



T.C.
YILDIRIM BEYAZIT ÜNİVERSİTESİ
SAĞLIK BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**PETROL RAFİNERİLERİNDE PROSES GÜVENLİĞİ:
VAKUM KOLONUNDA
YARI KANTİTATİF HAZOP ÖRNEĞİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Begüm DOĞAN

İŞ SAĞLIĞI VE GÜVENLİĞİ
TEZLİ YÜKSEK LİSANS PROGRAMI

Ankara, 2015

T.C.
YILDIRIM BEYAZIT ÜNİVERSİTESİ
SAĞLIK BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**PETROL RAFİNERİLERİNDE PROSES GÜVENLİĞİ:
VAKUM KOLONUNDA
YARI KANTİTATİF HAZOP ÖRNEĞİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Begüm DOĞAN

İŞ SAĞLIĞI VE GÜVENLİĞİ
TEZLİ YÜKSEK LİSANS PROGRAMI

Ankara, 2015

T.C.
YILDIRIM BEYAZIT ÜNİVERSİTESİ
SAĞLIK BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Petrol Rafinerilerinde Proses Güvenliği:
Vakum Kolonunda Yarı Kantitatif HAZOP Örneği

Begüm DOĞAN

Yüksek Lisans Tezi

Tez Savunma Sınav Tarihi: 29.06.2015

Tez Danışmanı:

Doç. Dr. Hüseyin Canbolat

Tez Jürisi Üyeleri

Prof. Dr. Ergün Eraslan

Doç. Dr. Metin Dağdeviren

Doç. Dr. Hüseyin Canbolat

Okuduğumuz ve Savunmasını dinlediğimiz bu tezin bir Yüksek Lisans derecesi için
gereken tüm kapsam ve kalite şartlarını sağladığını beyan ederiz.

Tezi Onaylayanın Adı Soyadı

Enstitü Müdürü

Doç. Dr. Özen Özensoy Güler

Bu tezin Yüksek Lisans derecesi için gereken tüm şartları sağladığını tasdik ederim.

BEYAN

Bu tez çalışmasının kendi çalışmam olduğunu, tezin planlanmasından yazımına kadar bütün aşamalarda patent ve telif haklarını ihlal edici etik dışı davranışımın olmadığını, bu tezdeki bütün bilgileri akademik ve etik kurallar içinde elde ettiğimi, bu tezde kullanılmış olan tüm bilgi ve yorumlara kaynak gösterdiğimi beyan ederim.

29.06.2015

Begüm Doğan

Kıymetli Aileme ithaf ediyorum

TEŐEKKÜR

“Petrol Rafinerilerinde Proses Güvenliği: Vakum Kolonunda Yarı Kantitatif HAZOP Örneği” isimli yüksek lisans tez çalıŐmamı sunmaktayım. Tezimi hazırlamamda desteklerini esirgemeyen, meslek hayatındaki engin tecrubesinden ve cesaretlendirici yorumlarından yararlandığım tez danıŐmanım Doç. Dr. Hüseyin Canbolat’a, yoğun çalışma temposuna rağmen desteğini esirgemeyen, gerçekleştirilen risk analizi boyunca bilgi paylaŐımı sağlayan ve sÜreç boyunca desteğini esirgemeyen sevgili eŐim Sayın Türkay Doğan’a, birlikte çalışmanın hayatımın en güzel deneyimlerinden biri olduğu ve saha çalışmaları sırasında rehberliğini, desteğini esirgemeyen Sayın Gözde Türk ve Hüseyin Yılmaz’a, ayrıca tez dönemi süresince zamanlarından çaldığım kıymetli aileme ve biricik kızlarım Zeynep Ece ve Beyza Ceren’e sonsuz sevgileri, hoŐgörÜleri ve destekleri için teŐekkürÜ bir borç bilirim.

İÇİNDEKİLER

ÖZET	iii
ABSTRACT	iv
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ	v
ŞEKİLLER DİZİNİ	vii
TABLolar DİZİNİ	viii
1. GİRİŞ	9
1.1. Çalışmanın Amacı	11
1.2. Çalışma Planı ve Yöntemi	11
2. GENEL BİLGİLER	13
2.1. Proses Güvenliği	13
2.2. Proses Güvenlik Yönetimi	17
2.3. Proses Güvenliği Yönetim Sisteminin Unsurları	19
2.4. Proses Güvenliği Yönetim Performans İndikatörleri	25
2.4.1. Rafinerilere Özgü Proses Emniyet Göstergeleri	32
2.5. Proses Güvenliğinin Geliştirilmesi.....	35
2.5.1. Proses Tehlikelerinin Belirlenmesi	40
2.5.2. Vakum Distilasyon Kolonundaki Tehlike Kaynakları.....	44
3. MATERYAL VE YÖNTEM	46
3.1. Araştırmanın Tipi ve Amacı.....	46
3.2. Çalışmanın Zamanlaması	46
3.3. Seçim Kriterleri	46
3.4. Araştırma Soruları	47
3.5. Tezin Sınırlılıkları	47
3.6. Materyal	48
3.6.1. İşletmede Gerçekleşen Faaliyetler	48
3.6.2. Vakum Distilasyon Kolonunda Prosesin Tanımı.....	51
3.6.3. Risk Değerlendirme Ekibi	54
3.6.4. Risk Derecelendirme Tablosu.....	55
3.7. Yöntem	56
3.7.1. Yarı Kantitatif Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi (HAZOP)	57

3.7.2. Vakum Distilasyon Kolonunda HAZOP Uygulaması	60
4. BULGULAR	64
4.1 Bulgular	64
4.1.1. Düğümlerin Belirlenmesi ve Tanımlanması	65
4.1.2. Düğümlere İlişkin Belirlenen Sapmalar	66
4.1.3. Tespit Edilen Sapma Nedenleri	67
4.1.4. Tespit Edilen Sapma Sonuçları	69
4.1.5. Risk Analizi Sonuçları	72
4.1.6. Mevcut Bariyerlerin Tanımlanması ve Önerilerin Belirlenmesi	77
5. TARTIŞMA	80
6. SONUÇ VE ÖNERİLER	83
7. KAYNAKLAR.....	85
8. EKLER.....	93
EK – 1. İNSAN ÇEVRE ŞİDDET ETKİ TABLOLARI	93
EK – 2. VARLIK İTİBAR ŞİDDET ETKİ TABLOLARI	94
EK – 3.HAZOP AKIŞ ŞEMASI	95
EK - 4. DÜĞÜMLERE İLİŞKİN OLASI SAPMALAR	96
EK – 5. HAZOP ÖN DEĞERLENDİRME RAPORU	97
EK – 6. HAZOP DEĞERLENDİRME FORMLAR	99

ÖZET

Petrol Rafinerilerinde Proses Güvenliği: Vakum Distilasyon Kolonunda Yarı Kantitatif Hazop Örneği

Proses güvenliğindeki açıklar büyük endüstriyel kazalara sebep olmaktadır. Proses güvenlik yönetiminin unsurlarından biri olan tehlikelerin ve risklerin belirlenmesi çalışmalarında gerçekleşebilecek olası hatalar, insan ve çevre üzerinde istenilmeyen uzun vadeli etkilerin oluşacağı büyük kazalara neden olmaktadır. Büyük kazaların önlenmesi için ekipman arızaları, imalat, tasarım ve montaj hataları, yanlış bakım, yanlış kullanım, malzeme hatası, metal yorgunluğu, korozyon, kaynak kusurları, insan hatası vb. proses tehlikelerinin tanımlanması ve analiz edilmesi proses güvenlik yönetim sisteminde temel ilkedir. Bu çalışmanın amacı; proses güvenliğine katkı sağlanması çerçevesinde bir petrol rafinerisinin vakum distilasyon kolonunda oluşabilecek olası kaza risklerinin tespit edilmesidir.

Bu kesitsel çalışmada kaza risklerinin tespiti için yarı kantitatif HAZOP analiz yöntemi kullanılmıştır. HAZOP çalışması kapsamında 66 olası sapma, 238 sapma nedeni, 287 sonuç, 651 bariyer ve 113 öneri tanımlanmıştır. Vakum distilasyon kolonunda kaza risklerinin tespitinde yarı kantitatif HAZOP analiz yönteminin kullanımıyla etkili sonuçlar elde edilmiştir. Kolondaki sapmaların en sık nedenlerinin kontrol loop arızası, kaçak/ sızdırma ve mekanik arıza kaynaklı olduğu tespit edilmiş ve en sık kaza riskinin ise % 66,9'luk oranla büyük kaza riskleri olarak bilinen operasyonel bozulma, yangın, patlama ve ürün kaybı olduğu ortaya konulmuştur. Kaza risklerinin en çok varlık hasarına sebep olduğu, en çok kaza riskinin ise vakum kolonu tepe sistemi ve vakum kolonu dip sisteminde oluşabileceği tespit edilmiştir. Tesise sunulan 113 önerinin; % 87,7'sinin tasarımda, % 5,3'ünün ise proses güvenlik yönetim sisteminde yapılacak değişikliklere ilişkin öneriler olduğu tespit edilmiştir.

Anahtar Kelimeler: Petrol rafinerisi, proses güvenliği, proses güvenlik yönetim sistemi, vakum distilasyon kolonu, yarı kantitatif HAZOP

ABSTRACT

Process Safety in Oil Refineries: Semi-quantitative Hazop in Vacuum Distillation Column Case

The holes in the process safety cause major accidents. Possible errors that can occur in the identification studies for hazards and risks which is one of the elements of process safety management cause resulting major accident having undesirable long - term effects on human and environment. For preventing major accidents, identification and analysis of process hazards due to equipment failures, manufacturing design or montage defects, improper maintenance, misuse, material defects, metal fatigue, corrosion, welding defects, human failure etc. are the main principles of process safety management. The aim of present study is to investigate possible accidental risks occurring in Vacuum Distillation Column of oil refining within contributing to the process safety frame.

In this cross - sectional study, semi quantitative HAZOP analysis was used for identifying accidental risks. By means of HAZOP studies 66 possible deviations, 238 deviation reasons, 287 results, 651 barriers and 113 proposals were identified. In the determination of accidental risk in the vacuum distillation column by applying semi quantitative HAZOP analysis method, effective results were obtained. The most common causes of deviations in the column have been found as control loop failure, leakage and mechanical failure. It is stated that the most common accidental risks are as a portion of 66.9 % operational deterioration, fire, explosion, release known as major accident risk. It is identified that the accidental risks mostly cause existence damage and the highest accidental risk occurs in the "vacuum column over head system" and "bottom of the vacuum column system" 87.7 % of 113 the proposed recommendations are changes in the plant design, 5.3% is about changes in the process safety management system.”

Key Words: Oil refinery, process safety, process safety management, semi quantitative HAZOP, Vacuum distillation column

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

ABD	:Amerika Birleşik Devletleri
AEK	:Avrupa Ekonomik Komisyonu
AFPM	:Amerikan Akaryakıt ve Petrokimya Üreticileri
AIChE	:Amerikan Kimya Mühendisleri Enstitüsü
AK	:Avrupa Komisyonu
ANSI	:Amerikan Ulusal Standart Enstitüsü
API	:Amerikan Petrol Enstitüsü
CCPS	:Amerikan Kimya Proses Güvenliği Merkezi
CFR	:Federal Kayıt Kodu
CI	:Durum İndeksi
CIA	:Kimya Endüstrisi Birliği
CMA	:Amerika Birleşik Devletleri Kimyasal Madde Üreticileri Birliği
CLP	:Tehlikeli Maddelerin ve Karışımların Sınıflandırması, Etiketlenmesi ve Paketlemesi
DCS	:Bilgisayarlı Kontrol Sistemi
EMARS	:Büyük Kaza Raporlama Sistemi
EN	:İngilizce
EPA	:ABD Çevre Koruma Ajansı
FACT	:Arıza ve Kaza Teknik Sistemi
GYS	:Güvenlik Yönetim Sistemi
HAZID	:Tehlike Tanımlama
HAZOP	:Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi
HSE	:İngiltere İş Sağlığı ve Güvenliği Kurulu
IEEE	:Elektrik ve Elektronik Mühendisler Enstitüsü
ICC	:Uluslararası Ticaret Odası
ICI	:İngiliz İmparatorluk Kimya Sanayii
ILO	:Uluslararası Çalışma Örgütü
İSG	İş Sağlığı ve Güvenliği
ISO	:Uluslararası Standartlar Örgütü

LOPC	:Bütünlük kaybı
LOPA	:Koruma Katmanları Analizi
LPG	:Sıvılaştırılmış Petrol Gazı
MOC	:Değişim Yönetimi
MSDS	:Malzeme Bilgi Güvenlik Formu
NIOSH	:Ulusal İş Sağlığı ve Güvenliği Enstitüsü
NPRA	:Petrol Rafineri Derneği
OECD	:Ekonomik İşbirliği ve Kalkınma Örgütü
OGP	:Uluslararası Petrol ve Gaz Üreticileri Derneği
ORC	:Organizasyon Kaynak Danışmanları
OSHA	:ABD İş Sağlığı ve Güvenliği Kurumu
P&ID	:Boru Hatları ve Enstrüman Çizimi
PC	:Kişisel Bilgisayar
PHA	:Proses Tehlike Analizi
PFD	:Proses Akış Diyagramı
PSA	:Norveç Petrol Güvenlik Kurumu
PSM	:Proses Güvenliği Yönetimi
PSV	:Proses Güvenlik Vanası
RMS	:Risk Yönetim Sistemi
RP	:Tavsiye Kodu
SACHE	:Güvenlik ve Kimya Mühendisleri Eğitimi Programı
SIL	:Güvenlik Bütünlük Seviyesi
SIS	:Güvenlik Ekipmanlı Sistemler
TNO	:Hollanda Uygulamalı Bilimsel Araştırma Örgütü
UK	:Birleşik Krallık
VDÜ	:Vakum Distilasyon Ünitesi
VK	:Vakum Distilasyon Kolonu

