derecelendirilen riskler nodlar için verilmektedir. Tez içerisinde yoğunluk olmaması adına 1. noda ait HAZOP Tablo 4.1.'de verilmektedir. Diğer nodlar için tamamlanmış ve büyük endüstriyel kazaya sebep olmayan ancak ürünü bozma ihtimali olan senaryoların da yer aldığı tam HAZOP, Ek-3'te sunulmaktadır.

Sapmalara neden olan sebeplerin toplam sonuçları 112 adet olarak belirlenmiştir. Buna göre jet yangını, BBP, H₂S kaçağı, BLEVE ve yangın olmak üzere toplam 5 farklı olayın etkileri oluşan risklerin etkileri değerlendirilmek üzere yarı-kantitatif risk değerlendirmesi uygulanmıştır.

HAZOP soruları ile belirlenen sapmalardan İSG ve çevre açısından etkisi bulunmadığı halde ürün maiyetini değiştirenler başta proses operatörü ve mühendislerinin de fikirleri ve saha tecrübeleri doğrultusunda tespit edilmiştir.

1. Kirli LPG şarj ve MEA Ekstraksiyon Nodu: K-1003, D-1008, D-1019, P-1005 ve P-1006 ekipmanları

Tablo 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu HAZOP ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi

Kılavuz Kelime	Parametre	Sebepler	HF*	Sonuçlar	S*	F*	R*	Mevcut Koruma Önlemleri (Bariyerler)	PFD**	S***	F***	R***	İlave Öneriler
Az	Akış	1. PC101 kontrol loop arızası (PV101 vanasının tam kapatması)	10 ⁻¹	1.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. Jet Yangını	3	D	Yellow	SV-101 Emniyet valfi (10 ⁻²), FT102 ve FT101 düşük akış alarmı ile operatör müdahalesi (10 ⁻¹)	10 ⁻³	4	A	Blue	-İleri düzey operatör eğitimi, -Emniyet valfi, alarm ekipmanların periyodik kontrol
				2.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. Buhar Bulutu Patlaması (BBP)	4	D	Red						
				3.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D	Red						
		2. P-1006 pompa arızası	10 ⁻¹	1.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. Jet Yangını	3	D	Yellow	SV-101 Emniyet valfi (10 ⁻²), FT102 ve FT101 düşük akış alarmı ile operatör müdahalesi ile yedek pompanın devreye alınması (10 ⁻¹)	10 ⁻³	4	A	Blue	-Operatör eğitimi, -Periyodik kontrol
				2.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. BBP	4	D	Red						
				3.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D	Red						
3. FIC102 kontrol loop arızası	10 ⁻¹	1.P-1005 önü kapandığı için pompada mekanik hasar. Conta kaçağı. Jet yangını	3	D	Yellow	P-1005 pompa istasyonunda HC gaz sabit dedektör ve alarmı, operatör müdahalesi (10 ⁻¹)	10 ⁻¹	3	C	Yellow	P-1006 çifte mekanik conta yapılması		

Tablo 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu HAZOP ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi (devam)

Kılavuz Kelime	Parametre	Sebepler	HF*	Sonuçlar	S*	F*	R*	Mevcut Koruma Önlemleri (Bariyerler)	PFD**	S***	F***	R***	İlave Öneriler
Yanlış Yönlen-dirilmiş	Akış	1. P-1005 AB pompalarından sonraki D-1008'den D-1019'a MEA boşaltma hattındaki blok vananın operatör hatası ile açılması	10 ⁻²	1.D-1008'de MEA çözelti seviyesi düşer ve sonrasında LPG D-1019'a gelir. Yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. Jet yangını	3	D	Yellow	SV-102 Emniyet valfi (10 ⁻²) D-1019 tepesinden flayera hat ile bağlantı (10 ⁻²)	10 ⁻⁴	4	A	Blue	-D-1019'a basınç ve sıcaklık transmitteri takılması
				2.D-1008'de MEA çözelti seviyesi düşer ve sonrasında LPG D-1019'a gelir. Yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. BBP	4	D	Red						
				3.D-1008'de MEA çözelti seviyesi düşer ve sonrasında LPG D-1019'a gelir. Yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D	Red						
Düşük	Basınç	1. P-1006 pompa arızası	10 ⁻¹	1.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. Jet yangını	3	D	Yellow	SV-101, K-1003 ve D-1008 Emniyet valfi (10 ⁻²), FT102 ve FT101 düşük akış alarmı ve operatör müdahalesi ile yedek pompanın devreye alınması (10 ⁻¹)	10 ⁻³	4	A	Blue	-Operatör eğitimi, -Alarm ve emniyet valflerinin periyodik kontrol
				2.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. BBP	4	D	Red						
				3.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D	Red						

Tablo 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu HAZOP ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi (devam)

Kılavuz Kelime	Parametre	Sebepler	HF*	Sonuçlar	S*	F*	R*	Mevcut Koruma Önlemleri (Bariyerler)	PFD**	S***	F***	R***	İlave Öneriler
Yüksek	Basınç	1.PC101 kontrol loop arızası (PV101 vanasının kapatması)	10 ⁻¹	1.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. Jet yangını	3	D	Yellow	SV-101, K-1003 ve D-1008 Emniyet valfi (10 ⁻²), FT102 ve FT101 düşük akış alarmı ve operatör müdahalesi ile PV101 by pass vanası açılır (10 ⁻¹), P-1006 pompa istasyonunda HC gaz sabit dedektörü ve alarmı. Operatör müdahalesi (PV101 by passı açılır (10 ⁻¹))	10 ⁻⁴	4	A	Blue	-Operatör eğitimi, -Periyodik kontrol
				2.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. BBP	4	D	Red						
				3.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D	Red						
				4. P-1006 öntü kapandığı için pompada mekanik hasar. Mekanik conta kaçağı jet yangını	3	D	Yellow						
	2.P-1006 pompa arızası	10 ⁻¹	1.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. Jet yangını	3	D	Yellow	SV-101, K-1003 ve D-1008 Emniyet valfi (10 ⁻²), FT102 ve FT101 düşük akış alarmı ve operatör müdahalesi ile yedek pompanın devreye alınması (10 ⁻¹)	10 ⁻³	4	A	Blue	-Operatör eğitimi, -Periyodik kontrol	
			2.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. BBP	4	D	Red							
			3.D-1008'de yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. LPG kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D	Red							

Tablo 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu HAZOP ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi (devam)

Kılavuz Kelime	Parametre	Sebepler	HF*	Sonuçlar	S*	F*	R*	Mevcut Koruma Önlemleri (Bariyerler)	PFD**	S***	F***	R***	İlave Öneriler
Düşük	Seviye	1. LC101 loop arızası (LV101 tam açması)	10 ⁻¹	1. K-1003'de düşük seviye. D-1019'a LPG kaçağı. D-1019'da yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. Jet yangını	3	D	Yellow	SV-102 D-1019 Emniyet valfi (10 ⁻²)	10 ⁻²	4	B	Yellow	D-1001 dramına seviye indikatöründen bağımsız HC seviyesini takip eden yüksek ve düşük seviye indikatör konulması
				2. K-1003'de düşük seviye. D-1019'a LPG kaçağı. D-1019'da yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. BBP	4	D	Red						
				3. K-1003'de düşük seviye. D-1019'a LPG kaçağı. D-1019'da yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D	Red						
		2. FC101 loop arızası (FV101 tam kapatması)	10 ⁻¹	1. K-1003'de düşük seviye. D-1019'a LPG kaçağı. D-1019'da yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. Jet yangını	3	D	Yellow	SV-102 D-1019 Emniyet valfi (10 ⁻²) LIC 101 (10 ⁻¹) seviye indikatörü	10 ⁻³	4	A	Blue	-Operatör eğitimi, -Emniyet valfinin ve indikatörün periyodik kontrol
				2. K-1003'de düşük seviye. D-1019'a LPG kaçağı. D-1019'da yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. BBP	4	D	Red						
				3. K-1003'de düşük seviye. D-1019'a LPG kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D	Red						

Tablo 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu HAZOP ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi (devam)

Kılavuz Kelime	Parametre	Sebepler	HF*	Sonuçlar	S*	F*	R*	Mevcut Koruma Önlemleri (Bariyerler)	PFD**	S***	F***	R***	İlave Öneriler
Düşük	Seviye	3. P-1005 AB pompalarından sonraki D-1008'den D-1019'a MEA boşaltma hattındaki blok vananın operatör hatası ile açılması	10 ⁻²	1. D-1008 MEA çözelti seviyesi düşer. D-1019'da yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. Jet yangını	3	D		SV-102 D-1019 Emniyet valfi (10 ⁻²)	10 ⁻²	4	A		-D-1019 dramına basınç ve sıcaklık transmitteri takılması, -Operatörün ileri düzey eğitim alması, -Periyodik kontrol yapılması, -Operatörün hata ile açmasını engellemek adına kilitle-etiketle sisteminin aktif olarak kullanılması nın takibi
				2. D-1008 MEA çözelti seviyesi düşer. D-1019'da yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. BBP	4	D							
				3. D-1008 MEA çözelti seviyesi düşer. D-1019'da yüksek basınç sonucu flanş conta kaçağı. H ₂ S kaçağı	4	D							

Tablo 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu HAZOP ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi (devam)