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 1. ICI ölümlü kaza oranları, 1960 – 1982 için hareketli ortalama.....	15
Şekil 2. TNO veri tabanına kayıtlı petrol endüstrisinde meydana gelen kazaların yıllara göre dağılımı.....	16
Şekil 3. İsviçre Peyniri modelinin uygulanması	29
Şekil 4. Proses güvenliği metrik hiyerarşi piramidi.....	30
Şekil 5. Petrol rafinerisi akış şeması	49
Şekil 6. Tipik ham perstol distilasyon akış şeması	52
Şekil 7. Vakum distilasyon kolonu akış şeması.....	54
Şekil 8. HAZOP düğüm seçim örneği	58
Şekil 9. Sapmaların nedenlerine göre dağılımı	68
Şekil 10. Sapma nedenlerinin yüzde dağılımı.....	69
Şekil 11. Olası sapma sonuçların yüzde dağılımları	71
Şekil 12. İnsan, varlık, çevre ve itibar üzerinde etkilerinin şiddetine göre dağılımı	74
Şekil 13. İnsan üzerinde etkili risklerin yüzde dağılımı	75
Şekil 14. Çevre üzerinde etkili risklerin yüzde dağılımı.....	76
Şekil 15. Varlık üzerinde etkili risklerin yüzde dağılımları.....	77
Şekil 16. HAZOP önerilerinin yüzde dağılımı	79

TABLULAR DİZİNİ

Tablo 1. Proses güvenlik yönetimi kılavuzları	19
Tablo 2. Risk temelli proses güvenliği CCPS elemanları	22
Tablo 3. Tesisteki güvenlik yönetim sistemi elemanlarındaki kusurlar sebebiyle oluşan kazaların sıklığı	23
Tablo 4. Bariyer olan işletmelerde güvenlik yönetim sisteminde hatalarla bağlantılı olan kaza sayısı.....	24
Tablo 5. Standart seviyeleri.....	26
Tablo 6. Vakum distilasyon kolunu proses bilgileri.....	53
Tablo 7. Risk hiyerarşi tablosu.....	55
Tablo 8. Kılavuz kelimeler ve anlamları	59
Tablo 9. Düğümlere ilişkin sayısal veriler	65
Tablo 10. Düğüm ve ekipman tablosu.....	66
Tablo 11. Düğümlere ilişkin olası sapmalar tablosu	67
Tablo 12. Sapma nedenlerinin dağılımı	67
Tablo 13. Kaza riskleri	71
Tablo 14. Risk seviyelerine göre orta ve düşük seviyede yer alan bazı kaza riskleri.....	72
Tablo 15. Kaza risklerinin insan, çevre, varlık ve itibar üzerinde etkilerinin dağılımı.....	73
Tablo 16. İnsan üzerinde risklerin dağılımı.....	74
Tablo 17. Çevre üzerinde etkili risklerin dağılımı	75
Tablo 18. Varlık üzerinde etkili risklerin dağılımı.....	76

1. GİRİŞ

Her yıl yüzlerce canlı, rafinerilerde ve kimya endüstrilerde olan kazalar sebebiyle hayatını kaybetmekte ve çevre zarar görmektedir. Zaman geçtikçe tesis büyüklükleri artarken, prosesler çeşitlenmiş ve karmaşıklaşmıştır. Olası yangın, patlama olaylarında ve tehlikeli maddelerin salınımındaki artışlar proseslerde ciddi kayıplar, canlılar ve çevre üzerinde uzun vadeli zararlı etkiler oluşmasına neden olmuştur (67). Bütçe kısıtlamaları düşünüldüğünde, güvenlik seviyesini koruma hedefi ile kısa zamanda kaliteli ve çok miktarda üretim elde etme isteği arasındaki dengenin sağlanması oldukça zordur; ancak literatürde proses endüstrisinde yaşanan kazaların etkin bir güvenlik yönetim sistemi ve risk analizi ile önlenebileceğini ortaya koyan çalışmalar bulunmaktadır (29), (65), (94), (23).

Sektörde meydana gelen kazalar, sürekli artan gereksinimler ve gelişen teknoloji düşünüldüğünde proses güvenliği de giderek önem kazanmıştır. Proses güvenlik yönetimi, proses kazalarına ve yaralanmalarına sebep olabilecek proses tehlikelerinin tanımlanması, anlaşılması ve kontrolü için gerekli kurallar ve sistemlerin yönetimidir. Proses güvenlik yönetimi katastrofik kazaların önlenmesi için oluşturulmuştur ve işletmelerde doğru uygulandığı takdirde kazalar ve kazaların olma olasılığı azalmaktadır (20).

Proses endüstrilerinde büyük miktarlarda tehlikeli, yanıcı ve patlayıcı maddelerin barınması, karmaşık ve son derece uzmanlık isteyen işlemlerle işleyen sistemlerin olması sebebiyle oluşabilecek bir kazanın sonuçları da ciddi olabilir. Şirketlerin etkin bir risk yönetimi ve proses güvenliği yönetim programları uygulamaları, bu tip riskleri yönetmeleri için oldukça önemlidir. Her risk yönetimi planında olduğu gibi proses güvenliği yönetiminde de, ilk ve en önemli adım tehlikelerin tespit edilmesidir. Tehlikeler tespit edilmedikçe kaza risklerinin şiddeti veya olasılıkları azaltılamaz (1).

Rafinerilerde kullanılan ürünlerin çoğunun çeşitli endüstri dallarında kullanılması nedeniyle bu ürünlerin mamule dönüşümü prosesleri oldukça önemli bir faaliyet olup Türkiye rafinerileri, dünya rafinaj kapasitesinin % 0,5'ine denk gelmektedir (10). Büyük kazaların yaklaşık % 30'u yüksek operasyon riski taşıyan petrol rafinerilerinde gerçekleşmektedir (93), (106), (72). Büyük kazaların en sık olduğu ikinci sektör olan petrol ve gaz endüstrisi (81) karmaşık ve dinamik yapısı sebebiyle birçok riski bünyesinde barındırmaktadır. Kullanılan hammadde, ara ve nihai ürünlerin yanıcı, patlayıcı ve zehirli özellikte olması; tesis içinde tehlikeli kimyasalların büyük miktarlarda depolanması ve proses süresince çok yüksek sıcaklıkta ve yüksek basınç altında işlenmesi nedeniyle, petrol rafineri tesislerinde kaza riski çok fazladır. Bununla birlikte zamana bağlı malzemelerde yorulma, proses ekipmanlarında yıpranma, mevsimsel değişiklikler, acil durumlarda operatörlerin müdahalesi için gerekli olan zamanın kısıtlı olması gibi, derhal veya daha sonra etkisi görülebilecek ve toplumun büyük çoğunluğunu etkileyebilecek birçok proses tehlikesini bünyesinde barındırmaktadır. *Killingholme* (İngiltere, 2001), *Puertollano* (İspanya, 2003), *Karlsruhe* (Almanya, 2004), ve *Teksas* (Amerika Birleşik Devletleri, 2005) gibi petrol rafinerisi kazaları büyük kazaların olası ciddi sonuçlarını göstermesi açısından oldukça önemlidir (33).

Kayıpların önlenmesi ve en az seviyeye indirilmesi için tehlikelerin ve olası kaza risklerinin tespit edilmesi gerekmektedir. Bu çalışma, vakum distilasyon kolonu örneğinde petrol rafinerilerinde proses güvenliğinin sağlanmasında önemli bir adım olan kaza risklerinin nasıl tespit edileceğini yarı kantitatif HAZOP analizi uygulamasıyla göstermek amacı ile tasarlanmıştır.

Bu çalışmada petrol rafinerilerinde proses güvenliği genel çerçevede anlatılmış, proses güvenliğinin etkinliğinin kazaları önlemedeki önemi vurgulanarak konuya ilişkin çalışmalara yer verilmiştir. Proses güvenliği ve proses güvenliği yönetim sistemleri konusunun çok yönlülüğü nedeniyle bu çalışma, öncelikli olarak proses güvenlik yönetiminin unsurlarının temel ilkelerinden biri olan ve proses güvenliğinin sağlanmasında önemli bir adım olan tehlikelerin ve risklerinin belirlenmesi açısından ele alınmıştır. Kaza risklerinin

tespiti aşamasında karmaşık proseslerde ve kimya endüstrisinde en çok kullanılan yöntem olması sebebiyle Yarı Kantitatif Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi (HAZOP) tercih edilmiştir (59), (62). Bu çalışmanın amacı, yöntemi ve planı alt başlıklar halinde sunulmuştur:

1.1. Çalışmanın Amacı

Çalışma aşağıdaki amaçlara yönelik olarak yürütülmüştür. Bu çalışmanın;

- Kısa vadedeki amacı, vakum distilasyon kolonunda oluşabilecek olası kaza risklerini tespit ederek başta petrol ve gaz, kimya, petrokimya sektöründe faaliyet gören işletmeler olmak üzere farklı sektörlerde faaliyet gösteren işletmelere tasarım, kurulum ve işletim sırasında veya yeni kurulacak işyerlerine kaza risklerinin tespitinde yarı kantitatif HAZOP analizlerinin nasıl uygulanacağı konusunda rehberlik etmek ve bu çalışmalara katkı sağlamaktır.
- Orta vadedeki amacı, Türkiye’de proses güvenliğinin yerleşmesine ve gelişimine ve bu alanda yürütülen önleme faaliyetlerine katkı sağlamaktır.
- Uzun vadedeki amacı, uluslararası ve ulusal yasal düzenlemelerin Türkiye’de doğru şekilde uygulanmasına ve ulusal bir proses güvenliği politikası geliştirilmesine katkı sağlamaktır.

1.2. Çalışma Planı ve Yöntemi

Çalışmada proses güvenliği genel çerçevede ele alınmıştır. Esas olarak petrol rafinerilerinde proses güvenliği ile ilgili literatürde yer alan çalışmalar incelenmiş ve proses riski olan kaza risklerinin tespitinde çalışılacak yöntem seçilmiştir. Uygulama çalışması, bir petrol rafinerisi bünyesinde bulunan vakum distilasyon ünitesindeki vakum kolonunda iki aşamalı olarak yapılmıştır. İlk aşamada proses güvenliği açısından tehlike oluşturabilecek olası kaza riskleri

tespit edilirken, ikinci aşamada bu kaza risklerinin derecelendirilmesi ve önceliklendirilmesi yapılmıştır.

Uygulamayı yürütmek amacıyla, tesisteki proses güvenliğinden sorumlu emniyet şefleri ve müdürleriyle birlikte çalışılmış, tesisin tamamında saha gözlemleri gerçekleştirilmiştir. İlk çalışmalar ağırlıklı olarak saha gözlemi, tesisin ve işlemlerin incelenmesi şeklinde olup literatür çalışmalarının derinleştirilmesi ve petrol rafinerisinde geçerli olan ilgili standartların incelenmesi sonucu uygulama planlaması yapılmıştır. Saha gözlemi sırasında öncelikle araştırmanın yürütüleceği rafineri işletmesi ve faaliyetleri hakkında genel bilgi alınmıştır, sonraki aşamada ise tezin yürütüleceği Vakum Distilasyon Ünitesi'nde (VDÜ) inceleme yapılmıştır. Masa başı çalışmalarında ve yapılan görüşmelerde prosese ilişkin bilgi, belge ve çizimler incelenmiş ve görüşmeler sonrasında vakum distilasyon kolonunda çalışılmasına karar verilmiştir. Çalışmanın amacı doğrultusunda yapılan planlama sonrası, literatür ve saha çalışması ile vakum distilasyon kolonunda risklerin analizi için kullanılacak yöntem belirlenmiştir ve kaza risklerinin tespiti için yarı kantitatif HAZOP analizi kullanılmıştır (103), (38).

Bu çalışma giriş, genel bilgiler, materyal ve yöntem, bulgular, tartışma, sonuç ve öneriler olmak üzere altı ana bölümden oluşmuştur. *Giriş* bölümünde çalışmanın önemi, amacı, yöntemi ve planı hakkında bilgi verilirken; *Genel bilgiler* bölümünde proses güvenliği ile ilgili bilgiler sunulmuş ve bu alanda yapılan çalışmalardan örnekler sunulmuştur. *Materyal ve yöntem* bölümünde ise, işletmeye ve prosese ilişkin bilgiler, risk analizi çalışmasında yararlanılan materyaller, kullanılan yöntemler, araştırma soruları ve bulguların elde edilmesi için yapılan çalışmalara yer verilmiştir. Beşinci bölüm olan *Tartışma* bölümünde araştırma kapsamındaki başlıklar, bulgular, tezin sınırlılıkları değerlendirilmiştir. Son bölüm olan *Sonuç ve Öneriler* bölümünde ise çalışma sonucu elde edilen bulguların en önemli olanları verilerek öneriler sunulmuştur.

2. GENEL BİLGİLER

2.1. Proses Güvenliği

Sanayileşmenin yoğun bir şekilde hayatın tüm alanlarına hükmetmesi ve yeni kimyasalların keşfi neticesinde, insan hayatını kolaylaştıran kimyasal içerikli ürünler modern yaşamın ayrılmaz bir parçası olmuştur. Hızla artan nüfusun etkisiyle ihtiyaçların karşılanmasında yaşanan zorluklar, zararlı etkilerine rağmen kimyasalların hayatımızda etkin şekilde yer almasına sebebiyet vermiştir. Arz talep dengesinde, tehlikeli kimyasal içerik taşıyan ürünlerin hayatımızı kolaylaştırması nedeniyle hemen hemen yaşamımızın her alanına girmesi neticesinde, talebin sürekli büyümesi ve ürün arzının buna karşılık verebilmesi için endüstriyel tesislerin kurulması gerekmiştir, böylelikle zararlı kimyasalların üretiminde ve depolanmasında da yıllar geçtikçe artış olmuştur (17).

Tehlikeli kimyasal maddelerin yoğun olarak kullanıldığı büyük endüstriyel tesislerin üretmiş olduğu ürünlerin, hayatı kolaylaştırmasının yanında çevre ve canlı yaşamı üzerinde hem direkt hem de dolaylı etkileri bakımından çok büyük riskleri de bünyesinde barındırması, bu alanda önleyici çalışmaların yapılmasına ve bir dizi yasal düzenlemenin geliştirilmesine sebep olmuştur (30), (31). Ancak son yıllarda yapılan çalışmalar, tüm önleme çalışmalarına rağmen kimya proses endüstrisindeki kaza oranlarında ciddi bir azalma olmadığını göstermiştir. Mevcut riskler giderek artmış ve gün geçtikçe daha karmaşık riskler ortaya çıkmıştır. Kaza risklerinin kontrol altına alınmasında yaşanan güçlükler ve tecrübesizlikler neticesinde büyük endüstriyel kazalar olmaya devam etmiştir (53).

Buzzelli, büyük endüstrilerde uygulamada en kötü senaryoların çalışılmasına rağmen, kazalara ilişkin tahminlerin gerçekleri yansıtmada konusunda yetersiz kaldığını belirtmiştir. Teknolojideki gelişmelere rağmen tahminlerdeki sınırlılıkların giderilememesinin doğal bir sonucu olarak alınan önlemlerin yetersiz kaldığı ve iyileştirmelerin de ağırlıklı olarak kazalar olduktan sonra

yapıldığı belirtilmiştir (13). Kletz, kazaların önlenmesi için yapılabilecek birçok eylem olmasına rağmen dar bir bakış açısına sahip olduğunu vurgulamıştır (60).

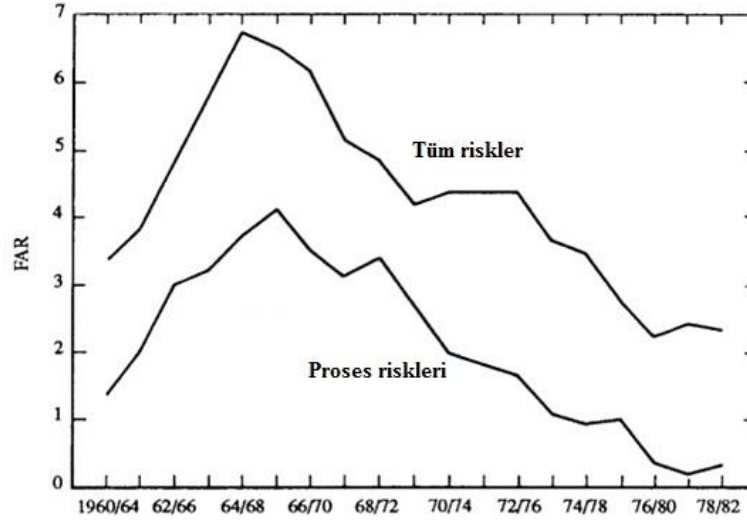
Arendt ve Lorenzo da, güvenlik performansını ölçmek için kayıp zamanlı kaza oranlarının kullanılması, iş sağlığı ve güvenliği üzerinde çok fazla durulması, önemli olayların nedenlerinin ve güvenlik algısının kişiden kişiye farklılık göstermesi, arızaların tespitinden kaynaklı eksikliklerin olması, prosese ilişkin hataların ve tasarım koşullarından sapmaların tanımlanması için toplanan verilerin yetersiz olması, üst yönetim tarafından yetersiz proses güvenliği liderliği yapılması gibi pek çok nedenin risk körlüğünün temel sebepleri arasında olduğunu belirtmişlerdir (4).

Literatürde proses güvenliğine ilişkin birçok tanım bulunmaktadır. Amerika Birleşik Devletleri Kimyasal Üreticileri Birliği'ne (CMA) göre proses güvenliği; "tehlikeli maddelerin plansız serbest kalmasına neden olabilecek hatalı çalışma veya hammaddeyi bitmiş ürünlere dönüştürmek için kullanılan proseslerde meydana gelen arızaların neden olduğu olayların ve tehlikeli maddelerin kontrolüdür" (19).

Amerikan Petrol Enstitüsü'ne (API) ve Uluslararası Petrol ve Gaz Üreticileri Birliği'ne (OGP) göre ise proses güvenliği; "tehlikeli işletim sistemleri ile süreçlerin bütünlüğünü yönetmek için tasarım ilkeleri, mühendislik, işletme ve bakım uygulamalarının uygulanmasını içeren, disiplinli bir çerçeve çalışmasıdır" (3), (49).

Proses güvenliği, yalnızca işletim esnasında değil; tasarımdan, cihazların seçimine, işletilmesine, bakımına, yer seçimine, seçilen yerin güvenlik açısından uygun kullanımına, personelin eğitimine kadar birçok alanı kapsayan, kısaca şirkete dair her konuyu bünyesinde barındıran bütüncül bir sistemdir. Proses güvenliği tesiste bulunan veya başlayacak olan tüm çalışmaları, en alt kademeden en üst kademeye kadar tüm çalışanları kapsamaktadır. Proses endüstrisinde uygulanan güvenli yönetim politikası, tehlikelerin tanımlanması, risk değerlendirmesi, yangın güvenlik değerlendirmesi, çalışma talimatları, değişim yönetimi, çalışanlarla, devletle ve kamu ile işbirliği gibi birçok proses güvenlik

yönetim unsuru ile olası kaza risklerinin azaltılması, kaza oluşması durumunda meydana gelecek hasarın ve kayıpların en aza indirilmesi amaçlanmaktadır (78). Dünya genelinde proses emniyeti veya kayıp önlenme çalışmaları 1968 yılında başlamış ve 1970'li yıllarda bu alanda yapılan çalışmalarda büyük yol kat edilmiştir (58).



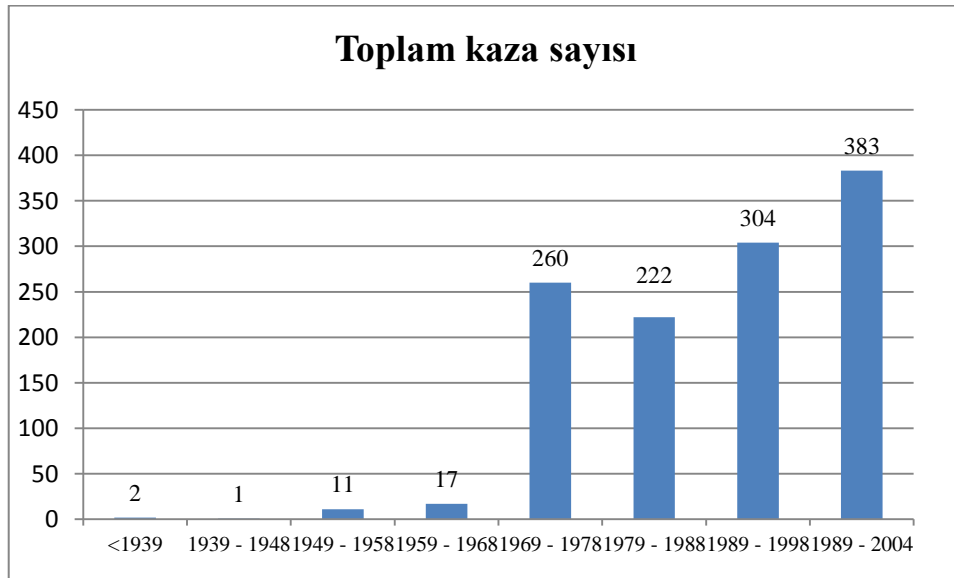
Şekil 1. ICI ölümlü kaza oranları, 1960 – 1982 için hareketli ortalama¹.

Kletz 1960 - 1982 yılları arasında proses risklerini incelediği çalışmasında, ekonomik büyüme ve kimya endüstrisindeki gelişmeler sonucu kurulan devasa tesislerde yüksek sıcaklık ve basınçta gerçekleştirilen işlemler neticesinde proses risklerinin 1950'li yıllarda artmaya başladığını tespit etmiştir. Bu hızlı yükseliş neticesi endüstride birçok kaza meydana gelmiştir. Yirminci yüzyıl sonlarına doğru, 1974 yılında meydana gelen Flixborough kazasında yaşanan felaketin ardından önlemler alınması ve işletmelerde proses güvenliği yaklaşımının benimsenmesi sonucu proses risklerinde azalma eğilimi olmuştur. Şekil 1'de

¹FAR = 10^8 çalışma saati veya 1000 kişilik bir grubun çalışma ömründe

görüldüğü üzere, proses riskleri² 1960 - 1982 yılları arasındaki dönemde diğer tüm risklerle paralel bir değişim göstermiştir (58).

Sonraki yıllarda önlemlerdeki yetersizlikler, risklerin tahminindeki eksiklikler sebebiyle proses risklerinin eğiliminde tekrar artış olmaya başlamış ve 1980 sonrası meydana gelen kazaların sayısında artış olmaya devam etmiştir (**Bkz. Şekil 2**). Fabiano ve Pasman, Hollanda Uygulamalı Bilimsel Araştırma Örgütü Arıza ve Kaza Teknik Sistemi (TNO FACT) veri tabanlarında petrol endüstrisinde meydana gelen kayıtlı kazaları inceledikleri çalışmalarında, proses risklerinin dolayısıyla kazaların giderek artma eğiliminde olduğu ve yıllık dalgalanmaların fazla olduğunu ortaya koymuşlardır (37).



Şekil 2. TNO FACT veri tabanına kayıtlı petrol endüstrisinde meydana gelen kazaların yıllara göre dağılımı.

²CCPS proses güvenlik riskini “insan yaralanması, çevresel hasar veya ekonomik kayıpların hem ramak kala olaylar hem de kayıp veya yaralanmanın büyüklüğü açısından bir ölçüsü” olarak tanımlamaktadır (CCPS, 2000).

2.2. Proses Güvenlik Yönetimi

Kazaların olumsuz etkileri, güvenlik kavramının daha iyi anlaşılmasında oldukça etkili olmuştur. Yirmi sekiz kişinin öldüğü, elli altı kişinin yaralandığı, kilometrelerce alanın ve çevrenin zarar gördüğü 1974 yılında meydana gelen Flixborough felaketi sonrası, proses güvenlik yönetimi kavramı gündeme taşınmıştır. Proses güvenliği yanıcı, parlayıcı ve patlayıcı maddelerin sıklıkla kullanıldığı endüstriler için çok önemlidir. Petrol ve gaz endüstrisinde meydana gelen katastrofik kazaların önlenmesi için proses güvenliğinin bir yönetim sistemi olarak ele alınması gerektiği 1980'li yıllarda önem kazanmıştır. "Proses güvenliği yönetimi" ifadesi, 1992 yılında kabul edilen OSHA 29 CFR 1910.119 sayılı "Tehlikeli Kimyasalların Proses Güvenlik Yönetimi" standardından sonra yaygın şekilde kullanılmaya başlandı (69). Proses güvenlik yönetim sistemi, tehlikeli kimyasalların yayılımı sonucu ortaya çıkabilecek kazaların şiddetini ve sıklığını azaltmak, proses endüstrisinde bulunan tehlikelerin yönetilmesini sağlamak amacıyla yürütülen bir dizi güvenlik çalışmasını bünyesinde barındırmaktadır (17).

Tehlikeli kimyasalların kullanılmasına, depolanmasına, işlenmesine yönelik proses güvenlik yönetim tekniklerinin geliştirilmesi için 1985 yılında Kimyasal Proses Güvenliği Merkezi (CCPS) kurulmuştur. Üç yıl sonra 1988 yılında Kimyasal Madde İmalatçıları Derneği (CMA) üye şirketlerinin, kimyasalların yönetiminde çevre, sağlık ve güvenlik sorumluluğunu özetleyen *Responsible Care* isimli bir program başlatmıştır (64).

Petrol ve gaz endüstrisinde üretilen ürünler, yan ürünler, hidrokarbonlar, yakıt ve ham ürünler birçok endüstri kuruluşunda kullanıldığı için oldukça önemlidir. Bu sebeple petrol ve gaz endüstrisinden elde edilen çok miktarda yanıcı ve tehlikeli maddeler zararlı etkilerine rağmen üretilmeye devam etmiştir. Petrol rafinerilerinin karmaşık yapıları, yüksek basınç ve sıcaklıkta çalışması sonucu birçok riski içinde barındırmaları, üretimin sürekliliği, oluşacak kazalara müdahale için gereken zamanın kısıtlılığı gibi birçok kriter etkili bir proses güvenliğinin yürütülmesini zorunlu kılmıştır. Rafinerilerde proses emniyet yönetiminin temel amacı, proaktif bir yaklaşımla tehlikelerin saptanması,

değerlendirilmesi ve proseste oluşabilecek, toksik, reaktif, yanıcı veya patlayıcı kimyasalların yayılımının önlenmesidir (17).

Petrol ve kimya sektörlerinde meydana gelen büyük kazalar sonucu bir dizi ölüm ve yaralanma, çevre üzerinde anlık ve birikimli etkisiyle uzun süreli zararlı etkiler, maddi varlık kayıpları oluşması; dünya çapında hem devlet hem de sosyal taraflar açısından proses güvenliği ilkelerinin belirlenmesine, güvenli çalışma prosedürlerinin geliştirilmesine ve bu prosedürlerin uygulanmasına ivme kazandırmıştır. İstenmeyen olayların ortadan kaldırılmasına veya etkilerinin azaltılmasına yönelik bir dizi yasal düzenleme, uygulama kodu, prosedür oluşturulmuştur. Proses güvenliği yönetimi programları çoğunlukla performansa dayalı işletme, canlılar ve çevresel güvenliği sağlamayı amaçlamaktadır. CCPS, API ve CMA başta olmak üzere birçok kuruluş bünyesinde bulunan üye işletmelerine rehberlik etmesi amacıyla, proses güvenlik yönetimini içinde barındıran kılavuzlar, standartlar, projeler, programlar hazırlamıştır. Organizasyon Kaynak Danışmanları'nın (ORC) *Katastrofik Potansiyele Sahip Maddelerin Proses Tehlikelerinin Yönetimi* raporu, Uluslararası Çalışma Örgütü'nün (ILO) *Büyük Kazaların Zararlarının Önlenmesine İlişkin Uygulama Kodu*, Ulusal Petrol Rafineri Derneği'nin (NPRA), *En İyi* (The Best) isimli programı, Uluslararası Ticaret Odası'nın (ICC), *Sürdürülebilir Kalkınma için Şartlar* isimli çalışmaları bunlardan sadece bazılarıdır (64).

Petrol ve gaz endüstrisinin çevre, sağlık ve güvenlik performansını artırmak amacıyla API de 1990 yılında *Çevre Ortaklığı STEP Stratejileri* isimli bünyesinde yedi unsur barındıran bir program başlattı. Program kapsamında petrolün işlenmesi sırasında güvenli çalışma uygulamaları ve proses güvenliği alanında önemli çalışmalar yapılmıştır. Bu çalışmalar sonucunda sektöre yönelik birçok rehber hazırlanmıştır. Petrol ve gaz endüstrisi için yayınlanmış PGY kılavuzlarından bazıları Tablo 1'de sunulmuştur (64):

Tablo 1. Proses güvenlik yönetimi kılavuzları.