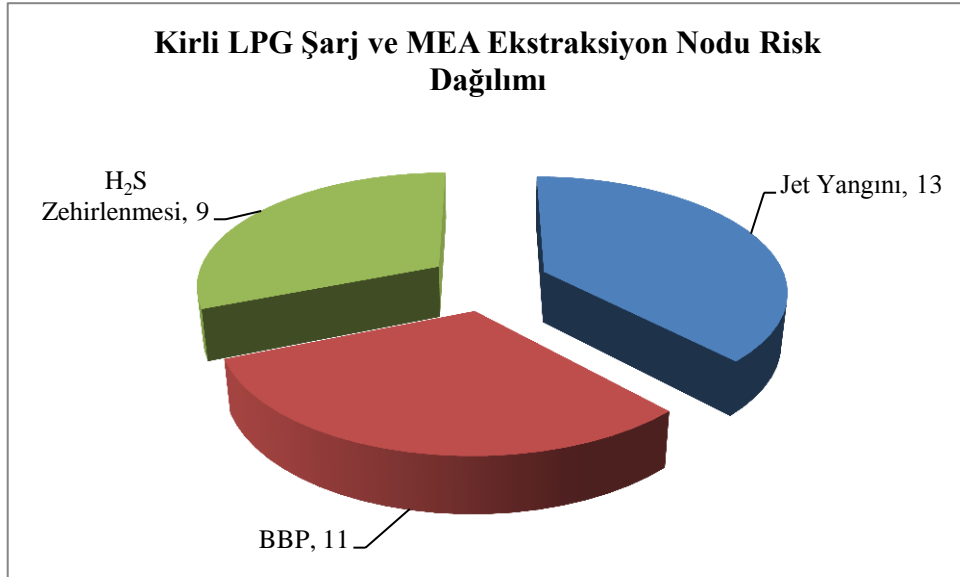
Kılavuz Kelime	Sebepler	HF*	Sonuçlar	Ş*	F*	R*	Mevcut Koruma Önlemleri (Bariyerler)	PFD**	Ş***	F***	R***	İlave Öneriler
İçerik Kaybı	½ inç çapındaki 100 m borudan kaçak (sızıntı)	7.53*10 ⁻⁵	Jet yangını	3	A		Dedektörün uyarısı ile operatör müdahalesi	10 ⁻¹	4	A		-Boru hattı için kalınlık ölçümü, -Aşınma kontrolü, -Operatör eğitimi, -Tatbikatlar
			BBP	4	A							
	½ inç çapındaki 100 m borunun yırtılması	3.50*10 ⁻⁶	Jet yangını	3	A							
			BBP	4	A							

*HF: Hata Frekansı (olay/yıl), Ş: Şiddet, F: Frekans, R: Risk

**PFD: Talep anında çalışmama olasılığı

***Ş, F ve R tekrar hesaplanır. Bu sefer frekans ilk hata frekansı ile PFD çarpılarak bulunur.

Çalışmanın gerçekleştirildiği rafineriye ait 1000 Ünitesi LPG temizleme hattının 1. nodu olan kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodunda yapılan HAZOP ile ilgili noddaki sapmalar sonucu oluşabilecek riskler tespit edilmiştir. Daha sonra yapılan yarı-kantitatif risk değerlendirmesi ile risklerin dereceleri Tablo 4.1’de sunulmaktadır. K-1003, D-1008, P-1005 ve P-1006 ekipmanlarının bulunduğu nodda az akış, yanlış yönde akış, düşük basınç, yüksek basınç ve düşük seviye sapmaları sonucu 33 kritik olayın oluşması belirlenmiştir. Bu kritik olaylar jet yangını, buhar bulutu patlaması ve H₂S zehirlenmesi olarak ortaya konmuş ve sayıca dağılımları Şekil 4.1.’de verilmiştir.

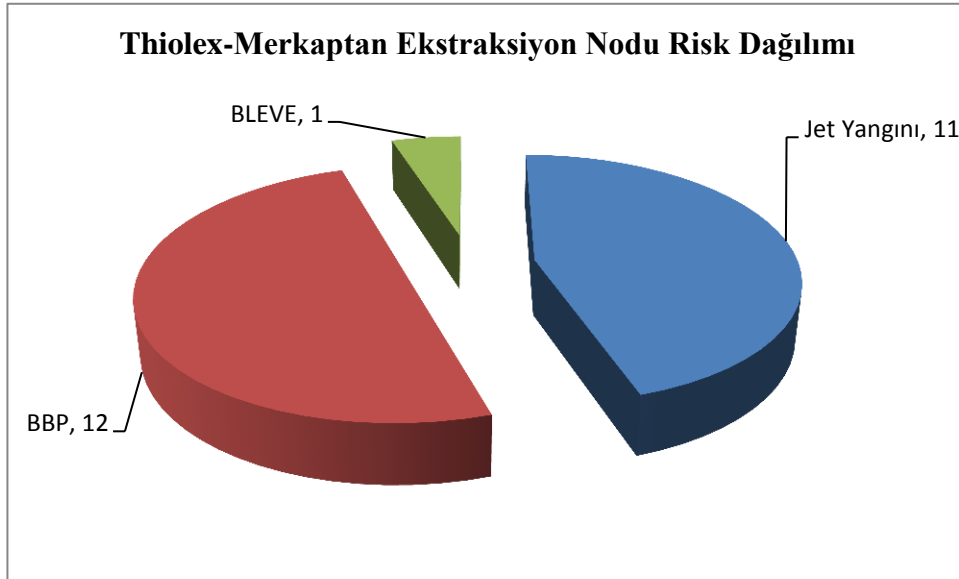


Şekil 4.1. Kirli LPG şarj ve MEA ekstraksiyon nodu risk dağılımı

Belirlenen risklerin yarı-kantitatif risk değerlendirmesi ile risk dereceleri bulunmuştur. Buna göre 33 riskin 18’i kırmızı bölgeye düşerek ileri derecede önlem alınması gereken risk olarak tanımlanmıştır. İşletmedeki mevcut teknik koruma önlemleri (bariyerleri) ile bunların 2’si sarı bölgede kalırken kalan 16’sı mavi bölgeye düşürülebilmştir. Bariyerler ile hala sarı bölgede kalan riskler için ilave önlem önerileri getirilmiştir.

2. Thiolex-Merkaptan Ekstraksiyon: D-1011, D-1022 A/B, D-1012, D-1017, D-1015, P-1008 A/B

LPG temizleme hattının 2. nodu olan thiolex-merkaptan ekstraksiyon nodunda yapılan HAZOP ile belirlenen sapmalar, bunların sebepleri ve sonuçları ile yarı-kantitatif risk değerlendirmesi yardımıyla bulunan risk dereceleri Ek-3'te sunulmaktadır. D-1011, D-1022 A/B, D-1012, D-1017, D-1015 ve P-1008 A/B ekipmanlarının bulunduğu nodda az akış, fazla akış, düşük basınç, yüksek basınç, düşük seviye ve yüksek seviye sapmaları sonucu 24 kritik olayın oluşabileceği sonucuna ulaşılmıştır. Bu kritik olaylar jet yangını, buhar bulutu patlaması ve BLEVE riski olarak ortaya konmuştur (Şekil 4.2.).

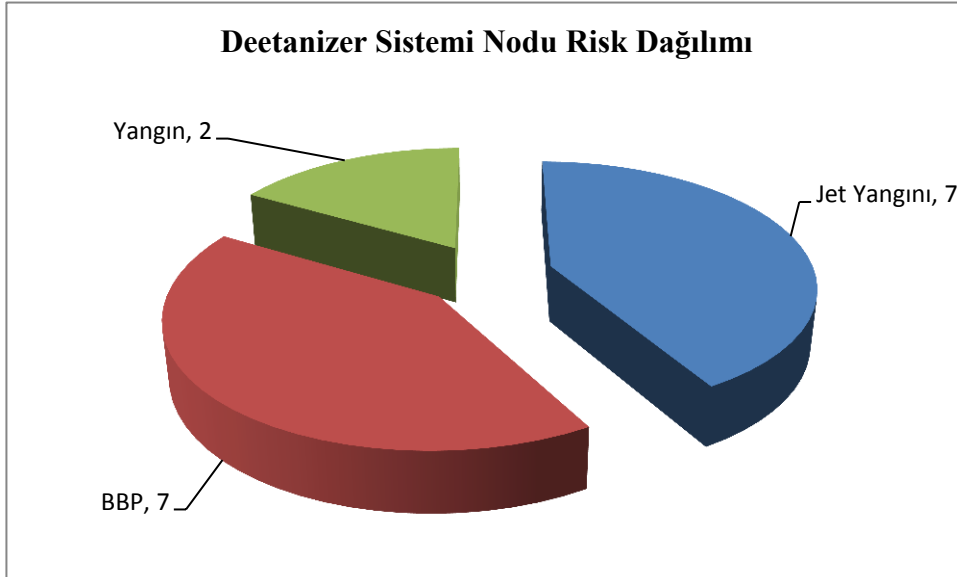


Şekil 4.2. Thiolex-merkaptan ekstraksiyon nodu risk dağılımı

Belirlenen risklerin yarı-kantitatif risk değerlendirmesi risk dereceleri bulunmuştur. Buna göre 24 riskin 11'i kırmızı bölgeye düşerek ileri derecede önlem alınması gereken risk olarak tanımlanmıştır. İşletmedeki mevcut teknik koruma önlemleri (bariyerleri) ile bunların 4'ü sarı bölgeye düşerken kalan 7'si mavi bölgeye düşürülebilmştir. Bariyerler ile hala sarı bölgede kalan riskler için ilave önlem önerileri getirilmiştir.

3. Deetanizer sistemi: K-1004, E-1008 (reboiler), E-1009 A/B

LPG temizleme hattının 3. nodu olan deetanizer sistemi nodunda yapılan HAZOP ile belirlenen sapmalar, bunların sebepleri ve sonuçları ile yarı-kantitatif risk değerlendirmesi yardımıyla belirlenen risk dereceleri Ek-3'te sunulmaktadır. K-1004, E-1008 (reboiler) ve E-1009 A/B ekipmanlarının bulunduğu nodda az akış, yanlış yönde akış, yüksek basınç, yüksek sıcaklık ve yüksek seviye sapmaları sonucu 16 kritik olayın oluşabileceği sonucuna ulaşılmıştır. Bu kritik olaylar jet yangını, buhar bulutu patlaması ve yangın olarak ortaya konmuştur (Şekil 4.3.).