İsmi	Kodu	Kapsamı
Proses Tehlike Yönetimi	RP 750	Tasarım, inşa, başlatma, çalışma, denetim, bakım ve tesiste yapılan değişiklikler sırasında meydana gelebilecek hidrokarbon proses tehlikelerinin yönetimi Yanıcı sıvıların ve zehirli kimyasalların işlendiği, depolandığı, kullanıldığı rafineriler, petrokimya tesisleri ve büyük işleme tesisleri için geçerli
Tehlikelerle İlişkili Proses Tesisi Binaları ve Konum Yönetimi	RP 752	Konumları itibarıyla yangın, patlama ve toksik madde yayılım riskinden etkilenebilecek binaların belirlenmesi ve potansiyel tehlikelerin anlaşılıp yönetilmesi
Yönetim Uygulamaları, Öz Değerlendirme Süreci ve Kaynak Malzemeleri	RP 9000	Proses güvenliği yönetim elemanlarında uygulamadaki ilerlemeyi ölçmek için değerlendirme metodolojisi sağlar

2.3. Proses Güvenliği Yönetim Sisteminin Unsurları

Kimyasal tesisler için kullanılan yönetim sistemlerinin unsurlarının sayısı, sistemde kullanılan kriterlere bağlı olarak değişmekle beraber, proses güvenliği yönetim sistem unsurları genel itibarıyla diğer yönetim sistemlerinde olduğu gibi temel ihtiyaçların karşılanmasına yönelik tasarlanmaktadır (40).

Proses güvenlik yönetim sistemlerinde, artma eğiliminde olan risklerin azaltılması ve etkilerinin hafifletilmesi için çevresel faktörlerinde değerlendirildiği, bütüncül bir risk yönetim yaklaşımını içinde barındıran bir çerçeve geliştirilmelidir. Proses güvenlik yönetimi, kimya tesislerinde uygulanan iş sağlığı ve güvenliği programının ayrılmaz bir parçasıdır. Etkin bir proses güvenlik yönetimi için tesis yönetimi, denetçilerin, çalışanların, alt işverenlerin, alt işverenin çalışanlarının ve üst yönetimin katılımı; aynı zamanda üst yönetimin çalışmaları desteklemesi ve liderlik etmesi gerekmektedir. Bir proses güvenliği yönetim sisteminde, operasyonun, sistemlerin ve organizasyonun sürekliliği, bilginin yönetimi (kayıtların iyi tutulması ve dosyalanması), proses kalitesinin, olası sapmalarının, istisnaların ve alternatif yöntemlerin kontrolü,

yönetimin ve denetimin erişilebilirliği, iletişim, hedefler ve amaçlar, uygunluk denetimleri ve performans ölçümü önemli bileşenlerdir. Proses güvenlik yönetiminin etkili bir şekilde yürütülmesinde, tesislerde yönetimsel, denetimsel sorumluluk ve hesap verebilirlik, yönetim sistemi elemanlarının her biri için kısa ve uzun vadeli amaç ve hedeflerin belirlenmesi için önemlidir (64).

İş sağlığı ve güvenliği (İSG), çevre, kalite ve iş geliştirmenin birlikte göz önünde bulundurulduğu bir proses güvenlik yönetim sisteminin etkin şekilde yürütülmesi için kuruluşlar kendi içlerinde yeni düzenlemeler geliştirmelidirler. Oluşturulacak güvenli yönetim politika belgesinde yer alan hedeflerin gerçekçi olması ve ulaşılabilirliğinin kontrolü için performans sonuçlarının düzenli olarak üst yönetime bildirilmesi gerekmektedir. Mevcut sistemlerdeki boşlukları belirleyen, eksiklikleri gideren sistemler işletme risklerinin belirlenmesi için çok önemlidir. Üst düzey yöneticilerin nasıl bir güvenlik sistemini kontrol ettiklerini tam olarak anlamaları, yönetim sisteminin başarısına ve sürdürülebilirliğine katkı sağlamaktadır. Sektörde ve işletme etrafında olup bitenlerin gözlemlenmesi, işletme dışından kaynaklanacak risklerin kontrolü, dış etkenlerin göz önüne alınması ve iyi uygulamaların yaygınlaştırılması gerekmektedir (43).

Ancak İSG ve proses güvenliği çalışmalarının, yönetime sunulması gereken çalışmalar gibi aşağıdan yukarıya işletilmesinin uygulamada oluşturacağı eksiklikler düşünüldüğünde, entegre yönetim sistemlerinin yönetim kurulu içinde oluşturulan bir yapıyla yukarıdan aşağı yürütülmesi gerektiği ortaya çıkmaktadır (45). Bununla birlikte proses endüstrisindeki GYS' nin dinamik bir yapı olması sebebiyle, kontrol döngüleri aracılığıyla sürekli iyileştirme faaliyetleri yürütülmeli ve performans göstergeleri aracılığıyla sistem belli aralıklarla izlenmelidir. Planlama, organizasyon, uygulama ve değerlendirme sonuçlarının kontrol edilmesi, düzeltici faaliyetlerin düzenlenmesi ve alınması bu kontrol döngüsünün öğelerini oluşturur. Teknoloji, personel, enerji, çalışma prosedürleri, bakım ve tasarım değişiklikleri, proses tehlikelerinin ve her tür değişimin yönetildiği bir "değişim yönetimi" güvenliğin etkinliğini artırmaktadır (52).

Devletler, şirketler, dernekler tarafından oluşturulan kılavuzlarda farklı bileşenler belirtilmekle beraber tüm kimya endüstrisinde kullanılacak bir proses güvenliği yönetimi için en temel on dört bileşen belirtilmiştir. Bu bileşenler şunlardır (73):

1. Çalışanların katılımı
2. Proses güvenlik bilgisi
3. Proses tehlike analizi
4. Değişim yönetimi
5. Çalışma prosedürleri
6. Eğitim
7. Yüklenici personelin güvenliği
8. Başlatma öncesi emniyet gözden geçirme adımları
9. Mekanik bütünlük
10. Acil durum izinleri
11. Acil müdahale ve planlama
12. Periyodik güvenlik denetimleri
13. Proses olay soruşturması
14. Ticari sırlar

Bu bileşenlerin yönetilmesi proses güvenliğinin gelişimi için oldukça önemlidir. Yönetim anlayışına göre proses güvenliği yönetimi için farklı unsurlar belirlenebilir. Tablo 2’de proses güvenliği yönetim unsurlarına örnek olması için, risk temelli bir yönetim anlayışına yönelik CCPS tarafından tasarlanmış bir proses güvenliği yönetiminin unsurları sunulmuştur. Risk temelli yönetim anlayışında proses güvenliği taahhütleri, risk yönetimi , deneyimler, kazanımlar, tehlikelerin ve risklerin anlaşılması olmak üzere dört başlık altında yönetim unsurları tanımlanmıştır (Bkz. Tablo 2) (17).

Tablo 2. Risk temelli proses güvenliği CCPS elemanları.

Proses Güvenliği Taahhütleri	Risk Yönetimi	Deneyimler, kazanımlar
Proses güvenlik kültürü	Çalışma talimatları	Kaza soruşturması
Standartlarla uyum	Güvenli çalışma pratikleri	Önlemler ve ölçümler
Proses güvenliğinin yeterliliği	Varlık bütünlüğü ve güvenilirliği	Denetleme
İşgücü katılımı	Alt işveren yönetimi	Yönetimin gözden geçirmesi ve sürekli iyileştirme
Sosyal paydaşlar	Eğitim ve performans güvencesi	
Tehlikelerin ve risklerin anlaşılması	Değişim yönetimi	
Proses bilgi yönetimi	Operasyonel hazırlılık	
	Operasyonların yürütülmesi	
Tehlike tanımlama ve risk analizi	Acil durum yönetimi	

Proses güvenliği yönetim sistemlerinin unsurlarında meydana gelen eksiklikler ve hatalar büyük kazalar oluşmasına neden olmaktadır, bu sebeple bu unsurların doğru belirlenmesi ve izlenmesi gerekmektedir. Güvenlik yönetim sisteminin yedi temel unsurundan (organizasyon ve personel, büyük tehlikelerin tanımlanması ve değerlendirilmesi, operasyonel kontrol, değişim yönetimi, acil durum planlamaları, performansın izlenmesi, denetim ve gözden geçirme) kaynaklanan eksiklikler sebebiyle meydana gelmiş endüstriyel kazalarla ilgili HSE ve White Queen VB tarafından 2012 yılında bir araştırma yapılmıştır. Araştırma sonuçlarına göre, kaza sıklığına en çok etki eden unsurun "operasyonel kontrol" eksikliğinden kaynaklanan hatalar olduğu tespit edilmiştir. Kaza sıklığına ikinci sırada etki eden unsurun ise "büyük tehlikelerin tanımlanması ve değerlendirilmesi" işleminde oluşan hatalar olduğu tespit edilmiştir. Araştırmada "değişim yönetimi" de önemli başlık olarak karşımıza çıkmaktadır. Kaza unsurlarının yaklaşık % 59'unu bu üç unsur oluşturmaktadır (Bkz. Tablo 3) (106).

Tablo 3. Tesisteki güvenlik yönetim sistemi elemanlarındaki kusurlar sebebiyle oluşan kazaların sıklığı.

Tesislerde bulunan güvenli yönetim sistem elemanları	Oluşan kaza sayısı	Yüzde dağılım (%)
Büyük Kaza Önleme Politikası	2	1,75
i. Organizasyon ve personel	8	7,02
ii. Büyük tehlikelerin tanımlanması ve değerlendirilmesi	20	17,54
iii. Operasyonel kontrol	31	27,19
iv. Değişim yönetimi	16	14,04
v. Acil durum planlamaları	4	3,51
vi. Performansın izlenmesi	11	9,65
vii. Denetim ve gözden geçirme	5	4,39
Bilinmeyen	8	7,02
Kusur tespit edilemeyen kazalar	9	7,89

Araştırma bulgularının sunulduğu Tablo 4’de ise güvenlik bariyerleri olan işletmelerde kaza sıklıklarında genel olarak azalma olduğu görülmektedir; ancak güvenlik yönetim sisteminin bir bileşeni olan “operasyonel kontrol”deki eksikliklerden kaynaklanan hatalar sebebiyle oluşan kazaların sıklığında artış olmuş ve böylece bariyer olan işletmelerde de kaza sıklığı nedeniyle ilk sırada yer almıştır. Büyük tehlikelerin tanımlanması, değerlendirilmesi ve acil durum planlamalarından kaynaklı hatalar ikinci ve üçüncü sıradadır. Üç bileşendeki hatalar sebebiyle oluşan kaza oranı tüm kazalar içinde % 84,21’dir (Bkz. Tablo 4). Büyük tehlikelerin tanımlanmasında ve belirlenmesinde oluşan hatalar veya eksiklikler her iki durumda da (bariyerin mevcut olduğu veya olmadığı) etkili bir kaza nedeni olarak karşımıza çıkmaktadır (106).

Tablo 4. Bariyer olan işletmelerde güvenlik yönetim sisteminde hatalarla bağlantılı olan kaza sayısı.

Tesislerde bulunan güvenli yönetim sistem elemanları	Oluşan kaza sayısı	Yüzde dağılım (%)
Büyük Kaza Önleme Politikası	0	0
i. Organizasyon ve personel	6	2,87
ii. Büyük tehlikelerin tanımlanması ve değerlendirilmesi	23	11
iii. Operasyonel kontrol	139	66,51
iv. Değişim yönetimi	14	6,70
v. Acil durum planlamaları	25	11,96
vi. Performansın izlenmesi	2	0,96
vii. Denetim ve gözden geçirme	0	0

Operasyonel kontroldeki hataların giderilmesi ve kontrolün geliştirilmesi için operatörlerin ve işletme sorumlularının her durumda maliyet ve üretime dayalı kararlar yerine güvenlik temelli kararlar almaları gerektiği konusunda taviz vermemeleri sağlanmalıdır. Ayrıca tüm çalışanların performans hedefleri ve işletme riskleri hakkında etkin bir şekilde bilgilendirilmesi gereklidir. Tesis yönetimi tarafından güvenli, ulaşılabilir çalışma limitleri ayarlanmalı ve oluşabilecek sapmalar tolere edilmemelidir. İşletim limitlerinden sapmaların net olması ve operatörler tarafından açık şekilde anlaşılması gerekmektedir. Yönetim gerektiğinde operatörlere acil kapatma prosedürlerini takip etmeleri konusunda yönlendirmeli ve güvenliği tehdit eden durumlarda çalışanlara işi durdurma gibi uygulamaya dönük yetkiler vermelidir (35).

Kletz de kazaların nedenlerini tespit ettiği çalışmasında, proses güvenlik yönetimine ilişkin birçok eksikliği ortaya koymuştur. Proses güvenliği lideri ve yönetici konumundaki kişilerin üniversite eğitimleri sırasında büyük kazalara neden olabilecek konularda eğitim almamalarının, bununla birlikte yüksek kazanç baskısı altında olmalarının, çalışanların eğitimlerinin yetersizliği, performans

indikatörlerin uygun seçilmemesi gibi proses güvenlik yönetim unsurlarına ilişkin birçok faktörün kazaya etki ettiğini ortaya koymuştur (60).

2.4. Proses Güvenliği Yönetim Performans İndikatörleri

Proses güvenliği çalışmaları, proses güvenliğinin performans ölçümünü de beraberinde getirmiştir. Proses güvenlik performansının ölçülmesi için literatürde pek çok çalışma bulunmaktadır (76), (77), (90), (99), (101), (104). Proses güvenliğinin iyileştirilmesi ve geliştirilmesi için diğer tüm yönetim sistemlerinde olduğu gibi mevcut durum ve gelecek durum ile ilişkili performans ölçümleri yapılır. Güvenlik yönetim sistemlerinin etkinliğinin ve işlevselliğinin doğru sonuçlar vermesi için göstergeler oldukça önemlidir (3).

Sadece iş sağlığı ve güvenliği uygulamalarına ilişkin iş kazası, meslek hastalıkları, ramak kala, yaralanma istatistikleri gibi indikatörler proses emniyet performansının ölçülmesi açısından yeterli ölçme kriterleri değildir. Çünkü proses güvenliği kavramı sadece çalışanların değil, canlıların ve çevrenin zarar görmemesini, proses aktivitelerinde ürün kaybının engellenmesini de kapsamaktadır. Bu sebeple sektörde kullanılan performans göstergeleri, güvenlik olayları, güvenlik sistemleri, çalışma disiplini ve zorlukların yönetimi sistem performansı gibi pek çok proses emniyet yönetimi altında yürütülen çalışmaları ölçmek için kullanılmaktadır (18).