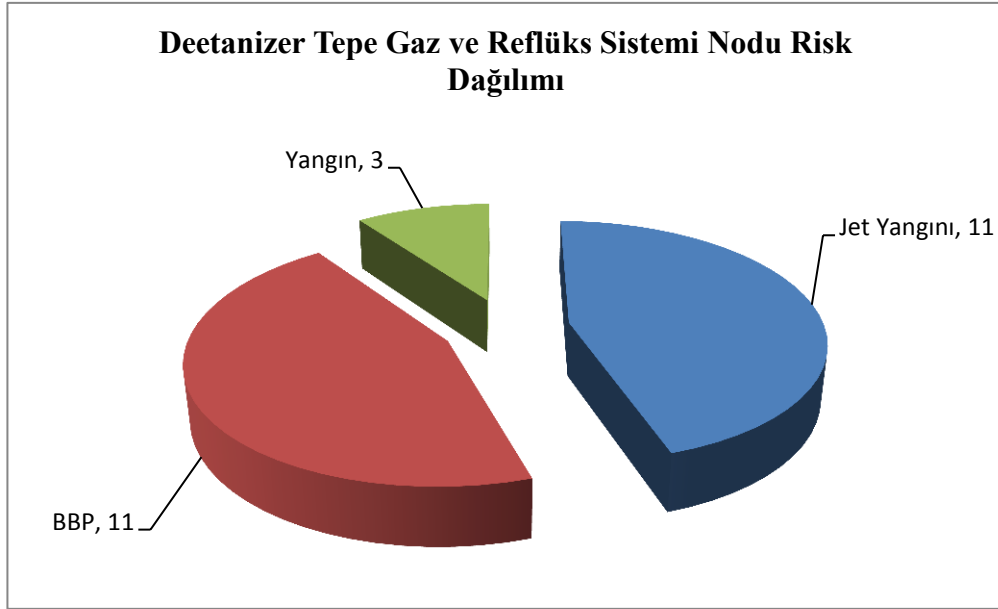


Şekil 4.3. Deetanizer sistemi nodu risk dağılımı

Belirlenen risklerin yarı-kantitatif risk değerlendirmesi risk dereceleri bulunmuştur. Buna göre 16 riskin 5'i kırmızı bölgeye düşerek ileri derecede önlem alınması gereken risk olarak tanımlanmıştır. Yangın riski bulunan sapmalar için ise işletmenin LPG temizleme hattına ait ilgili nodunda herhangi bir bariyerin olmadığı belirlenmiştir. İşletmedeki diğer mevcut koruma önlemleri (bariyerleri) ile yangın harici kalan risklerin hepsinin mavi bölgeye düşürüldüğü görülmüştür. Sapma sonucu yangın riski olan durumlar için ilave önlem önerileri getirilmiştir.

4. Deetanizer Tepe Gaz ve Reflüks Sistemi: E-1007, D-1016, P-1009 A/B

Çalışmanın gerçekleştirildiği LPG temizleme hattının 4. nodu olan deetanizer tepe gaz ve reflüks sistemi nodunda yapılan HAZOP ile belirlenen sapmalar, bunların sebepleri ve sonuçları ile yarı-kantitatif risk değerlendirmesi uygulanarak belirlenen risk skorları Ek-3'te sunulmaktadır. E-1007, D-1016 ve P-1009 A/B ekipmanlarının bulunduğu nodda az akış, fazla akış, yüksek basınç, düşük seviye ve yüksek seviye sapmaları sonucu 25 kritik olayın oluşabileceği sonucuna ulaşılmıştır. Bu kritik olaylar jet yangını, buhar bulutu patlaması ve yangın olarak ortaya konmuştur (Şekil 4.4.).

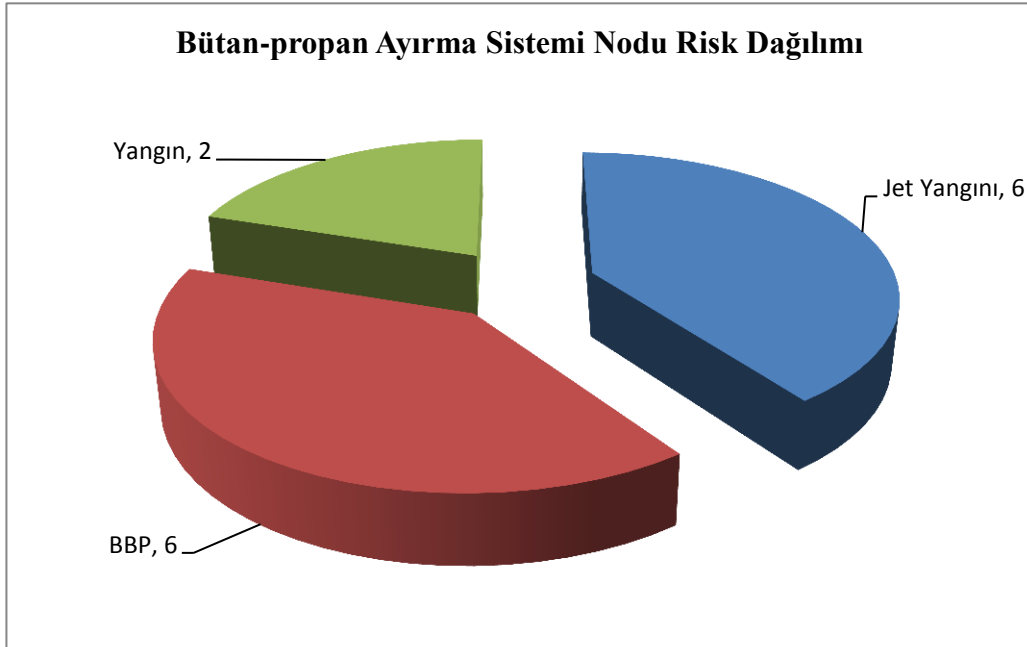


Şekil 4.4. Deetanizer tepe gaz ve reflüks sistemi nodu risk dağılımı

Belirlenen risklerin yarı-kantitatif risk değerlendirmesi ile risk dereceleri bulunmuştur. Buna göre 25 riskin 8'i kırmızı bölgede kalarak ileri derecede önlem alınması gereken risk olarak tanımlanmıştır. İşletmedeki diğer mevcut teknik koruma önlemleri (bariyerleri) ile belirlenen bütün risklerin hepsinin mavi bölgeye düşürüldüğü görülmüştür.

5. Bütan-Propan Ayırma Sistemi (kış aylarında): K-1005, E-1011 (reboiler), E-1013 A/B

LPG temizleme hattının 5. nodu olan bütan-propan ayırma sistemi nodunda yapılan HAZOP ile belirlenen sapmalar, bunların riskleri ve yarı-kantitatif risk değerlendirmesi ile belirlenen risk dereceleri Ek-3'te sunulmaktadır. K-1005, E-1011 (reboiler) ve E-1013 A/B ekipmanlarının bulunduğu nodda az akış, yanlış yönde akış, yüksek sıcaklık ve yüksek seviye sapmaları sonucu 14 kritik olayın oluşabileceği sonucuna ulaşılmıştır. Bu kritik olaylar jet yangını, buhar bulutu patlaması ve yangın olarak ortaya konmuştur (Şekil 4.5.).



Şekil 4.5. Bütan-propan ayırma sistemi nodu risk dağılımı

Belirlenen risklerin yarı-kantitatif risk değerlendirmesi risk dereceleri bulunmuştur. Buna göre 14 riskin 4'ü kırmızı bölgeye düşerek ileri derecede önlem alınması gereken risk olarak tanımlanmıştır. Yangın riski bulunan sapmalar için ise işletmenin LPG temizleme hattına ait ilgili nodunda herhangi bir bariyerin olmadığı belirlenmiştir. İşletmedeki diğer mevcut koruma önlemleri (bariyerleri) ile yangın harici kalan risklerin hepsinin mavi bölgeye düşürüldüğü görülmüştür. Sapma sonucu yangın riski olan durumlar için ilave önlem önerileri getirilmiştir.

5. TARTIŞMA

AB Ortak Araştırma Merkezi'nin [28] (2007) Büyük Kaza Raporlama Sistemi olan MARS'a girilmiş büyük endüstriyel kazalar incelendiğinde ara ve nihai ürünleri yanıcı ve patlayıcı olan, proseste oluşabilecek olası sapsmalar nedeniyle insan sağlığına ve çevreye büyük zararlar verebilecek başlıca işler arasında petrokimya prosesleri ve rafineriler olduğu bilinmektedir [3, 27].

ILO'ya (1991) göre yangın, patlama, zehirli gaz yayılımı gibi sapsmaların gerçekleşmesi durumunda büyük endüstriyel kaza olarak adlandırılacak olan bu felaketler için tehlikelerin önceden değerlendirilmesi ve önlemlerin alınması için tehlike ve işletilebilirlik çalışması gibi kapsamlı ve detaylı bir risk değerlendirmesinin işletmede tamamlanmış olması gerekmektedir [27].

Dunjo ve ark. [51] tarafından 2010 yılında yapılan çalışmada Dünya genelinde yaşanan büyük endüstriyel kazalar ve SEVESO direktifleri ile kapsam dahilinde olan petrokimya sanayisi için proses ve insan güvenliğini sağlamada en uygun metodun HAZOP olduğu belirtilmiştir. Çalışma dahilinde incelenen ve 1974 yılından itibaren HAZOP'un uygulanması, önemi, ilgili yazılımları, eğitimlerinin önemi ve etkinliği gibi hususlarda yayımlanmış olan 165 dokümanın %60'a yakınının son 15 yıl içerisinde yayımlandığı görülmüştür. Bu durum petrokimya tesislerinde uygulanacak risk değerlendirmesi metodu seçilirken HAZOP'un sistematik ve hata olasılığını minimuma indiren öncelikli yöntem olması gerekliliğini bir kez daha ortaya koymuştur. Buna ek olarak, çalışmada bir takım lideri öncülüğündeki alanlarında yetkin multi-disipliner uzmanlardan oluşan takım tarafından yapılan beyin fırtınasının HAZOP'un başarısında büyük rol oynadığının altı çizilmiştir.

Bu sebeple tez çalışmasında bir rafinerinin en son aşamalarından olan ve kirli LPG bulundurması sebebiyle amin ile temizleme ünitesinin LPG temizleme hattı için HAZOP metodu ile riskler belirlenmiş ve yarı-kantitatif hale getirilmiş matris uygulanarak çalışma tamamlanmıştır. HAZOP ile adı geçen prosesteki sapsmaların sonucunda oluşabilecek jet yangını, buhar bulutu patlaması, hidrojen sülfür salınımı sonucu zehirlenme, BLEVE ve yangın kritik olayları yani riskleri tespit edilmiştir.

Bu olayları önlemek ve etkilerini sınırlandırmak adına mevcut olan bariyerler incelenmiş, risklerin kabul edilebilir seviyeye çekilemediği durumlarda ileri düzeyde öneriler getirilmiştir. Petrokimya sanayisinde yapılmış risk değerlendirmesi çalışmaları, araştırmalar, HAZOP ile yapılmış çalışmalar, sektörde yaşanmış kazaların ilgili kurumlarca teftişleri sonucu yayımlanan raporları vb. gibi literatür verileri taranarak bu tez çalışmasının bulguları diğer çalışmalar ile karşılaştırılmıştır. Bu çalışmaların ortak ve ayrışan noktaları incelenerek aşağıda verilmiştir.