İşletmelerde emniyet kültürünün yaygınlaştırılması ve güvenli çalışma talimatlarının oluşturulması gibi iş güvenliği ve proses emniyetinin performansını etkileyen çalışmalar olmasına rağmen, iş kazalarına dair verilerde artma olduğunda iş sağlığı güvenliği programının güvenilirliği azalır. Bununla birlikte iş kazalarındaki düşme eğilimi, iş güvenliği yönetim sistemleri için olumlu bir göstergeyken, proses güvenlik yönetiminin iyi işlediğini göstermez. Yaralanma istatistikleri, proses güvenlik yönetim sistemlerinin performansını etkili bir şekilde ölçmez; çünkü işletmelerde bulunan tehlikelerin hepsi aynı değildir. İş sağlığı ve güvenliği performans göstergesi olan yaralanma sıklığı, kaza sıklığı gibi emniyet ölçümleri, proses güvenliği performansı için yeterli göstergeler değildir. Proses

emniyet olaylarının, iş kazalarından farkı ve neticelerinin daha büyük olmasıdır. Proses emniyet olayları, tehlikeli maddelerin açığa çıkması, yangın, patlama gibi son derece ciddi sonuçlara sebep olarak, tesis içinde ve dışında bulunan canlılar ve çevre üzerinde anlık veya uzun vadeli zararlı etkileri olur (91).

Düşme, elektrik çarpması, kükürt zehirlenmesi gibi kişisel güvenlik tehlikelerini bertaraf etmiş olmak kaydıyla ölüm oranlarında düşme elde edilmesi, tesiste bireyleri etkileyen sağlık ve güvenlik çalışmalarının iyi yürütüldüğü konusunda bilgi verirken, proses emniyeti konusundaki çalışmaların verimliliği konusunda net bir bilgi sağlamamaktadır (40). Güvenli bir çalışma ortamı için proses güvenliği ve iş sağlığı ve güvenliği çalışmaları birlikte yürütülmelidir. Dünyada bu alanda kabul görmüş ve uygulanmakta olan birçok standart bulunmaktadır. Bu standartlarda proses güvenliği performans göstergeleri için örnekler sunulmuştur (Bkz. Tablo 5) (69).

Tablo 5. Standart seviyeleri.

<u>Standart</u>	<u>Coğrafi Odak</u>	<u>Örnekler</u>
Uluslararası	Global – dünya geneli	IEC 61511, ISO 9000
Bölgesel	Yakın Ülkeler	CANAMEX, NAFTA
Ulusal	Ülke - ulusal bazda	OSHA (US); HSE (UK)
Endüstriyel	Ülke - ulusal bazda endüstriye özgü	API, IOGP
Firmalara özgü	Faaliyet gösterilen her yerde	Shell, Petro- Canada

Proses güvenliği yönetim sistemi performans göstergeleri öncü ve artçı olmak üzere iki başlık altında toplanmaktadır. Artçı göstergeler, istenilen çıktılardan ne kadar sapma olduğunu gösteren olay sayısı, sistemin beklenmedik şekilde durma sayısı gibi zarara neden olan olayları ölçen göstergelerken, kusurları ve sistemin zayıflıklarını gösteren öncü göstergeler ise zarar oluşmasına sebep olan ve emniyet açısından kritik olan bakım aktiviteleri, kontrol elemanları, idareciler tarafından yapılan denetimler gibi ölçümlerdir (33).

HSE'nin yayınlamış olduğu HSG 254 *Proses Emniyeti İndikatörlerinin Geliştirilmesi* isimli standart kılavuzda, etkili uygulamaların kazalar oluşmadan önce erken uyarı veren sistemler olarak görev gördüğü ve performans ölçümü ile risklerin etkin şekilde kontrolünün sağlandığı belirtilmiştir. Sonradan oluşan (artçı) göstergeler, yürütülen faaliyetlerin rutin sistematik kontrolünü gerektirirken öncü göstergeler sistemin zayıflıklarını ortaya koymaktadır. Öncü göstergeler büyük kazaların oluşmasını engelleyen, risk seviyesini ölçen ve kontrol sistemlerindeki hataları ortaya koyan göstergelerdir (43).

Öncü göstergeler, rutin kontroller sırasında risk kontrol sistemindeki hataları ve boşlukları tanımlar. Sonradan oluşan ölçüler ise olay veya kaza sonrası koruyucu bariyerlerdeki hataları ortaya koyar. Olayın yaralanma veya çevresel hasar olarak sonuçlanmasına gerek olmayıp, göstergeler ramak kala veya kontrolsüz bir olayın da öncüsü olabilir (43).

Teksa eyaletinde 2005 yılında bir petrol rafinerisinde izomerizasyon ünitesinin yeniden devreye alınması sırasında bir dizi patlama meydana gelmiştir. Olayı soruşturan ekibin yapmış olduğu tespite göre; rafinerinin proses güvenliği performansını ölçmek için iş kazası ve yaralanma verilerini kullanması, proses risklerinin algılanmasını önemli ölçüde engellemiştir. Bu ifadenin raporda yer almasının ardından, birçok işletmede aynı eksikliğin bulunması üzerine birçok devlet kurumunun ve profesyonel kuruluşların katılımlarıyla proses emniyet yönetimi performansı için yeni ölçümler ve göstergeler geliştirilmiştir (91).

Sektörde yaygın kabul gören “HSG 254 Kılavuzu” 2006 yılında İngiltere İş Sağlığı ve Güvenliği Ajansı (UK HSE) tarafından, “BP Baker Panel Raporu” 2007 yılında İngiliz Petrol (BP) şirketi tarafından, 2008 yılında “Guidance on Safety Performance Indicators” Ekonomik İşbirliği ve Kalkınma Örgütü (OECD) tarafından ve “Process Safety Leading and Lagging Metrics” CCPS tarafından, 2010 yılında CCPS tarafından “Guidance for Process Safety Metrics” ve API tarafından API 754 “Process Safety Performance Indicators” yayınlanmıştır.

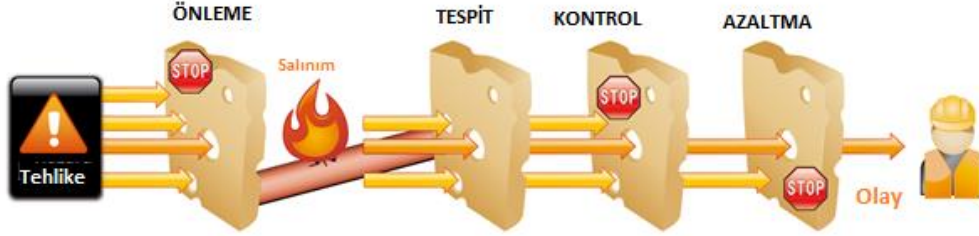
İlk yayımlanan HSG 254 kılavuzu, UK HSE ve Kimya Endüstrisi Birliği (CIA) tarafından geliştirilmiştir, kılavuzda proses güvenliği için organizasyonların gelişimi için öncü ve artçı proses indikatörlerin uygulaması yer almaktadır. Uygulama işlemi takım oluşturulması, kapsam geliştirme, risk kontrollerini tanımlama, kritik elemanlar için kontrollerin tanımlanması, veri toplanması ve sonuçların değerlendirilmesi olmak üzere altı adımda listelenmiştir. Öncü göstergeler, denetimler sırasında bariyerlerin hata yapması gibi güvenlik açığı olan olaylara bağlı olarak gelişirken, artçı göstergeler kaza veya ramak kala sonrası sistemdeki açıklara “deliklere” göre gelişmektedir (43).

OECD tarafından geliştirilen kılavuzda ise takım kurma, önemli başlıkları tanımlama, öncü göstergeleri belirleme, artçı göstergeleri belirleme, risk kontrollerini tanımlama, kritik elemanların kontrollerini tanımlama, veri toplama ve sonuçların raporlanması, bulgulara ilişkin faaliyet gerçekleştirme, performans indikatörlerini gözden geçirme olmak üzere yedi adımdan oluşan bir uygulama belirlenmiştir. Daha önce yayımlanmış olan HSE’ nin kılavuzundan farklı olarak bu kılavuz, performans indikatörü gelişimine rehberlik etmekte, sıralama ve önceliklendirme sunmaktadır (79).

Bu kılavuzların yayınlanmasından birkaç yıl sonra Amerikan Kimya Mühendisleri Enstitüsü (AIChE) ve CCPS *Risk Based Process Safety* (1), *Process Safety Leading and Lagging Metrics* (2), *Guidelines for Process Safety Metrics* (3) olmak üzere üç tane kılavuz geliştirmiştir. Bu kılavuzlarda “İsviçre Peyniri” modeli ve “Kaza Piramidi” ne göre indikatörlerin sınıflandırılması temel alınmaktadır, indikatörlerin geliştirilmesi için iletişime dikkat çekilen rehberlerde raporlamaların ve kayıt altına alınmanın önemine vurgu yapılarak, daha fazla raporlama ile daha çok indikatör geliştirileceğine değinilmektedir.

Reason tarafından 1997 yılında geliştirilen “İsviçre Peyniri” modeli büyük endüstriyel kazaların önlenmesi ve kontrolü için görünen veya gizli nedenlerin tespiti için uygulanmaktadır. Modeldeki delikler güvenlik açıklıklarını tanımlamaktadır (**Bkz. Şekil 3**) (47). Reason’a göre büyük kazalar sistemdeki bir dizi eksiklik, “delik” sebebiyle meydana gelmektedir ve sadece güvenlik

ekipmanları ile güvenliğin temin edilmesi mümkün olmamaktadır. Güvenlik sistemlerinin izlenmesi ve performans ölçümlerine göre iyileştirilmesi gerekmektedir (88).



Şekil 3. İsviçre Peyniri modelinin uygulanması.

Amerikan Petrol Enstitüsü (API) RP 754 kodlu “Proses Güvenliği Performans Göstergeleri” standardı ise rafineri ve petrokimya endüstrileri için API tarafından geliştirilmiştir. Diğer iş sağlığı ve güvenliği göstergeleri bu kılavuzun uygulama tavsiyelerinde yer almaz. Proses emniyeti performans ölçümü dört katmanda incelenir (92).

Bu standarda göre proses emniyet göstergeleri dört katmana ayrılmıştır. Metrik piramidin en tepesinde, canlı, çevre varlık açısından ağır sonuçları olan planlanmamış veya kontrol dışı eşik sınır değerlerinden³ fazla sızıntı oluşması gibi “katman 1: proses güvenlik olayları”, katman 2 ise katman 1’e göre daha düşük sonuçları olan “katman 2 proses emniyet olayları (PSE)” yer almaktadır. PSE oranı toplam işgücü saatleri, güvenli çalışma limitleri gibi katman 1 ve 2’ye göre sonuçları daha hafif olan güvenlik sistemlerini tehdit eden olayları içermektedir. Katman 3 performans göstergeleri bütünlük kaybı olaylarının engellenmesi için oluşturulan güvenlik bariyerlerinin yokluğunu veya zayıflıklarını tespit etmek için belirlenmektedir. Katman 4 ise proses güvenliği eğitimleri, kritik ekipmanların bakımı gibi çalışma disiplini ve yönetim sistemleri ile ilgili olan tüm çalışmaların performans ölçümlerini ve kayıtlarını içermektedir. Katman birdeki göstergeler en artçı göstergeyken, katman 4’te bulunan göstergeler en öncü göstergeler olarak

³ Sınır değerleri hakkında detaylı bilgi için bakınız. “Globally harmonized system of classification and labelling of chemicals (GHS)”

karşımıza çıkmaktadır. Şekil 4'te proses güvenliği metrik hiyerarşi piramidi sunulmuştur (3).



Şekil 4. Proses güvenliği metrik hiyerarşi piramidi.

Tesisteki bir pompada arıza oluşması, boru hattında yarıma gibi kısa vadede tespit edilebilecek risk faktörlerinin yanında; haftadan haftaya veya hava şartlarına göre değişebilen denetim aksaklıkları, bakımın ertelenmesi, proses maddesinde değişim gibi orta vadede tespit edilebilecek risk faktörleri ve paslanma, malzeme yorgunluğu, değişimin yönetilememesi gibi uzun vadede işletmede risk oluşturabilecek faktörler vardır. Kısa vadede risk oluşturabilecek faktörler alarm ve detektörler ile ölçülebilirken, orta ve uzun vadede etkisi görülecek risklerin gözlenmesi zordur. Ancak doğru seçilmiş artçı göstergelerle proses risk eğilimleri tahmin edilebilir. Bu sebeple performans göstergeleri risk analizinde de etkili ölçeklerdir. Risklerin yönetiminde göstergelerden elde edilen bilgilerin oldukça önemli olması sebebiyle indikatörlerin doğru seçilmesi ve bütünlük kaybını önleyip önlemediğinin dikkatle izlenmesi gerekmektedir. Literatürde uygunluğu değerlendirilmiş, rafinerilere özgü indikatör örneklerinin sunulduğu rehberler bulunmaktadır (44), (47).

Bununla birlikte her tesisin kendi örgütsel yapısına ve özelliklerine göre indikatör geliştirmesi proses güvenliğinin gelişimine katkı sağlayacaktır. Ayrıca sektörlere özgün performans indikatörleri hazırlanması proses emniyetinin sağlanması önemli bir adımdır, işletmelerin kendilerine özgü performans indikatörlerini geliştirmeleri kazaların önlenmesine katkı sağlayacaktır. Proses emniyeti performans göstergelerinin geliştirilmesi ve uygulanması birçok işletme için yeni bir alan olması sebebiyle zorlu bir süreçtir, ancak emniyet açısından oldukça önemlidir. Bu sebeple proses emniyeti indikatörlerinin geliştirilmesi için yapılacak çalışmalar işletmede yönetim tarafından teşvik edilmeli ve desteklenmelidir. Günümüzde birçok endüstri kendine özgü performans göstergeleri geliştirmiştir (91).

Literatürde etkili bir güvenlik performans göstergesi için birçok kriter belirlenmiştir. Buna göre etkin bir güvenlik performans göstergesinin anlamlı, hassas, ölçülebilir, doğrulanabilir, uygulanabilir, maliyet açısından uygun ve güvenilir olması gerekir. Ayrıca performans göstergeleri objektif, basit, iyi tanımlanmış, proses güvenlik performansının gelişimini artıracak şekilde ve istatistiksel açıdan geçerli olmalıdır (98), (99), (55), (79), (105).