Gomez-Mares ve ark. [38] (2008) Avrupa'da yaşanmış büyük endüstriyel kazaların kayıtlarını tutan veri tabanlarını inceleyerek diğer katastrofik olaylara kıyasla ihmal edilen fakat domino etkisi ile sonuçları çok daha büyüeyebilen jet yangını olayını ele almıştır. Genellikle patlama ve bulut formasyonu ile takip edilen jet yangınlarının yaydıkları yüksek ısı tank veya boru hattı gibi herhangi bir ekipmanın yakınında olduğu takdirde hızlı bir şekilde domino etkisine sebep olabilmektedir. Çalışma dahilinde incelenen 84 jet yangınının %61'inin LPG kaynaklı olduğu ortaya çıkmıştır. Bu kazaların %44'ünün taşıma esnasında, %36'sının ise tesiste proses esnasında gerçekleştiği tespit edilmiştir.

Bir diğer çalışmada ise Nivolianitou ve ark. [52] 2008 yılında petrokimya endüstrisinde 1985-2002 yılları arasında meydana gelmiş ve çalışmanın yapıldığı tarihte kayıt sistemine girmiş olan 85 adet kazayı türleri, sebep ve sonuçları vb. farklı kategorilerde inceleyerek değerlendirmişlerdir. Bu kazaların 40 tanesi (%47) yaralanma, 19 tanesi ise (%22) ölümlü kaza olarak kayıtlara geçmiştir. Ancak yazarların da belirttiği üzere kesin yaralı/ölü sayısına ulaşamamıştır. Çalışma ile ekipman hatası (vana, pompa), tıkanıklık ve arıza sebebiyle oluşan kazaların, bütün kazaların %30'u olduğu ortaya konmuş böylelikle proses dahilinde temel ekipmanlara, bunların kontrol ve bakımlarına verilmesi gereken önem açığa çıkmıştır.

Yapılan bu tez çalışmasında ise LPG'nin aktif olarak boru hattı içerisinde bulunduğu amin ile temizleme ünitesinin 5 bölüme ayrılarak incelenen LPG temizleme hattında toplamda bulunan **112 sonucun 48'i jet yangınıdır (%43'ü)**. Jet yangınlarının domino etkisine sebep olabileceği gerçeği göz önünde bulundurulduğunda bu durum acil aksiyon alınması gereken hususlardan biridir. Çalışmada jet yangını kritik olayına sebep olan sapsmalar ise Nivolianitou ve ark. [52] (2008) çalışmasında da olduğu gibi vana veya pompa arızası sonucu flanş contadan LPG kaçağı olarak bulunmuştur.

Jet yangınlarını önlemek adına proseste mevcut bulunan bariyerlerin ise emniyet valfleri, durumun basınç, akış veya sıcaklık kaynaklı olmasına göre basınç, akış veya sıcaklık alarmları ile akabinde operatörün müdahalesi; olay pompa arızası ise mekanik çifte conta takılmış olması tespit edilmiştir. Bunlara ek olarak yedeklenmiş sistemler ile by-pass hatlarının prosesteki varlıklarının da birincil teknik önlemler açısından oldukça önemli olduğu görülmüştür. Mevcut bariyerler ile kabul edilebilir risk seviyesine indirilemeyen kritik olay için ileri düzey ADS takılması ve/veya adı geçen bariyerlerden birinin eksik olması durumunda (örn. mekanik çifte conta eksikliği) bunun giderilmesi şeklinde öneriler getirilmiştir.

Petrokimya endüstrisinde yaşanması muhtemel olayların birbirlerini tetikleyici etkileri olduğu ve bunun sonucunda domino etkisiyle felaket boyutlarına varabilen kazalar yaşandığı tecrübe edilmiş bir gerçektir. Bu tetikleyici olaylardan bir diğerinin de buhar bulutu patlaması (BBP) olduğu bilinmektedir.

AB Büyük Kaza Raporlama Sistemi MARS'ın [53] internet sitesinden erişime açık olan kaza veri tabanında “petrol/gaz endüstrisi-büyük kazalar” seçimleri ile arama yapılarak geçmişte gerçekleşen kazalar incelenmiştir. Buna göre 1985-2012 yılları arasında petrokimya tesislerinde yaşanan 25 adet BBP kazası olduğu görülmüştür.

Mannan [54] (2012) ise proses endüstrisindeki tehlikeler ve tanımlanması, ilgili mevzuat, risk değerlendirmesinin önemi, sektöre özel sigorta kuralları, insan faktörü, proses kontrol cihazları ve olası riskli olayları işlediği kitabının ekler kısmında yaşanmış ve literatüre büyük endüstriyel kaza olarak kayıt edilmiş olayları detaylıca incelemiştir. 15 ölüm ve 180 yaralı bilançosuyla Amerika tarihindeki en katastrofik kazalardan biri sayılan ve 2005 yılında yaşanmış olan BP Teksas Rafinerisi kazası da bunlardan biridir. Yüksek basınç sapsması sonucu hidrokarbon izomerizasyon ünitesinde buhar bulutu patlaması ile yaşanmış olan kaza sonucu 3 mil uzaktaki yerleşim yerinde evler ve binalar da patlamadan etkilenirken kazanın toplam maliyeti 1,5 milyar dolardan fazla olarak kayıtlara geçmiştir.

Aynı kazanın kök nedenleri Amerikan Kimyasal Güvenlik ve Tehlike Araştırma Kurulu tarafından hazırlanan teftiş raporunda (2007) sunulmuştur. Buna göre kök sebepler şu şekilde sıralanmıştır [55]:

- Güvenlik kültürünün yerleşmemiş olması,
- Yönetimin büyük endüstriyel kazaları önlemeye yönelik bir politika geliştirmemiş olması ve bu sürecin yönetimiyle ilgili bilgi sahibi olmayışı,
- Yönetimin rafineride yaşanan ancak görece daha az hasarla (yalnızca maddi) atlatılan geçmiş kazalardan ders almayı ve şirkette raporlama ve öğrenme kültürünün eksik kalması,
- Şirketin temel İSG maliyetleri haricinde proses güvenliği için ayrıca bir bütçe ayırmayı sonucu bakım-onarım, operatör eğitimi, sistemin değiştirilmesi/geliştirilmesi giderlerine ödenek bulunamayışı,
- Şirket içi haberleşme ve bilgi verme prosedürlerinin gelişmemiş olması (kazanın yaşandığı ünitenin devreye alma sisteminde modifikasyonlar yapılmış ancak yönetim bu konunun nihai olduğuna dair gerekli bilgiyi operatörlerle paylaşmamıştır),
- Devreye alma işlemi esnasında eğitilmiş ve yetkili bir operatörün iş başında bulunmayı, eğitim eksikliği, operatör yorgunluğu, organize edilmemiş çalışma düzeni gibi insan faktörünün göz ardı edilmesi,
- Son ancak görünürde en önemli proses sapması olarak ise seviye göstergesindeki arıza nedeniyle operatörlerin üniteye gerçek seviyeyi ölçmemesi ile yükselen seviye sonucu artan basınç bulunmuştur. Buna ek olarak basıncın yükseldiği kulede otomatik bir devre dışı bırakma yani ADS'nin veya güvenlik interloklarının olmayışı da patlamaya varan olayın önlenememesinde etkili olmuştur.

Sharma ve ark. [56] 2013 yılında yaptıkları çalışmada yüksek miktarda yanıcı ve patlayıcı madde depolayan veya işleyen tesislerde olması muhtemel büyük endüstriyel kazalardan biri olan BBP'yi 2009 yılında Hindistan'ın Jaipur kentindeki geniş bir yakıt depolama alanında yaşanan kaza ile ele almışlardır. Proses dahilindeki bir vananın hatasıyla yüksek miktarda benzin kaçağı sonucu gerçekleşen ve 11 kişinin ölümü ile yaklaşık 2 km yarıçaplı bir alanda minör etkilerinin gözlemlendiği patlama 1 haftadan daha uzun sürede söndürülebilen bir yangına dönüşmüştür. Olayın sebeplerinin irdelendiği ve etkilerinin değerlendirildiği çalışma ile yazarların vardıkları sonuçlardan biri de Jaipur kazası ve benzeri geçmiş kazalardan alınması gereken en önemli dersin “tehlike belirleme ve risk değerlendirmesi çalışmalarının” büyük önem arz ettiğidir. Buna ek olarak kontrol odasından takip edilen bir ADS veya by-pass

sisteminin olmayışı ile acil müdahale prosedürlerinin eksikliği de kazanın büyümesinin nedenlerinden sayılmıştır. Aynı şekilde kaçak veya sızıntıları önceden tespit edecek dedektör veya alarm sistemlerinin eksik oluşu ile müdahale yöntemlerinin geliştirilmemiş olması da yazarlar tarafından ayrıca birer sorun olarak tespit edilmiştir.

Bu tez çalışmasında ise tespit edilen **112 sonucun 47'sinin BBP (%42'si)** olayı olduğu görülmüştür. BBP ile sonuçlanan sapmalar ise HAZOP metodu ile belirlenmiştir (az akış, yüksek basınç vb.). Bu sapmalara sebep olarak vana veya pompa gibi proses ekipmanlarının arıza vermesi sonucu flanş contadan LPG kaçağı tespit edilmiştir. Yukarda bahsedilen çalışmalar dahilinde incelenen geçmiş kazalara bakıldığında vana hatası veya yanıcı madde (benzin) yayılımı kaynaklı olayların BBP ile sonuçlanarak katastrofik sonuçlara vardığı görülmüştür.

Bu olayları önlemek adına proste mevcut bulunan bariyerlerin emniyet valfleri, basınç, akış veya sıcaklık alarmları ile akabinde operatörün müdahalesi, olay pompa arızası ise mekanik çifte conta takılmış olması tespit edilmiştir. Amerikan Kimyasal Güvenlik ve Tehlike Araştırma Kurulu'nun [55] teftiş raporunda da özellikle belirtildiği üzere; kantitatif risk değerlendirmeleri ile desteklenen ve kaza olma olasılığının azaltılmasında büyük etkisi olan ADS'lerin varlığının önemi, mevcut olmadığı durumlarda kurulması, operatörlerin ileri derecede eğitimlerinin tamamlanması, bakım prosedürlerinin gözden geçirilerek revize edilmesi gibi öneriler bu çalışma ile de getirilmiştir.

Teksas rafineri kazası örneğinde de görüldüğü gibi işletmenin acil durum prosedürleri, operatörlerin eğitimi, ayrı bir bütçe gerektiren ileri teknoloji ürünü ADS ekipmanlarının sisteme takılması gibi öneriler de bu tez çalışması ile işletmeye sunulmuştur. Sharma ve ark. [56] (2013) yaptıkları çalışma ile de desteklendiği üzere proseze özgü bir risk değerlendirmesinin önemi aşikardır. Sharma ve ark. da belirttiği ve bu tez çalışmasında da HAZOP sonrası yapılan yarı-kantitatif risk değerlendirmesi ile ortaya çıkan ADS ve by-pass hatlarının varlığı proste riskleri kabul edilebilir seviyeye çekmede öncelikli hususlardır.

Tez çalışması kapsamında gerçekleştirilen HAZOP sonucunda bulunan kritik olaylardan birisi de hidrojen sülfür (H₂S) kaçağıdır. Daha önce bahsedildiği üzere oldukça zehirli olan bu gazın sızıntısı sonucu toplu ölüm vakaları görülebilmektedir. Konu ile ilgili yapılmış çalışmaları

kapsayan literatür incelendiğinde özellikle petrokimya endüstrisinde hammaddenin H₂S içermesi nedeniyle bu vakalarla karşılaşıldığı görülmüştür.

EPA [41] (1993) petrokimya tesislerinde H₂S kaçaklarının olası nedenlerinden birisi olarak vana, flanş gibi ekipman hatası, pompa gibi ekipman arızasını belirtmiştir. Kimyasal Maddelerle Çalışmalarda Sağlık ve Güvenlik Önlemleri Hakkında Yönetmelik [57] dahilinde hidrojen sülfüre ait 8 saatlik zaman ağırlıklı ortalama (TWA) maruziyet sınır değeri 5 ppm'dir. Yıllık 5 milyon ton ham petrol işleme kapasitesine sahip olan çalışmaya konu işletmenin nihai ürünlerinden olan ve H₂S içeren kirli LPG'nin temizlendiği ünite düşünüldüğünde olası bir kaçak durumunda ölümlerle sonuçlanacak miktarda salınım olacağı bilinmektedir.

Skrtic [40] (2006) petrol ve gaz üretimi endüstrisinden kaynaklanan hidrojen sülfürün insan sağlığı üzerine etkisini incelediği yüksek lisans tezinde özellikle conta kaçaklarının kontrol edilmesi gerekliliği ile ortamdaki konsantrasyon takibi için izleme yapmanın (dedektörler ile) ve bunu ilk anda fark etmenin önemini vurgulamıştır. Nivolianitou ve ark. [52] (2008) araştırmasına göre 1985-2002 yılları arasında MARS veri tabanına giren sülfür kaynaklı (SO₂ ve H₂S) toplam 7 adet kaza gerçekleşmiştir.

1995 yılında Kawasaki, Kanagawa, Japonya'daki bir rafineride bakım-onarım esnasında basınç vanasından sonra gelen blok vananın değiştirilmesi işleminde boru hattı içerisinde bulunan hidrojen sülfür sızması sonucu kaza yaşanmıştır. Şirket içi iletişim ve eğitim eksikliği ile güvenlik kontrol sistemlerinin zayıf oluşunun birincil sebep olarak gösterildiği kaza sonucu 3 kişinin öldüğü 44 kişinin ise tedavi altına alındığı kayıtlara geçmiştir [58].

Bu çalışma kapsamında ise kirli LPG temizleme hattında tespit edilen **112 sonucun 9'u (%8'i) conta kaynaklı H₂S kaçağıdır**. Conta kaçağına pompa arızası veya vana hatası olaylarının sebep olduğu belirlenmiştir. Bu duruma engel olabilmek adına proseste emniyet valfleri, sabit gaz dedektörleri ve sapmanın sebebi ile ilintili alarmların (düşük akış alarmı, yüksek basınç alarmı vb.) bariyer olarak bulunduğu belirlenmiştir.

Amin ile temizleme ünitesi dahilinde 12 adet H₂S, 12 adet de hidrokarbon seviyesini ölçen ve dağıtılmış kontrol sistemine sinyal göndererek alarmlar ile koordineli çalışan ve operatörün haberdar edilerek aksiyon almasını sağlayan sabit dedektör bulunmaktadır. Saha içerisinde rutin çalışmasını gerçekleştirecek her operatörün alana girmeden önce 10 ppm H₂S'e duyarlı

yaka dedektörünü uygun prosedür ile takması beklenmektedir. Buna ek olarak acil bir durumda 15 dakika temiz oksijen sağlayan kaçış maskelerinin de operatörün yanında bulunması prosedürler ile belirlenmiş olan bir diğer husustur.

Bunlara ek olarak sistemde mevcut değilse pompalara çifte conta takılması, operatörlerin ileri düzey eğitilmeleri, taşınabilir gaz dedektörlerini sahadaki çalışma saatleri boyunca çıkarmadan çalışmalarını devam ettirmeleri için kontrol prosedürleri geliştirmeleri, bunların takibi ve özellikle bakım-onarım çalışmaları esnasında güvenlik tedbirlerinin gözden geçirilmesi (ikili çalışma, uzaktan takip vb.) önerileri getirilmiştir. Ayrıca işletme içerisinde kullanılan her türlü ekipmanın (pompa, dedektör, alarm vb.) ATEX direktiflerine uygun olduğu ve kontrollerinin de bu yönde yaptırıldığı bilinmektedir. Bu durum, ekipman seçiminin patlamadan korunma prosedürü dahilinde dikkate alınması gerekliliğini vurgulamaktadır.

Tez çalışması kapsamında gerçekleştirilen HAZOP ile amin ile temizleme ünitesi LPG temizleme hattında büyük endüstriyel kaza olarak adlandırılacak olaylarla sonuçlanan **112 sonucun 1 tanesinin BLEVE (Kaynayan Sıvı-Genleşen Buhar Patlaması) olayı** olacağı belirlenmiştir. Ancak daha önce de bahsedildiği üzere özellikle içi yanıcı sıvı/gaz bulunan yüksek hacimli tank ve/veya taşıma amaçlı kullanılan araçlar içerisinde BLEVE olayı gerçekleşebilmektedir. Olması muhtemel bu durumun çalışmada incelenen hatta BLEVE'nin çoğunlukla görüldüğü ve olayın oluşma ihtimali olan tank bulunmayışı, boru, dram ve kolon gibi ekipmanları içermesi sebebiyle dolaylı yoldan başka bir tankın etkilenmesi ihtimali değerlendirilmiştir. Bu durumda 1 tane BLEVE olayın belirlenmiş olması makul kabul edilmektedir.

Abbasi ve Abbasi [59] (2007) tank içerisindeki yanıcı sıvının tanktaki bir yırtık veya çatlak sonucu ateş/ısı kaynağı bulması veya tankın duvarının ısınması ile gazın genleşmesi sonucu katastrofik bir patlama olayının gerçekleşmesi olan BLEVE olayının; şok dalgaları, tankın yırtılması ile çevreye parça sıçraması, patlama etkisiyle ateş topunun oluşması ve yangın, toksik gaz yayılımı gibi sonuçlara vardığını belirtmiştir. Çalışmalarında BLEVE'nin mekanizması, sonuçlarının değerlendirilmesi ve yönetimi hususlarını detaylıca irdeleyen yazarlar olayın oluşmaması için birtakım teknik ve idari öneriler getirmişlerdir. Bunlar; ekipmanların bakım-onarım prosedürleri, hatlardaki basıncı istenilen değerde tahliye edebilen patlama (rupture) diskleri (bu durumlarda emniyet valflerinin önüne konulan diskler sıfır sızdırmazlık ile valflerin çalışma ömrünü uzatmış olacaktır), BLEVE'ye sebep olan

önlenemez sıcaklık artışının (runaway reaksiyonu) önüne geçmek için dahili soğutma bobinleri, uzaktan kumanda edilen soğutma vanaları, yüksek sıcaklık/yüksek basınç alarmları ve sahada eğitimli personel bulundurulması, boru kırılmasını, korozyonu ve çatlağı önlemek adına periyodik duvar kalınlığı ölçümleri, tanka akustik emisyon testi uygulanması gibi önlemlerin alınması şeklindedir.

Olayın etkilerini azaltmak amacıyla ise daha önce de bahsedilmiş olan tank yanlarına su topları, söndürücüler gibi müdahale ekipmanlarının yerleştirilmesi, yağmurlama sistemlerinin kurulması ve periyodik bakımlarının takip edilmesi, BLEVE sonucu sızan LPG'nin havuz yangınına sebep olmaması amacıyla bölgeye %1'lik bir eğim verilmesi, tank etrafına betondan rahatlama duvarı/barikat kurulması, ve elbette ki acil durumlara hazırlık için acil durum planlarının hazırlanmış olması, tatbikatların düzenli ve aslına uygun yapılması makalede bahsedilmiştir [59].

İşletmedeki BLEVE olayını engellemek ve etkilerini en aza indirmek amacıyla; Abbasi ve Abbasi [59] (2007)'nin önerileriyle benzer olarak tank üzerindeki emniyet valflerinin düzenli kontrolü, tank altındaki erken uyarı sabit dedektörlerinin gözden geçirilmesi ve eksik olanların tamamlanması, yağmurlama sisteminin bakımı, kontrollerin düzenli yapılması, olayı önleme, tankın termal izolasyonu için prosedürlerin belirlenmesi ve hayata geçirilmesi, erken müdahale etme ve etiklerini aza indirme amaçlı ileri düzey personel eğitimlerinin tamamlanması, işletmenin acil durum planlarının revize edilmesi şeklinde öneriler getirilmiştir.