İndikatörlerin etkisi, proses endüstrisinde bütünlük kaybının yönetimi açısından değerlendirilmektedir. Göstergelerin proses güvenliğinde etkisi, hiyerarşik olarak incelendiğinde unsur göstergeleri piramidin en tepesinde olmak üzere faaliyet, anahtar ve özel göstergeler şeklinde sıralanmaktadır (41). Artçı indikatörler şirketlerin ihtiyaçlarına göre değişiklik göstermekle beraber, üç seviyede gruplanmaktadır: mekanik (denetimler, kontroller), faaliyet takipleri (tehlike analizi, ramak kala olayların incelenmesi ve kayıt altına alma işlemleri)ve eğitim / yeterlilik göstergeleri (eğitim alan kişi sayısı, test sonuçları, proses güvenliğinde görev alan kişi sayıları) (84).

Hassan ve Khan faaliyet ve unsur göstergelerinin proses güvenliğine etkisini inceledikleri çalışmalarında, bütünlük kaybının yönetimi için üç alanda (mekanik, operasyonel ve kişisel bütünlük) gösterge belirlenmesi gerektiğini

belirtmişlerdir. Yaptıkları çalışmada etkin indikatör seçiminin proses güvenliğinde bütünlük kaybının yönetiminde etkili olduğunu ortaya koymuşlardır (41).

İndikatörlerin belirlenmesinde bazı sorunlarla karşılaşılmaktadır. Performans göstergelerinin proses üzerindeki etkisi gün gün gözlenememektedir. Başlangıçta çoğu indikatör sistemde iyileştirme yapılmasını öngörür ve bu sebeple performans indikatörlerinin zamana bağlı değişimi gözlemlenmelidir. Bununla birlikte işletmede bir olay olmadığında artçı indikatörler sıfır olma, tüm proses güvenlik yönetim adımları takip edildiğinde öncü indikatörler de sıfır olma eğilimindedirler. Ayrıca sistemler karmaşıklaştıkça, indikatörlerin karmaşıklaşması sonucu veri toplanmasında zorluklar oluşturmaktadır. Çalışmakta olan bir tesiste performansın ölçülmesi için belli bir zaman aralığında birkaç indikatöre ilişkin sonuçlar karşılaştırılıp değerlendirildiğinde, çeşitli hata yapma ve eksik kalma olasılığına bağlı olarak indikatör değişkenleri asıl durumu ortaya koymayacak, rassal davranış gösterecektir. Tüm bu sorunlar farklı seviyelerde ve her bir seviyede de ayrı bir (bölge, tesis bölümü, orta düzey yönetim, üst düzey yönetim) değerlendirme yapılarak çözülebilir (87).

2.4.1. Rafinerilere Özgü Proses Emniyet Göstergeleri

Rafinerilerde proses güvenlik performans göstergelerinin geliştirilmesinin yeterli olmadığı uyarısı, 2005 yılında Teksas' ta oluşan BP rafineri kazası raporunda yer almıştır (8). Bu rapor sonucu birçok işletme performans gelişimi konusunda kendilerinin de benzer durumda olduklarını görmüşlerdir. Böylece başta rafineriler olmak üzere birçok sektörde performans indikatörü geliştirilmesi için çalışmalar başlatılmıştır (75).

Petrol ve kimya endüstrisinde performans ölçümü için ağırlıklı olarak API RP 754 kodu, CCPS Leading/ Lagging Metrics Project 2006 - 2008, OGP 2009 gibi çeşitli standartlar kullanılmakla beraber, *API RP 754* oldukça yaygın şekilde kullanılmaktadır. Bunun sebebi Amerika Birleşik Devletleri *Kimyasal Güvenlik Kurulu*'nun (CSB) talebi üzerine Amerikan Petrol Enstitüsü (API) RP754 "*Rafineri ve Petrokimya Endüstrileri için Proses Güvenliği Performans*

Göstergeleri” tavsiye kodunun uygulamadaki başarısının değerlendirilmesi için gerçekleştirilen çalışmada ortaya koyulmuştur. İlgili kodun diğerleri ile kıyaslandığında uygulamada performans ölçümü konusunda daha hassas olduğu ve daha kapsayıcı, önleyici tedbirler sunduğu tespit edilmiştir. Araştırmacılar firmalar ile yapılan görüşmeler neticesinde, petrol ve kimyasal sektörde faaliyet gösteren firmaların karşılaştıkları temel sorunların, işletmelerin önlemleri daha çok "kişisel" yaralanmaların önlenmesi olarak düşünmesinden ve bu göstergelerin güvenlik açısından iyi olduklarını düşünmelerine sebep olmasından kaynaklandığını tespit etmişlerdir. Büyük rafinerilerde tüm veriler sistematik olarak toplanılıp analiz edilirken, kapasite olarak daha küçük rafinerilerde proses güvenlik olay verilerinin ve oranlarının birbirinden ayırt edilip analiz edilmesinin sağlanmasında, bu işletmelerin yeterli başarı elde edemedikleri tespit edilmiştir (75).

Uluslararası Petrol ve Gaz Üreticileri Birliği (OGP) risk azaltma çalışmalarını varlık bütünlüğünün yönetilmesi açısından değerlendirerek, bilgi toplama ve riskleri değerlendirme aşamasında anahtar performans göstergelerinin gerekliliğini ortaya koymakta ve hazırladığı kılavuzda sektörde kullanılacak örnekler vermektedir (80). Petrol ve petrokimya sektöründe CCPS tarafından hazırlanan indikatör listesi en uygun liste olarak kabul görmüş ve yaygın olarak sektörde kullanılmaya devam etmiştir (33). CCPS tarafından dört yüze yakın indikatör önerilmiştir (17), (18).

Proses emniyeti bilgileri (PSI); işletmeye ait proses kimyası, ekipman ve teknolojiyi içermektedir ve proses tehlike analizini yapacak ekibe yardımcı olabilecek boru hatları ve ekipman çizimleri, tehlikeli alan sınıflandırma çizimleri, proses tehlike analizlerinden gelen raporlar, değişiklik yönetim çalışmaları, olay soruşturmaları, kişisel koruyucu ekipman gereklilikleri, işletme ve bakım prosedürleri, çalışma talimatları gibi her çeşit bilgi, belge, çizim ve dokümanlardan oluşmaktadır. Değişiklik Yönetimi (MOC) süresinde, önerilen değişikliklerin sonuçlarının değerlendirilmesi için mevcut sistemin anlaşılması gerekmektedir. Ayrıca bu bilgilerin güncelliği de sık sık kontrol edilmelidir.

Örneğin sızıntıyı önlemek için eklenen bir vananın yeri, çizimlerde güncellenmezse ilerde bir güvenlik sorunu olarak ortaya çıkabilmektedir (17).

Rafineri ve petrokimya endüstrisinde sadece harmanlama yapan tesislerden yüksek ekzotermik reaksiyonların olduğu karmaşık yapıdaki tesislere kadar birçok farklı yapıda tesis bulunmaktadır. Bu sebeple basınç, sıcaklık, sızıntı, gibi birçok tehlikenin bulunduğu tesislerde, güvenlik yönetim sistemlerinin hem tesis içindeki hem de tesis dışındaki tehlikelerin azaltılmasına yönelik çalışmaları içermesi gerekmektedir. Bununla birlikte rafineriler gibi karmaşık yapıda birçok üniteden oluşan kuruluşlarda da güvenlik yönetim sisteminin performans ölçümü için yüksek seviyeli indikatörler kullanılmalıdır, çünkü düşük seviyeli göstergeler daha çok indeks indikatörü olarak tasarlandıkları için kuruluştaki kritik işlemlerin ölçülmesinde yetersiz kalmaktadır (43).

Petrol rafinerilerinde güvenlik ölçümleri için işgücü faaliyetlerinin sayısı, kayıtlı yaralanma frekansı, kayıtlı meslek hastalığı frekansı, büyük kaza sayısı, yüksek riskli olası kaza sayısı, proses güvenlik olaylarının sayısı ve frekansı, yangın ve patlama sayısı, birincil üretim kaybı, sızıntı sayısı, tesis denetimleri, uygulanan testlerin ve teftiş raporlarının sayısı gibi pek çok gösterge kullanılmaktadır (83). Karmaşık yapıları ve yüksek operasyon riski taşımaları sebebiyle petrokimya ve petrol endüstrilerinde de öncü ve artçı proses güvenlik yönetim performans göstergelerinin seçimi çok önemlidir (43).

İzleme ve performans ölçümü, güvenlik yönetim sistemlerinin ayrılmaz bileşenleridir. Ancak bu tip sistemler daha çok proses güvenlik sorunları üzerinde durmaktadır; çünkü neyin ölçüleceğinin ve göstergelerin nasıl oluşturulacağına bilinmesi bu sistemlerde oldukça zordur. Güvenlik yönetim sistemi kurmak isteyen işletmelerin güvenlik yönetim sistemlerinin performans göstergelerinin proses güvenlik risklerini de kontrol edip etmediğini gözden geçirmeleri gerekmektedir. Aksi takdirde indikatörler resmin sadece bir bölümünü yansıtır tamamını göstermekte yetersiz kalır. Proses güvenlik yönetim sistemlerinin tüm unsurlarının bütün yönleriyle ölçülmesine gerek yoktur, işletme veya tesis seviyesindeki göstergelerin birkaç kritik risk kontrol sistemine odaklanarak

doğrudan geri bildirim vermesi, sistem hakkında genel bir kanı oluşması için yeterlidir. İndikatörler yapısı gereği firmalara özgü olup, örgütsel düzeyde değişiklikler göstermektedir (43).

Rafinerilerde işletmeye özgü durumların da değerlendirildiği indikatör geliştirme çalışmaları yapılmalıdır. Ancak bu çalışmaların ekip çalışması şeklinde yapılması hem iş yükünü azaltır hem de çalışmaya farklı bakış açıları sunar. Böylelikle daha çok çalışanın dâhil olması sağlanmış ve risklerin kontrolü konusunda işletmede ortak bir anlayışın oluşturulmasına da katkı sağlanmış olur (43).

2.5. Proses Güvenliğinin Geliştirilmesi

Proses güvenliğinin proses endüstrisinde uygulamasında firmaların hafızalarının olmaması, artçı indikatörlere gereken önemin verilmemesi, proseslerin karmaşıklığının artmasına karşın iletişimin azalması gibi nedenlerden kaynaklı zorluklar bulunmaktadır (70). Ayrıca proses endüstrisinde nano materyaller gibi yeni kullanılan malzemeler sebebiyle hali hazırda kullanılan güvenlik testlerinin yetersiz kalması, teknolojinin batıdan doğuya ve uzak doğuya yayılması sonucu uygulanan proseslerin kullanıldığı tesislerdeki malzemenin özelliklerinin belirsizliği, hidrojen ve sıvı petrol gazının sadece tesislerde değil araçlarda dahi kullanılan bir enerji yöntemi olması, her geçen gün yeni enerji kullanımlarının proses endüstrisine girmesi, proses güvenliği alanında üniversitelerde eğitim verilmemesi gibi pek çok faktör proses güvenliğinin gelişimi için risk oluşturmaktadır (87).

Bir prosesin güvenli olabilmesi için proje aşamasından, cihaz seçimine; kurulumundan işletilmesine ve bakımına kadar her noktaya dikkat edilmesi gerekmektedir. Tehlikelerin belirlenmesi ve kaza senaryolarının tanımlanması sayesinde güvenlik açısından en kritik faaliyetler tespit edilebilir. Sistemde hataya sebep olan etkenlerin belirlenmesi için senaryolar oluşturulması aynı zamanda indikatörlerin yeterliliğinin değerlendirilmesine de yardımcı olmaktadır. Belirlenen risklerin kontrolü için oluşturulacak risk kontrol sistemleri, büyük

kazaları önleyecek şekilde geliştirilmelidir. Bu şekilde belirlenen riskler arasında sıralama yapılarak her kontrol önleminin kaza senaryoları üzerine etkisinin değerlendirilmesi ile istenen güvenlik çıktıları elde edilebilir. Çıktılar belirlendikten sonra sistemin performansı öncü göstergelerle ölçülür. Ayrıca istenen ve beklenen sonuçlardan sapmalarla da sistem hataları tespit edilir. Kritik kontrollerin her biri için belirlenecek, öncü göstergeler sistemin beklenen şekilde yürütülüp yürütülmediği hakkında bilgi verecek şekilde seçilmelidir. Bununla birlikte tesislerde konumlandırma ve meskûn binaların yerinin belirlenmesi proses emniyeti için çok önemlidir. Değişiklik yönetim süreci kullanılarak baştan aşağı işletme değerlendirilmeli ve sürekli izlenmelidir (43).

Kazaların oluşumunda etkili olan nedenlerin azaltılması için geçmiş felaketlerden ders çıkarılması ve kurum hafızasının geliştirilmesi gerektiğine değinen Kletz (1993) bunun için ilk olarak, hazırlanmış her talimatın, uygulama kodunun ve standardın üzerine gerekçelerin ve bunlara uyulmaması sonucu oluşmuş olan kaza sayılarının not edilmesi gerektiğini belirtmiştir. Ayrıca işyerlerindeki güvenlik panolarına geçmişteki kazalarla ilgili detaylı haberler asılarak güvenli çalışma mesajının bir kere verilmesinin yeterli olmadığına, iş sağlığı ve güvenliği toplantılarında geçmiş kazalar üzerinde nedenlerin irdelenerek birçok defa verilmesi gerektiğine vurgu yapılmıştır. Kletz (1993) bilgisayar tabanlı sistemlerin bulunduğu işyerlerinde her çalışanın geçmiş kazalar ile ilgili bilgilere, nedenlere ve sonuçlarına ulaşabileceği sistemlerin geliştirilmesi gerektiğini belirtmiştir. Bunlara ek olarak çalışan eğitimlerinde geçmişte oluşmuş olan kazaların incelenmesini ve tehlikeyi tanımlama, önleyici tedbirler üretme konularına ağırlık verilmesini önermiştir. Kletz kazaların yıllar sonra tekrar edilebilecek nedenleri sebebiyle yeniden oluşmasının önlenmesi için yöneticilere *kurum hafızasını* geliştirmesi konusunda önerilerde bulunmuştur (58).