Öcelan [3] (2014) "Petrokimya Tesislerinde İş Sağlığı ve Güvenliği ile ilgili Risk Faktörleri ve Risk Değerlendirmesi" başlıklı yüksek lisans tezinde bir petrokimya tesisinin benzen giderme ünitesinde "yüksek sıcaklık" sapmasına sebep olacak olayları değerlendiren HAZOP çalışması gerçekleştirmiştir. Prosesteki reaktörde gerçekleşen reaksiyonlar sonucu olan sıcaklık artışı kritik olayına ve "yangın" tehlikeli olayına ilişkin, HAZOP ile birlikte kantitatif metot olarak hata ağacı analizi ve olay ağacı analizi yapılmıştır. Çalışma ile sıcaklık artışı kritik olayına ve yangın tehlikeli olayına ilişkin alınması gerekli güvenlik önlemleri (insan ve teknik bariyerleri) hakkında değerlendirmelerde bulunulmuştur.

Öcelan sıcaklık artışı sonucu yangın tehlikeli olayını incelemek adına yaptığı HAZOP ile fazla akış, yüksek sıcaklık ve fazla reaksiyon olmak üzere 3 farklı sapmadan toplam 8 adet

yangın ile sonuçlanabilecek husus tespit etmiştir. Bunların temel nedenleri olarak ise vana hatası, pompa hatası, reaktör soğutma sistemi fan arızası, katalizörün fazla reaksiyona girmesi ve harici sıcaklık artışı belirlenmiştir. Bu sebepler literatür verileri göz önünde bulundurulduğunda kabul edilebilirdir.

Bu tez çalışması ile sonuçları tehlikeli olaylara varan **112 sonuçtan 7'sinin (%6'sı) yangın** olduğu belirlenmiştir. Öcelan'ın tezi ile karşılaştırıldığında bu çalışmada yanlış akış, az akış ve yüksek basınç sapmalarının vana hatası ile yangın riskine sebep olduğu bulunmuştur.

Yine aynı şekilde karşılaştırılmalı olarak bakıldığında Öcelan'ın tezinde de olduğu gibi [3] bu çalışma ile de yangın olayına sebep olabilecek sapmalar için mevcut durumda işletmede bulunan emniyet valfleri, yüksek/düşük basınç alarmları ve ADS'lere ek olarak ileri düzey operatör eğitimleri, acil durumlar için çalışanların bilgilendirilmesi, periyodik kontrollerin sıklaştırılması ve prosedürlerinin gözden geçirilmesi ile sprinkler sisteminin kritik bölgelere kurulması ile bakımlarının sıklıklarının artırılması önerileri getirilmiştir.

Çelebi [60] (2010) ise "Kimya ve Petrokimya Sektöründe Kazalar ve PETKİM Örneği" başlıklı doktora tezinde PETKİM tesislerinde bugüne kadar meydana gelen kazaları incelenmiş ve yaşanan bu kazaları sektördeki uluslararası standartlar ve benzer şirketlerle karşılaştırılarak, şirketin kazaların önlenmesine yönelik uygulama ve politikalarının olumlu ve olumsuz yönleri belirlemeyi hedeflemiştir. Çalışmada ayrıca bir risk değerlendirme modeli oluşturularak, işletmeye ait bütün fabrikalar risk değerlendirilmesine tabi tutulmuştur. Buna göre PETKİM'de proses kaynaklı ve büyük endüstriyel kazalara sebep olabilecek tehlikeli olaylar jet yangınları, buhar bulutu patlamaları, yangınlar ve BLEVE olarak belirtilmiştir.

Çelebi çalışmasında PETKİM'in fabrikaları için Çok Değişkenli X Tipi Matris Diyagramı formatında olan Avustralya/Yeni Zelanda (AZ/NZS) Risk Yönetimi 4360/2004 Standardını kullanarak bir risk değerlendirmesi gerçekleştirmiştir. Bu metot risklerin insana, varlığa, çevreye ve şirket itibarına verdiği zararı da hesaba kattığı için yazar tarafından tercih edilmiştir [60].

Çelebi tarafından risk derecelendirme matrisi olarak kullanılan tablonun bu tez çalışmasında kullanılan tabloyla aynı olduğu ancak bu çalışmada yarı-kantitatif yapmak adına kullanılan hata frekanslarının yerine Çelebi'nin tezinde sözel tanımlamalar verildiği görülmüştür. Bu durum, riskleri değerlendirirken şahsi kanaatlerden ve yargılardan etkilenme söz konusu

olabileceği göz önünde bulundurulduğunda metodun veri tabanlarından çekilen sayısal veriler ile desteklenmesi gerekliliğini ortaya çıkarmaktadır. Özellikle rafineriler gibi tehlikeli prosesler barındıran işletmeler için riskler tespit edildikten sonra bu tez çalışmasında da olduğu gibi bir adım öteye gidilerek sayısallaştırılmış metotların kullanılmasının daha uygun olduğu bilinmektedir.

Çelebi tarafından yapılan risk değerlendirmesinde tespit edilen en önemli riskler, üretim süreci ve üretimde kullanılan hammaddeye bağlı olarak boru hattı hasarı/tank yırtılması/vana-pompa arızası vb. kaynaklı gaz sızıntısı sonucu oluşabilecek patlama, yangın, zehirlenme ve çevre kirlenmesidir. Çalışmada insana etkisi olan yüksek risk sayısı yangın, patlama ve yayılım sonucu zehirlenme olayları için 43 adet olarak bulunmuştur [60].

Çelebi çalışması ile tecrübeli personelin varlığının yanı sıra, kazaların önlenmesi konusunda kurumsallaşmış bir yönetim biriminin oluşturulmasının gerekli olduğunun altını çizmiştir. Buna ek olarak yazar sistemdeki sapmaları tespit edip uyarıcı ve herhangi bir kaza anında fabrika üretim sistemini otomatik olarak devre dışı bırakarak kaza sonucu oluşabilecek etki ve zararı en aza indirmeyi sağlayan, bilgisayarlı kontrol sistemi DCS'in olmadığı fabrikalara sistemin bir an önce kurulmasını önermiştir. Yangın ve patlama riskinin olduğu bölgelere gaz sızıntı ve yangın dedektörlerinin yerleştirilmesi hususunu da eklemiştir. Son olarak birbirine bağımlı fabrikalarla ve üretim hatlarıyla zincir üretim yapan bir sürece sahip olan işletmenin, yüksek risk barındıran fabrikalarda meydana gelebilecek gaz sızıntısı sonucunda oluşacak bir patlamanın domino etkisiyle diğer fabrikalara sıçrama ihtimaline dikkat çekerek konunun önemini bir kez daha vurgulamıştır [60].

Bu tez çalışması ile de belirlenen risklerin önlenmesi ve etkilerinin azaltılması, olası bir faciaya sebep olabilecek domino etkisinin önüne geçilmesi amacıyla benzer önerilerin yanı sıra, yedekli çalışma hataları, vana ve pompa gibi temel proses ekipmanlarının düzenli kontrolü, sahada bulunan personelin ileri düzey eğitimi ile acil durum planları hakkında bilgilendirilmeleri ve tatbikatlar yapılması gibi tedbir önerileri getirilmiştir.

Büyük Endüstriyel Kazalarla ilgili Hazırlanacak Güvenlik Raporu Tebliği'ne göre Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik ile yapılması istenen kantitatif risk değerlendirmesi sonucunda senaryo edilen büyük kaza riskinin indirilmesi gereken mümkün olan en yüksek önlem seviyesi 1×10^{-4} /yıl'dır. Güvenlik

Raporu Tebliği'nde yer alan "frekanslar hesaplanırken operatör müdahalesinin dahil edildiği tedbirlerde operatörün hata yapma olasılığı 10^{-1} /yıl olarak değerlendirilir. Bundan düşük olasılık verileri hesaplamalarda dikkate alınmaz" hükmü frekans hesaplamalarında düzenlemeye gidildiğinin göstergesidir.

Veri tabanlarında rutin prosedürü yürüten, iyi eğitilmiş, stres altında ve yorgun olmayan operatörün hata yapma frekansı 10^{-2} /yıl olarak verilmektedir [35]. Fakat Güvenlik Raporu Tebliği'nde operatörün hata yapma frekansının özellikle bu değerden daha büyük olan 10^{-1} /yıl olarak alınması gerektiğine yer verilmiştir. Bunun sebebi de 10^{-4} /yıl olarak verilen mümkün olan en yüksek önlem seviyesine ulaşmak için operatör müdahalesini bariyer olarak kullanılmasından ziyade işletmeleri teknolojik ve teknik tedbirlerin alınması yönünde teşvik etmektir. Böylelikle bu şekildeki önlemlerin öneminin altı bir kez daha çizilmiştir.

Bu durumda şu an veri tabanlarında yer alan ve tez çalışmasının gerçekleştirildiği rafinerinin kantitatif risk değerlendirmesinin mevcut hesaplamalarında da kullanılan operatörün hata yapma frekansı olan 10^{-2} /yıl verisinin yeni Tebliğ'e göre yeniden gözden geçirilerek düzenlenmesi gerektiği hususu işletmeye hatırlatılmış ve kendilerinden "madde hükmünün yürürlük tarihine kadar bu durumun düzenlenmesi yönünde çalışmalarının başlatıldığı" cevabı alınmıştır.

Tez çalışmasında ise zaten bariyerlerde yer alan alarm sonucu operatörün aksiyon alması ve müdahale etmesi durumu için hata frekansı 10^{-1} /yıl iken asıl başlatıcı sapma olayında operatörün hata yapma frekansı 10^{-2} /yıl olarak alınmıştır. Çalışmaya konu hatta belirlenen sapmalardan 4 tanesinin operatör hatası ile olduğu tespit edilmiştir. Bunlardan 1 tanesinin Tebliğ ile getirilen yeni düzenlemeden etkilenmeyeceği görülürken diğer 3 tanesinin olasılığının 0,1'e çekilmesi ile bahse konu risklerin derecesinin kabul edilebilir seviyeye düşürülebilmesi için ilave önlemler alınması gerekliliği ortaya çıkmıştır.

İşletmeye; operatör hatası ile açılan vana veya devreye alınan yedek pompa sonucu oluşacak bu sapmaları önlemek adına sahada kullanılan kilitle-etiketle sisteminin (prosedürünün) aktif ve etkin bir şekilde kullanılmasının sağlanması, sapma ile oluşan duruma derhal müdahale edilebilmesi için alarm ve dedektörlerin periyodik bakımlarının aksatılmaması ve DSC ile saha operatörü koordinasyonunun takibinin düzenli kontrolü şeklinde öneriler getirilmiştir.

6. SONUÇ VE ÖNERİLER

Bu çalışma ile petrokimya rafinerisi amin ile temizleme ünitesi LPG temizleme hattı için HAZOP metodu ile prosesteki sapmalar sonucu oluşabilecek riskler belirlenmiştir. Daha sonra belirlenen riskleri derecelendirmek amacıyla yarı-kantitatif risk değerlendirmesi uygulanmıştır. Buna göre çalışma ile elde edilen sonuçlar aşağıdaki şekilde özetlenmektedir:

- Tez çalışması sırasında elde edilen bulgular yüksek hacimlerde yanıcı madde içeren rafinerilerde tehlikeli kimyasal madde kaçağı sonucu yayılım, yangın ve patlama riskinin olduğunu göstermektedir.
- LPG temizleme hattına HAZOP uygulanarak elde edilen sapmalar sonucu oluşabilecek 112 adet sonuç bulunmuştur. Bu sonuçlar jet yangını, BBP, H₂S kaçağı, BLEVE ve yangın olmak üzere toplam 5 temel risk olarak ortaya çıkmıştır. Bu olaylardan 48'i jet yangını, 47'si BBP, 9'u H₂S yayılımı ve zehirlenmesi, 7'si yangın ve 1 tanesi BLEVE olaydır.
- Olması muhtemel katastrofik olaylarda öncelikle emniyet vanaları, yedekli ve by-pass hatlı sistemlerin olması, acil durdurma sistemleri gibi teknik tedbirler ile dedektör ve alarm sistemlerinin varlığı ile operatörün müdahalesi, DCS gibi uzaktan izleme sistemleri sayesinde sahaya uzaktan müdahale edilebilmesi gibi önlemlerin risk seviyesini aşağı çekmedeki önemi ortaya çıkmıştır.
- İşletmeye ait güncel ve standartlara uygun olarak hazırlanmış borulama ve enstrüman diyagramlarının (P&ID) varlığının büyük önem taşıdığı görülmüştür. HAZOP'a başlamadan önce ekipmanların konumları, işlevleri, akışın yönü gibi hususları içeren bu P&ID dokümanlarının doğru ve eksiksiz bir şekilde okunması da ayrıca önem arz etmektedir.
- HAZOP yapılacak olan bölümün P&ID üzerinden anlaşılmasından sonra öncelikli olarak nodlara ayrılması gerekmektedir. 2001 yılında yayımlanan ilk ve tek standart olan 61882:2001 HAZOP rehberinde bu konuya hiç değinilmemiştir. Bu durumda standardın revize edilmesi gerekliliği, büyük

endüstriyel kaza riski taşıyan ve olası bir kaza durumunda pek çok kişinin ve çevrenin olumsuz etkileneceği işletmelerde yapılacak risk değerlendirmelerinin kalitelerinin standartlaştırılması açısından önemlidir.

- HAZOP çalışması sonucunda ilave önlem olarak tespit edilen ekipmanların prosese eklenmeleriyle birlikte P&ID üzerinde de güncelleme yapılması önem arz etmektedir.
- HAZOP sürecine özellikle şef, amir, operatör düzeyinde katılımın sağlanması önemlidir. Çalışma ile kritik ekipman/ünite belirlenmesi sonucu o sahada görevlendirilmiş olan her vardiyadaki operatöre özel olarak risk değerlendirmesi sonuçları ile ilgili bilgi verilmelidir.
- Vana, pompa, acil durdurma sistemi, alarm sonrası operatörün müdahale etmesi, güvenlik vanaları gibi bariyerlerin güvenilirlik verileri ve hata frekansları özellikle yarı-kantitatif ve kantitatif risk değerlendirmeleri için son derece kritik öneme sahiptir. Dolayısıyla bu veriler güvenilir veri tabanlarından alınmalıdır.
- Vana konumunun normal proseste olması gerekenden farklı hale getirilmesi (kapalı olması gerekirken açılması gibi) veya normalde kapalı olması gereken bir pompanın operatör hatası ile devreye alınmasını engellemek için işletmelerin “kilitle-etiketle” prosedürlerine sahip olmaları, konu ile ilgili personel eğitimlerinin tamamlanmış olması ve bunun kurum kültürüne yerleşmesi için düzenli toplantı, eğitim gibi organizasyonların yapılması sağlanmalıdır.
- Prosesteki bütün kritik ekipmanların, alarm/dedektör ve ADS gibi bariyerlerin periyodik kontrollerinin ve bakımlarının takibinin devamlı olarak sürdürülmesi ve ilgili sahada görev yapan operatörlerin konu ile ilgili bilgilendirilerek ileri düzey eğitimlerinin tamamlanması gerekliliği açığa çıkmıştır.

- Rafinerilerde domino etkisi ve/veya mevcut olayın gerçekleştiği alanda şiddeti ve etkisi daha katastrofik olaylara sebep olmamak için Çalışanların Patlayıcı Ortamların Tehlikelerinden Korunması Hakkında Yönetmelik (30 Nisan 2013 tarih ve 28633 sayılı Resmi Gazete) dahilinde hazırlanan patlamadan korunma dokümanı hususları da göz önünde bulundurularak saha içerisinde kullanılan ekipmanın (alarm, dedektör, pompa, araç vb.) alev sızdırmaz (exproof) oluşuna dikkat edilmelidir.
- Büyük endüstriyel kaza riski bulunan özellikle rafineriler ve kimyasal proses içeren işletmelerde, öncelikle sahada aktif bulunan operatörlere taşınabilir gaz (yaka) dedektörleri verilmeli, çalışanlara acil durumlar, prosedürler, müdahale ekipleri ve görevleri hakkında bilgi verilmeli; işletme içerisinde haberli ve habersiz tatbikatların yapılması sağlanarak bunlar raporlar ile kayıt altına alınmalıdır.
- Veri tabanlarında 10^{-2} olarak verilen operatörün hata yapma frekansı; Büyük Endüstriyel Kazalarla İlgili Hazırlanacak Güvenlik Raporu Tebliği'ne göre; en az 0,1 olarak kabul edilmiştir. Daha güvenli tarafta kalmak için yapılan bu düzenleme ile insana bağlı önlemlerden ziyade teknolojik ve teknik tedbirlerin alınması teşvik edilmiştir. Tez çalışmasında bu durum dikkate alındığında; operatör hatası sebebiyle gerçekleşen risklerin 3 tanesinin ilave önlem alınması gereken risk derecesine çıktığı tespit edilmiştir.
- Büyük endüstriyel kaza riski taşıyan petrokimya sektöründe HAZOP'un oldukça fonksiyonel ve bir o kadar da karmaşık ve zaman gerektiren bir metot olduğu denenmiştir. Dolayısıyla bu konuda yetkin kişilere ulaşmanın güçlüğü, sahaya bu konuda eğitim verecek kişi sayısının az olması, sahanın veri tabanlarını okuma/kullanma konularında çok net olmayışı gibi sebeplerle sahaya sunulacak yönlendirici ve bilgilendirici bir rehber hazırlığının olması bir gereklilik olarak görülmektedir.

KAYNAKLAR

- [1] Turkish Time İhracat Stratejileri, *Kimyanın 2023 Hedefi 50 Milyar Dolar*, Sayfa:12, Haziran 2013.
- [2] Petrokimya Sanayi, <http://www.tpa.gov.tr/tpfiles/userfiles/files/petrolmerak.pdf> (Erişim Tarihi: 25/11/2014).
- [3] Öcelan, S., *Petrokimya tesislerinde iş sağlığı ve güvenliği ile ilgili risk faktörleri ve risk değerlendirmesi*, Yüksek lisans tezi, Gazi Üniversitesi, Ankara, 2014.
- [4] Boru Hatları ile Petrol Taşıma A.Ş. (BOTAS), *Sektör Raporu*, Ankara, 2013.
- [5] Birol, F., *World Energy Outlook*, International Energy Agency, İstanbul, 2012.
- [6] British Petroleum BP, *Statistical Review of World Energy*, 2014.
- [7] Dünya Birincil Enerji Kullanımı, <http://www.bp.com/en/global/corporate/press/press-releases/energy-outlook-2035.html> (Erişim Tarihi: 25/11/2014).
- [8] Dünya Kanıtlanmış Petrol Rezervleri, http://www.opec.org/opec_web/en/data_graphs/330.htm (Erişim Tarihi: 25/11/2014).
- [9] Agoawike A., Fantina A., *Yıllık İstatistik Raporu*. Organization of the Petroleum Exporting Countries (OPEC), Viyana, Avusturya, 2013.
- [10] Koç, E., Şenel M., *Dünyada ve Türkiye’de Enerji Durumu - Genel Değerlendirme, Mühendis ve Makine*, Cilt 54, Sayı 639, Sayfa: 32-44, 2013.
- [11] Erdem, E., *Türk Petrol Kanunu*, 2013, <http://www.erdem-erdem.com/articles/turk-petrol-kanunu/> (Erişim Tarihi: 26/11/2014).
- [12] Türkiye Petrol Rezervleri, <http://www.pigm.gov.tr/index.php/istatistikler> (Erişim Tarihi: 26/11/2014).
- [13] Türkiye Petrol Potansiyeli, <http://web.itu.edu.tr/~pdgmb/documents/turkiyedepetrol.html> (Erişim Tarihi: 26/11/2014).
- [14] Türkiye Petrolleri Anonim Ortaklığı (TPAO), *2013 Yılı Ham Petrol ve Doğalgaz Sektör Raporu*, Ankara, 2014.