Etkin bir GYS için çeşitli bilinçlendirme faaliyetleri ve eğitimler yapılarak çalışanların farkındalığının artırılması, bilgi paylaşımının sağlanması ve çalışanların katılımının güçlendirilmesi sağlanmalıdır. Çalışanların katılımı tüm yönetim süreçlerinde sürdürülebilirlik açısından kilit rol teşkil eder. Çalışanlar güvenlik denetimlerine, risk değerlendirme çalışmalarına, güvenlik alanında

yapılan diğer çalışmalara dâhil edilerek daha bütüncül yaklaşım elde edilebilir. Aynı zamanda bu çalışmalar sırasında güvenli yönetim sistemlerindeki sorunlara pratik çözümler bulunabileceği gibi sistemde iyileştirmeler de yapılabilir. Ayrıca endüstride meydana gelen büyük proses kazaları, büyük tehlikelerin kontrol edildiği güvenlik yönetim sistemleri ile önlenbilir veya etkileri azaltılabilir. Güvenlik yönetim sistemleri ne kadar etkili olursa kazaların önlenmesinde de o kadar başarı sağlanır. Kazaların oluşma nedenlerinin belirlenmesi kazaların önlenmesi açısından oldukça önemlidir. Sanıldığı gibi kazalar tek bir hata sebebiyle oluşmaz, aksine kazalar genellikle çok karışık sebepler zinciri sonucu meydana gelir. Çalışanlara kazaların kök nedenlerinin basitleştirilmiş şekilde anlatılması, GYS' nin geliştirilmesi ve çalışan katılımının artırılması için gereklidir (43).

Proses güvenliğinin sağlanması için Kletz (2005) tesis politikasında düşük kâr oranlarında bile güvenlik ihmaline asla izin verilmemesi gerektiğini ortaya koymuştur. Kimya mühendislerine lisans eğitiminde kayıp önleme hakkında dersler verilmesi gerektiğini, İngiltere'de bu alanda eğitimler verilmesine rağmen verilen eğitimlerin gereken noktadan çok uzakta bulunduğunu belirtmiştir (60).

Ayrıca tüm yönetim sistemlerinin değerlendirilmelerinin tek bir kişi üzerinde toplanması ve sonuçları derlenmesi sistemde oluşabilecek arızaların tespitinde ve giderilmesinde kilit rol oynar (43). Proses güvenliği çalışmalarının yönetime sunulması gereken çalışmalar gibi aşağıdan yukarıya farklı kollardan bilgi akışı şeklinde işletilmesinin uygulamada oluşturacağı eksiklikler düşünüldüğünde, yönetim kurulu içinde oluşturulan bir yapıyla yukarıdan aşağı tek elden yürütülmesinin proses güvenliğinin temini açısından etkisi oldukça fazla olacaktır. PGY sürekli değişen bir yapıda olduğu için diğer yönetim sistemlerinde olduğu gibi sürekli ve sistemli olarak izlenmeli ve iyileştirilmelidir. Teknoloji, personel değişimi, proses tehlikelerinin ve değişimin yönetimi gibi işlemlerin tek elden kontrol edilmesi de güvenlik etkilerini artırmaktadır (46).

Bununla birlikte kazalarda başlatıcı olaylar, normal çalışma koşullarını bozduğunda veya proseste kontrol kaybı yaşandığında, sisteme müdahale eden

bariyerlerin olması ve kontrolün tekrar kazanılması veya prosesin güvenli bir duruma getirilmesi gerekmektedir. Amacı sistemi güvenli duruma getirmek olan bariyerlerin müdahaleleri; pompanın durdurulması, vananın kapatılması, ürünün başka bir tanka aktarılması, soğutma sisteminin devreye alınması ya da alarm verilmesi gibi birçok farklı önlemden oluşabilir. Sistemi güvenli hale getiren tüm bu ekipman ve kontrol mekanizmalarını kapsayan güvenlik ölçümleme sistemi (SIS) dolayısıyla güvenlik bütünlük derecesi (SIL) tesiste gerçekleştiren risk değerlendirmesi sonucu değişebilir. Güvenlik fonksiyonu açısından kimyasal proseslerde akış, sıcaklık, basınç gibi ölçümlerde de SIL gereksinimi olan uygulamalar olabilir, dikkate alınmalıdır (17).

Proses emniyeti için, proses en az risk içerecek şekilde değerlendirilmeli ve tüm birimlerde risk analizleri uygulanarak güvenlik bütünlük seviyesi gereksinimi belirlenmelidir. Risk analizi sonucunda ise SIS kullanımı ile riskin kabul edilebilir bir seviyeye çekilmesi gerekmektedir. Bakım esnasında bir vidanın tam sıkıştırılmaması, ek bir pompa konulması gibi faaliyetler veya teste tabi tutulmayan ekipmanlar, koruma fonksiyonlarını ve SIL seviyelerinin bir süre sonra kaybedilmesine neden olur (17).

Yıllar geçtikçe sektörde tespit edilen kayıtlı ramak kala olayları, kazalar ve sonuç göstergelerinin eğiliminde oluşan düşüş, risk yönetiminin geliştiğini göstermektedir. Bununla birlikte büyük kaza oluşma potansiyeli bulunan bir tesiste, zarara sebebiyet veren olaylar oluşmuyorsa bu kazaların olmayacağı anlamına gelmez, sık oluşan ramak kala olaylarının da dikkate alınması gerekmektedir (86).

Bunların yanı sıra denetimin de önemli bir önleme faaliyeti olduğu görülmektedir. Tesis içi yapılacak iç denetimlerle, işletmeler güvenli yönetim sistemlerinin işlevselliğini ve eksikliklerini değerlendirebilecekleri gibi kaza risklerini önlemek için oluşturulmuş tüm doküman ve sistemlerin uygulanmasına yönelik eksikliklerinin tespit edilerek güncellenmesine, sürdürülebilirliğinin sağlanmasına katkı sağlayıp, politika gelişimine de faydalı olabilir (33).

Denetimler dâhili ve harici denetimler olmak üzere iki şekilde yapılır. Denetlemede amaç tarafsız gözlemler ile işletmenin, proses güvenliği ihtiyaçları, hedefleri ve güvenli yönetim politikası doğrultusunda yönetilip yönetilmediğinin anlaşılmasıdır. Dâhili denetimler işletme çalışanları ve yöneticileri tarafından yapılır, harici denetimler ise üçüncü kişilerce yapılır ve tarafsız bir bakış açısı sunar. Bu tip denetimlerde yönetimin çıkarları kadar diğer paydaşların çıkarları da değerlendirilmektedir. Denetim sonuçları; şirket politikaları, ulusal ve uluslararası mevzuat ile uyumu, güvenlik yönetimi sisteminin etkinliği konusunda bilgi verir. Ayrıca elde edilen sonuçlarla ilgili eylem planları oluşturulup iyileştirmeler ve geliştirmeler yapılabilir. Bu denetimlerin, denetim yöntemleri, güvenli yönetim sistemleri ve mevzuatları denetimin yapıldığı sektöre ve işyerine özel, teknik konularla ilgili bilgi ve deneyime sahip denetçiler tarafından yapılması gerekmektedir (50).

Prosesin denetimi ve gözlemlerin sıklığı işletmelerin ihtiyacına göre değişebilmekte veya ek indikatörler gerekebilmektedir. Birçok kuruluş genellikle rutin çalışmalara ve sistemlere güvenmektedir. Ancak unutulmamalıdır ki mevcut göstergeler tesisteki hızlı değişimlerin ölçülmesi için yeterli olmayabilir, bu sebeple proses güvenliğinin temininde indikatör seçimi de oldukça önemlidir. İndikatörler seçilirken, sapmalar ve kabul edilebilirlik seviyeleri de belirlenmelidir. Kabul edilebilir seviyelere, sapmalara göre indikatörlerin sürekli olarak gözlemlenerek gerekli hallerde güncelleştirilmesi gerekmektedir. Sonuçlar ve elde edilen veriler raporlanarak güvenlik yönetim sisteminin performansı değerlendirilir. Ancak unutulmamalıdır ki, performans göstergeleri denetimlerin alternatifini değil, sadece daha sık ya da farklı bilgi veren proses güvenliği performans ölçüm unsurlarıdır. Bu sebeple denetim ve saha gözlemleri belirlendiği şekilde hiç aksatılmadan devam ettirilmelidir (43).

Petrol rafinerilerindeki büyük tehlikelerin kontrolü amacıyla “*Karşılıklı Ortak Ziyaret Programı*” kapsamında hazırlanan projede 20 farklı AB ülkesinden 29 müfettişe yönelik, geçmiş kazalardan ders çıkarma, bütüncül yönetimin sağlanması, denetim stratejileri, insan faktörleri isimli dört oturum temasının belirlendiği çalıştaylar yürütülmüştür. Çalıştay raporuna göre; denetimler

sırasında sistematik bir yaklaşımın sergilenmesi ve denetimlerin titizlikle yürütülmesi gerekmektedir. Müfettişlerin etkinliğini artırmak için yetkili makamlarla bilgi alışverişi ve teftiş raporlarının paylaşımının önemi belirtilerek çeşitli denetim stratejileri ve modülleri paylaşılmıştır (32).

Ayrıca Kletz (2005), Sağlık Güvenlik Ajansı'nın (HSE) ağırlıklı olarak kimyasal kazaların önlenmesi alanında çalıştığını ve tesislere bu yönde yardımcı olduğunun; ancak kazaların etkilerinin azaltılması alanında veya kaza oluşuktan sonra tesislerde yapılması gereken çalışmaları yapmadığını belirtmiştir. Oluşan kimyasal kazalarda HSE'nin nadiren rapor yayınlamasının kimyasal kaza soruşturma raporlarında belirtilen sayılarla genelleme yapma zorunluluğu oluşturduğuna değinilmiştir. Devletin bu konuda politikalar geliştirmesi gerekmektedir (60).

Diğer taraftan devletin veya ilgili sosyal tarafların teşvik edici politikalar uygulaması, iyi uygulamaları desteklemesi ve ödüllendirmesi de kazaların önlenmesi ve güvenli yönetim sistemlerinin geliştirilmesi açısından önemli bir katkı sağlayacaktır (62). Örneğin, İngiltere kimya endüstrisi alanında her yıl Haziran ayında Kimya Endüstrisi Ödülleri düzenleyerek iyi uygulamaları desteklemekte ve ödüllendirmektedir ⁴(43). ABD dışında da birçok üyesi bulunan Amerikan Akaryakıt ve Petrokimya Üreticileri (AFPM) üye şirketler içinden farklı kategorilerde yıllık kaza sayısı ve kaza oranları en az olan şirketlere güvenli çalışmayı teşvik amacıyla ödüller vermektedir.⁵

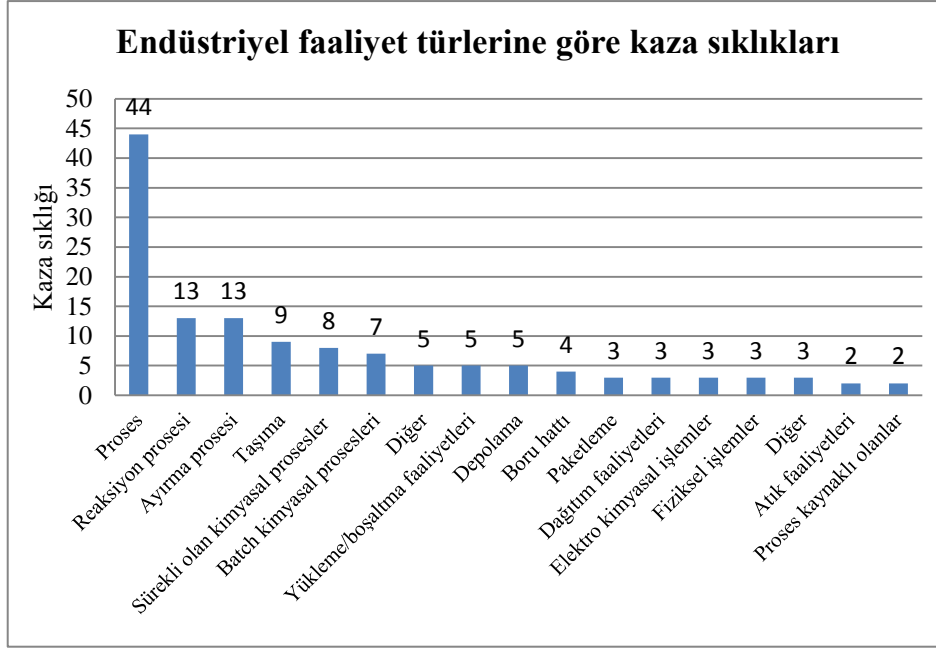
2.5.1. Proses Tehlikelerinin Belirlenmesi

İngiltere HSE ve Avusturya White Queen VB tarafından *Büyük kaza hata oranları projesi* kapsamında büyük kaza raporlama sistemine kayıtlı (eMars), 1991 – 2009 yılları arasında meydana gelmiş 56 kaza incelenmiştir. Araştırma sonucunda, büyük kazaların en çok (44) proses endüstrisinde meydana geldiği ve

⁴ Detaylı bilgi için <http://www.ciaawards.co.uk/awards.asp>

⁵<http://www.afpm.org/DSA-Winners/>

ikinci sırada ayırma ve reaksiyon proseslerinin olduğu tespit edilmiştir (Bkz. Şekil 5) (106).



Şekil 5. Endüstriyel faaliyet türlerinde kaza sıklığı.

Proses güvenliği dinamik bir yapıdır ve risk analiz yöntemleri ile risklerin dalgalanması ölçülebilir. Proses endüstrisinde güvenliğin sağlanması dolayısıyla büyük kazaların önlenmesinde, risk değerlendirme çalışmaları büyük önem arz eder ve bu çalışmalar proses güvenlik yönetiminin önemli unsurlarındandır. Endüstriyel tesislerin uygulamaları gereken güvenli yönetim sisteminin etkin bir şekilde yürütülmesinde, ilk aşamada olası risklerin tespit edilmesi gerekmektedir (84). İşletmede büyük kazaya sebep olma ihtimali olsun ya da olmasın tüm sistem bir bütün olarak değerlendirilmeli ve prosesin tasarımı, malzeme seçimi, işletme ve bakım uygulamaları ve prosedürleri, çalışanların eğitimi, acil durum hazırlığı ve süreci etkileyen diğer unsurları belirlemek amacıyla malzemede ve prosesdeki değişimler de dâhil olmak üzere tüm tehlikeler sistematik bir şekilde tespit edilmeli ve değerlendirilmelidir.