- [15] Türkiye Petrokimya Sektör, <http://www.petkim.com.tr/Sayfa/1/8/KURUMSAL.aspx> (Erişim Tarihi: 26/11/2014).
- [16] Türkiye'deki Rafineriler, <http://www.tupras.com.tr/detailpage.tr.php?lPageID=613> (Erişim Tarihi: 26/11/2014).
- [17] Türkiye'deki Rafineriler, <http://www.tupras.com.tr/detailpage.tr.php?lPageID=612> (Erişim Tarihi: 26/11/2014).
- [18] Türkiye'deki Rafineriler, <http://www.tupras.com.tr/detailpage.tr.php?lPageID=611> (Erişim Tarihi: 26/11/2014).
- [19] Türkiye'deki Rafineriler, <http://www.tupras.com.tr/detailpage.tr.php?lPageID=610> (Erişim Tarihi: 26/11/2014).
- [20] Mouret, S., *Optimal Scheduling of Refinery Crude-Oil Operations*, Doktora Tezi (PhD), Carnegie Mellon University, Pittsburgh, Pensilvanya, 2010.
- [21] Mathproinc, A., *An introduction to petroleum refining and the production of ultra low sulfur gasoline and diesel fuel*, Maryland, 2011.
- [22] Petrokimya Prosesleri OSHA, https://www.osha.gov/dts/osta/otm/otm_iv/otm_iv_2.html (Erişim Tarihi: 27/11/2014).
- [23] Crisafulli, K., Inline blending can help process plants cut costs and reduce quality give away. *Hydrocarbon Processing*, <http://www.hydrocarbonprocessing.com/Article/2959266/Inline-blending-can-help-process-plants-cut-costs-and-reduce-quality-give-away.html> (Erişim Tarihi: 28/11/2014).
- [24] Petrokimya Rafinerisi Proses Akışı, <http://www.hydrocarbonprocessing.com/Article/2959266/Inline-blending-can-help-process-plants-cut-costs-and-reduce-quality-give-away.html> (Erişim Tarihi: 27/11/2014).
- [25] SEVESO II Direktifi, <http://www.csb.gov.tr/gm/ced/index.php?Sayfa=sayfaicerikhtml&IcId=685&detId=687&ustId=685> (Erişim Tarihi: 01/12/2014).
- [26] SEVESO III Direktifi, Directive 2012/18/EU of the European Parliament and of the Council of 4 July 2012 on the control of major-accident hazards involving dangerous substances, amending and subsequently repealing, Council Directive 96/82/EC.

- [27] International Labor Organization, *Prevention of major industrial accidents*, Cenevre, İsviçre, 1991.
- [28] Sales, J., Mustaq, F., Christou, M.D., *Analysis of Major Accidents Reported to the MARS Database During the Period 1994-2004*, Avrupa Birliği (AB) Ortak Araştırma Merkezi, İtalya, 2007.
- [29] 6331 Sayılı İş Sağlığı ve Güvenliği Kanunu, Resmi Gazete Sayısı: 28339, Resmi Gazete Tarihi: 30/06/2012, T.C. Resmi Gazete, Ankara, (30/06/2012).
- [30] Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik, Resmi Gazete Sayısı: 28867, Resmi Gazete Tarihi: 30/12/2013, T.C. Resmi Gazete, Ankara, (30/12/2013).
- [31] American National Standard Institutions, *Instrumentation Symbols and Identification, ANSI/ISA-5.1-1984 (R1992)*, USA, 1992.
- [32] Vana tipleri, <http://www.sharpevalves.com/product-FGGACV.html>,
(Erişim Tarihi: 17/06/2015).
- [33] <http://www.spx.com/en/johnson-pump/pd-mp-centrifugal-pump-combinorm/>
(Erişim Tarihi: 17/06/2015).
- [34] Center for Chemical Process Safety (CCPS), *Chemical Process Quantitative Risk Analysis*, (İkinci Baskı), Sayfa: 153-158, New York, ABD, 2000.
- [35] Crowl, D. A., Louvar, J. F., *Chemical Process Safety Fundamentals with Applications* (İkinci Baskı), : Prentice Hall, New Jersey, 2002.
- [36] Chemical Safety and Hazard Investigation Board, *Investigation Report, Refinery Explosion and Fire*, Texas, USA, 2007.
- [37] Venezuela Amuay Rafinerisi Patlaması, <http://www.ibtimes.co.uk/amuay-refinery-fire-venezuela-hugo-chavez-377474> (Erişim Tarihi: 19/12/2014).
- [38] Gomez-Mares, M., Zarate, L., Casal, J., Jet Fires and the Domino Effect. *Fire Safety Journal*, Sayı:43, Sayfa: 583-588, 2008.
- [39] H₂S hakkında bilgi, OSHA Fact Sheet,
https://www.osha.gov/OshDoc/data_Hurricane_Facts/hydrogen_sulfide_fact.pdf (Erişim Tarihi: 19/12/2014).

- [40] Skrtic, L., *Hydrogen Sulfide, Oil and Gas, and People's Health*, Yüksek lisans tezi, Kaliforniya Üniversitesi, Kaliforniya, 2006.
- [41] Environmental Protection Agency, *Report to Congress on Hydrogen Sulfide Air Emissions Associated with the Extraction of Oil and Natural Gas*, Research Triangle Park, Kuzey Karolina, 1993.
- [42] Van Duijne, F. H., van Aken, D., Schouten E. G., Considerations in developing complete and quantified methods for risk assessment. *Safety Science*, Sayı: 46, Sayfa: 245-254, 2008.
- [43] Özkılıç, Ö., *Risk Değerlendirmesi ATEX Direktifleri-Patlayıcı Ortamlar, Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması-Kantitatif Risk Değerlendirme, Seveso II ve Seveso III Direktifi* (Birinci Baskı), TİSK, Ankara, 2014.
- [44] Bureau Veritas, Sigortacılık ve HAZOP,
[http://www.us.bureauveritas.com/wps/wcm/connect/bv_usnew/local/home/our-services/industrial_asset_management_services/hazard_and_operability_study_\(hazop\)/hazard_and_operability_study_hazop](http://www.us.bureauveritas.com/wps/wcm/connect/bv_usnew/local/home/our-services/industrial_asset_management_services/hazard_and_operability_study_(hazop)/hazard_and_operability_study_hazop) (Erişim Tarihi: 26/01/2014).
- [45] Nolan, P.D., *Application of Hazop and What-If Safety Review to the Petroleum, Petrochemical and Chemical Industries* (Birinci Baskı), Noyes Publications, New Jersey, 1994.
- [46] British Standard, BS IEC 61882:2001, *Hazard and Operability Studies-Application Guide*, İngiltere, 2001.
- [47] Kotek, L. and Tabas, M., HAZOP study with qualitative risk analysis for prioritization of corrective and preventive actions, *Procedia Engineering*, Sayı: 42, Sayfa: 808 – 815, 2012.
- [48] Arda, M. M., *Risk assessment for a denim manufacturing plant in Turkey*, Yüksek lisans tezi, ODTÜ, Ankara, 2008.
- [49] Canadian Society for Chemical Engineering, *Risk Assessment – Recommended Practices for Municipalities and Industry*, Ottawa, Ontario, 2004.
- [50] The Netherlands Organization, *Guidelines for Quantitative Risk Assessment- Purple/Red Book*, Holland, 2005.
- [51] Dunjo, J., Fthenakis, V., Vilchez, J., Arnaldos, J., Hazard and operability (HAZOP) analysis: a literature review, *Journal of Hazardous Materials*, Sayı: 173, Sayfa: 19–32, 2010.

- [52] Nivolianitoua Z., Konstandinidoua M., Michalis C., Statistical analysis of major accidents in petrochemical industry notified to the major accident reporting system (MARS), *Journal of Hazardous Materials*, Sayı: A137, Sayfa: 1–7, 2006.
- [53] AB Büyük Kaza Raporlama Sistemi
<https://emars.jrc.ec.europa.eu/?id=4> (Erişim Tarihi: 04/02/2015).
- [54] Mannan, S., *Lees' Loss Prevention in the Process Industries* (4. Baskı), Butterworth-Heinemann, Sayfa: 3079-3086, Texas, 2012.
- [55] U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board, *Investigation Report Refinery Explosion and Fire (15 Killed, 180 Injured)*, BP Texas City, Report No. 2005-04-I-TX, 2007.
- [56] Sharma, R. K., Gurjar, B. R., Wate, S. R., Ghunge, S. P., and Agrawal, R., Assessment of an accidental lessons from the Indian Oil Corporation Ltd. Accident at Jaipur, India, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, Sayı: 26, Sayfa: 82-90, 2013.
- [57] Kimyasal Maddelerle Çalışmalarda Sağlık ve Güvenlik Önlemleri Hakkında Yönetmelik, Resmi Gazete Sayısı: 28733, Resmi Gazete Tarihi: 12/08/2013, T.C. Resmi Gazete, Ankara, (12/08/2013).
- [58] H₂S zehirlenmesi sonucu ölüm/yaralanma bilgisi
<http://www.sozogaku.com/fkd/en/cfen/CC1000027.html> (Erişim Tarihi: 25/03/2015).
- [59] Abbasi, T., Abbas, S.A., The boiling liquid expanding vapour explosion (BLEVE): Mechanism, consequence assessment, management, *Journal of Hazardous Materials*, Sayı: 141, Sayfa: 489–519, 2007.
- [60] Çelebi, M. İ., *Kimya ve petrokimya sektöründe kazalar ve PETKİM örneği*, Doktora Tezi, Gazi Üniversitesi, Ankara, 2010.

ÖZGEÇMİŞ

Kişisel Bilgiler

SOYADI, Adı : DÖLEK, Gizem Naz
Doğum tarihi ve yeri : 25.08.1989, Ankara
Telefon : 0 (312) 257 16 90
E-Posta : gizemnaz.dolek@csgb.gov.tr



Eğitim

Derece	Okul	Mezuniyet tarihi
Yüksek lisans	ODTÜ / Çevre Mühendisliği	2014
Lisans	ODTÜ / Çevre Mühendisliği	2011
Lisans/Yan Dal	ODTÜ / Uzaktan Algılama ve Coğrafi Bilgi Sistemleri (CBS)	2011
Lise	Ayrancı Yabancı Dil Ağırlıklı Lisesi	2006

İş Deneyimi

Yıl	Yer	Görev
2012- (Halen)	Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı	İş Sağlığı ve Güvenliği Uzm. Yrd
2011 - 2012	Dokay ÇED Çevre ve Mühendislik A.Ş.	Proje Mühendisi

Yabancı Dil

İngilizce (YDS-2013: 80)

Yayınlar

-

Mesleki İlgil Alanları

HAZOP, P&ID okuma, acil durum planları, risk değerlendirmesi

Hobiler

Seyahat etmek, sofra/ev dekorasyonu ile ilgilenmek

EKLER