Bellamy, Hollanda'da 1998 - 2009 arasında meydana gelmiş 23 030 kazaya ilişkin verileri güvenlik yönetim modelini kullanarak incelemiş ve tehlikelere

özgü kaza üçgenleri geliştirerek ölümcül ve ölümcül olmayan kazaları karşılaştırmıştır. Yapılan çalışmada şiddeti az ama daha sık oluşan kazalar ile şiddeti daha büyük ancak nadir oluşan büyük kazalar ve ölümcül ile ölümcül olmayan kazalar arasındaki ortak noktalar incelenmiş ve tek ortak noktanın tehlikelerin benzerliği olduğu tespit edilmiştir (5). Bu sebeple tehlikelerin belirlenmesi çok önemlidir.

Fabiano ve Pisman'ın 1938 – 2008 yılları arasında TNO veri tabanına kayıtlı petrol ve gaz endüstrisinde meydana gelen kazaları inceledikleri araştırmada, en sık kazanın proses ve tesis kaynaklı kazalar olduğu, reaktör ve ekipman hatalarından kaynaklandığı tespit edilirken, organizasyon kaynaklı kazaların % 50'sinin insan hatası nedeniyle olduğu ortaya konulmuştur (37).

İnsanlar, tehlike kavramından çok risk kavramından çekindikleri için yasal düzenlemeler, standartlar, yöntemler her zaman riski azaltmaya yönelik olmuştur. Risk genellikle olasılığın azaltılmasıyla düşürülmektedir; ancak riskler gerçekte olası durumun daha az tehlikeli hale getirilmesiyle azaltılabilir, bu sebeple ilk ve en önemli adım tehlikelerin belirlenmesidir (71). Petrol ve gaz endüstrisinde kullanılan ve elde edilen yanıcı ve tehlikeli maddeler sebebiyle ağır kayıplı kazaların yanında sonuçları açısından nispeten daha hafif olaylar da oldukça sık yaşanır (86). Risk değerlendirmesi çalışmalarında, kuruluşlar sadece yüksek olasılıklı ve düşük seviyede etkili sonuçlara sahip kaza risklerini değil, aynı zamanda düşük olasılıklı ve etkileri açısından yüksek seviyede etkili sonuçlara sahip olası kaza risklerinin de seviyelerinin düşürülmesi gerekmektedir. Böylece işletmeler güvenlik yönetim sistemi politikalarının geçerli ve uygulanır olduğunu göstereceklerdir (26).

Türkiye'de risk değerlendirilmesi yapılması hakkında zorunluluk 30.06.2012 tarih ve 28339 sayılı Resmi Gazete' de yayımlanan *6331 sayılı İş Sağlığı ve Güvenliği Kanunu* ile mevzuatımızda yer bulmuştur. 6331 sayılı kanunun 25. maddesinde büyük endüstriyel kazaların olabileceği işyerlerinde, risk değerlendirmesinin yapılmadığı hallerde işin durdurulacağı belirtilmiştir (25).

Risk değerlendirmesinin usul ve esasları ise; 29.12.2013 tarih ve 28512 sayılı Resmi Gazete’ de yayımlanan *İş Sağlığı ve Güvenliği Risk Değerlendirmesi Yönetmeliği*’nde düzenlenmiştir. Yönetmeliğin 4. Bölümünün 13’üncü maddesinde “büyük kaza önleme politika belgesi veya güvenlik raporu hazırlanan işyerlerinde; bu belge ve raporlarda değerlendirilmiş riskler, bu Yönetmeliğe göre yapılacak risk değerlendirmesinde dikkate alınarak kullanılır” ifadesi bulunmaktadır (28).

Büyük kaza oluşabilecek tesislere özgü tanımlamalar ve ifadeler 30.12.2013 tarihli 28867 sayılı mükerrer Resmi Gazete’ de yayımlanan *Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelikte* yer alırken, bu yönetmeliğin işletmecinin yükümlülüklerinin belirtildiği ikinci bölümünde risk değerlendirilmesi yapılmasına ilişkin hükümler bulunmaktadır (27).

Petrol, doğası gereği birçok risk barındırmaktadır. Petrol rafinerilerinde üretilen ürünler, hidrokarbonlar, yakıt ve ham ürünler birçok endüstri kuruluşunda kullanılması sebebiyle önemlidir. Bu sebeple yüksek operasyon riski taşınmasına rağmen rafineriler işletilmeye devam etmektedir. Etkili bir proses güvenliği yönetimi için etkin bir risk analizi yapılması oldukça önemlidir. Karışık yapıdaki üniteler, büyük miktarda tehlikeli maddelerle yüksek sıcaklık ve basınçta çalışma, kesintisiz proseslerin olması, hataların düzeltilmesi için yeterli zaman olmaması, belirsiz durumların çokluğu, en kötü senaryoların tahmininde yetersiz kalınması, insan hatası gibi sebepler nedeniyle risklerin analizi petrol ve gaz endüstrilerinde oldukça zordur (86) fakat bu risklerin neden olabileceği olası kayıpların önlenmesi ve canlı yaşamının korunması için proseslerin güvenli bir şekilde yönetilmesi gerekmektedir. Proseste bir arıza olma olasılığı, kontrol elemanlarının kullanım süresine, bakım periyoduna, cihazların özelliklerine göre farklılıklar göstermektedir (36). Bununla birlikte işletmelerin coğrafi konumlarından, taşınan maddelerin alındığı yer ile depolandığı yer arasındaki mesafelere, tehlikeli maddelerin depolanmasından, olası bir kazanın büyümesini sağlayacak domino etkisine, etrafındaki diğer işletmelerden, yerleşim yerlerine yakın olmasına kadar değerlendirilmesi gereken birçok faktör bulunmaktadır (9), (74). Bu faktörlerin de

içinde bulunduğu çalışmaların sistematik olması ve titizlikle yürütülmesi gerekmektedir.

Her sektörde olduğu gibi rafinerilerde de tehlikelerin tespitiyle risk analizi çalışmalarına başlanır. Proses güvenliğinin sağlanması için petrol endüstrisinde kabul görmüş birçok risk değerlendirme yöntemi bulunmaktadır. Literatürde kimya proses güvenliğinde risk analizi için kontrol listeleri, HAZOP, Koruma Katmanları Analizi (LOPA), Dow Yangın ve Patlama İndeksi (F&EI) (53), Sebep Sonuç Analizi, Olay Ağacı Analizi, Hata Ağacı Analizi, “Olursa Ne olur” Analizi, Hata Modları ve Etkileri Analizi gibi teknikler sıklıkla kullanılmaktadır (14).

2.5.2. Vakum Distilasyon Kolonundaki Tehlike Kaynakları

Kaynama noktası düşük hidrokarbonlar ısı değiştiricide, distilasyon kolonunda veya fırınlarda yapılan yanlış bağlantı olan bölgelerden sızarak yangın ve patlama için tehlike oluştururlar. Isı ile hidrokarbonların parçalanması kok oluşumunun ana kaynağıdır. Kok oluşması hatlarda tıkanıklığa, hatların bloke olmasına sebep olarak basıncın aşırı yükselmesine, böylece kolonda arıza oluşmasına veya ünitenin durmasına neden olur (36). Vakum distilasyon kolonunda yanıcı ve patlayıcı kimyasal maddelerle yüksek sıcaklıkta çalışılması birçok tehlikeyi de beraberinde getirmektedir. Proses sırasında vakum kolonuna verilen buharda sıvı yoğunluklar olmamasına dikkat edilmelidir. Vakum oluşturulurken su her zaman buharlaştırılmaz, suyun tamamen atılması için soğuk petrolün devir daim yoluyla buharlaşması sağlanmalıdır. Kolondaki düşük basınç sebebiyle buharlaşan su büyük bir basınç yaratır. Vakum kolonunun çapının geniş olması ve ani hacim artışlarında tepsilerdeki yükün artması, tepsilerin yerinden oynamasına sebep olur. Sistem vakum altına alındıktan sonra alçak noktalarda toplanan su boşaltılamaz. Dışardaki basınç daha yüksek olduğu için hava içeriye hücum eder. Bu durumda ortamda hidrokarbonlar varsa patlayıcı karışımlar meydana gelebilir (108).

Vakum distilasyon kolonu ile ilgili geçmişteki kazalar ve kaza nedenleri incelenerek vakum distilasyon kolonundaki tehlike kaynakları hakkında bilgi

toplanabilir. Örneğin prosesi başlatma sırasında bakım için pompanın izolasyonu için eklenen ikinci pompanın fark edilmemesi sonucu, iki blok vana arasında su kalmış olması tehlike oluşturmuş, basıncın ani değişmesi ile yangın oluşmuştur. Bu sebeple eklenen tek bir vananın bile tehlikeli durumlar oluşturabileceği unutulmamalıdır. Tasarımda yapılan büyük küçük demeden tüm değişiklikler ve prosedürlerdeki değişiklikler değişim yönetimiyle izlenmelidir (10).

Bir başka kazada, vakum distilasyon kolonunda kapatma sırasında kolonun dip kısmında yıkama yağı bölümündeki kolon yataklarında yangın başlamıştır, 1.2 milyon dolar hasar oluşan yangının oluşmasında kolondaki yoğun kok oluşumunun etkili olduğu tespit edilmiştir (10).

Deer Park Teksas Amerika Birleşik Devletleri'nde 1 Eylül 1979 tarihinde vakum distilasyon ünitesine tankerden boşaltım sırasında yangın ve patlama meydana gelmiştir (72). Tokuyama, Yamaguchi Japonya'da 19 Temmuz 1990 tarihinde vakum distilasyon ünitesinde korozyon sonucu hattan sızan vakum dip ürününün tutuşmasına ve yangın oluşmasına sebep olmuştur (96). Mohammedia Limanı Fas'da 22 Kasım 2002 tarihinde şiddetli yağmur sonucu oluşan sel suyunun çok yüksek sıcaklıktaki cihaz ekipmanlarına temas etmesi sonucu yangın ve patlama oluşturmuştur, vakum distilasyon kolonu hasar görmüştür. Litvanya'da 2006 yılında vakum distilasyon kolonunda sızıntıdan kaynaklı yangının mukavemeti düşük, yanlış malzeme seçimi sonucu çıktığı ortaya koyulmuştur (69).

3. MATERYAL VE YÖNTEM

3.1. Araştırmanın Tipi ve Amacı

Bu araştırma bir petrol rafinerisinin vakum distilasyon kolonundaki kaza risklerini tespit ederek tesisteki proses güvenliğinin sağlanmasına ve yarı kantitatif HAZOP analizinin nasıl uygulanacağına katkı sağlamak amacıyla tanımlayıcı nitelikte, kesitsel bir çalışma olarak tasarlanmıştır.

3.2. Çalışmanın Zamanlaması

Tez çalışması kapsamında bir petrol rafinerisinin vakum kolonunda yürütülen yarı kantitatif HAZOP çalışması, Aralık 2014 - Şubat 2015 tarihleri arasında gerçekleştirilmiştir.

Çalışmanın Varsayımları

1. Tesisin kullanım ömrü boyunca bakım faaliyetlerini uyguladığı varsayılmıştır.
2. Analizde tasarım hataları ihmal edilmiştir, tesisin tasarıma uygun şekilde işletildiği kabul edilmiştir. Tasarım aşamasında standartlarda zorunlu tutulan kapların ve üretim malzemelerinin dayanıklılık kontrolü gibi kontroller kapsam dışında tutulmuştur.
3. Koruyucu sistemlerin ve bariyerlerin etkinliğinin düzenli olarak kontrol edildiği kabul edilmiştir.

3.3. Seçim Kriterleri

Faaliyet alanı bakımından tekel işletmede, her petrol rafinerisinde temel ünite olması sebebiyle vakum distilasyon ünitesi seçilmiştir. Araştırma süresince en kötü senaryoları verecek durumlar çalışılmıştır. Bu ilkeden yola çıkılarak

uzman görüşleri sonrasında büyük kazaya neden olabilecek özellikleri sebebiyle vakum distilasyon kolonunda çalışılmıştır.

3.4. Araştırma Soruları

1. Yarı kantitatif HAZOP analizinin uygulama adımları nelerdir?
2. Vakum distilasyon kolonunda tasarımdan ve normal operasyondan sapmalar nelerdir?
3. Kazaya sebep olabilecek sapma nedenleri nelerdir?
4. Vakum distilasyon kolundaki kaza riskleri nelerdir?
5. Kaza risklerinin dağılımı nasıldır? Etki kategorileri, şiddeti ve olasılıkları nelerdir?

3.5. Tezin Sınırlılıkları

1. Araştırma, çalışmanın yürütüldüğü petrol rafinerisi ve vakum distilasyon kolonu ile sınırlıdır.
2. Çalışma kapsamında kullanılan veriler ve edinilen bilgiler belirtilen zaman aralığı ile sınırlandırılmıştır.
3. Araştırma uygulanacak yöntemden kaynaklı nedenlerle sınırlıdır.
4. Araştırma risk değerlendirme ekibinin tecrübesi ve çalışmanın yürütüldüğü andaki görüşleri ile sınırlıdır.

Bununla birlikte uygulama yapılan tesiste uzun yıllar proses güvenliğinin oluşturulması, izlenmesi ve iyileştirilmesi alanında sistematik çalışmalar yapılması; tesiste sürekli olarak güvenli tarafta kalınması için iç ve dış denetimlerin yapılması; risk değerlendirme ekibinde farklı alanlarda uzmanlıkları bulunan, işletmenin güvenlik politikalarını, işleyişini bilen, tecrübeli kişilerin olması tezin güçlü yanlarıdır. Tezde kullanılan araştırma materyali ve yöntemi ilerleyen bölümlerde ayrıntılı bir şekilde sunulmuştur. Materyal bölümünde işletmeye ilişkin faaliyetler ve vakum kolonunda gerçekleşen proses detaylı bir şekilde açıklanmış ve risk değerlendirme ekibine ilişkin temel bilgiler

sunulmuştur. Yöntem bölümünde ise bu çalışmada kullanılan verilerin derlenmesi ve değerlendirilmesi konusunda yürütülen çalışmalar sunulmuştur.

3.6. Materyal

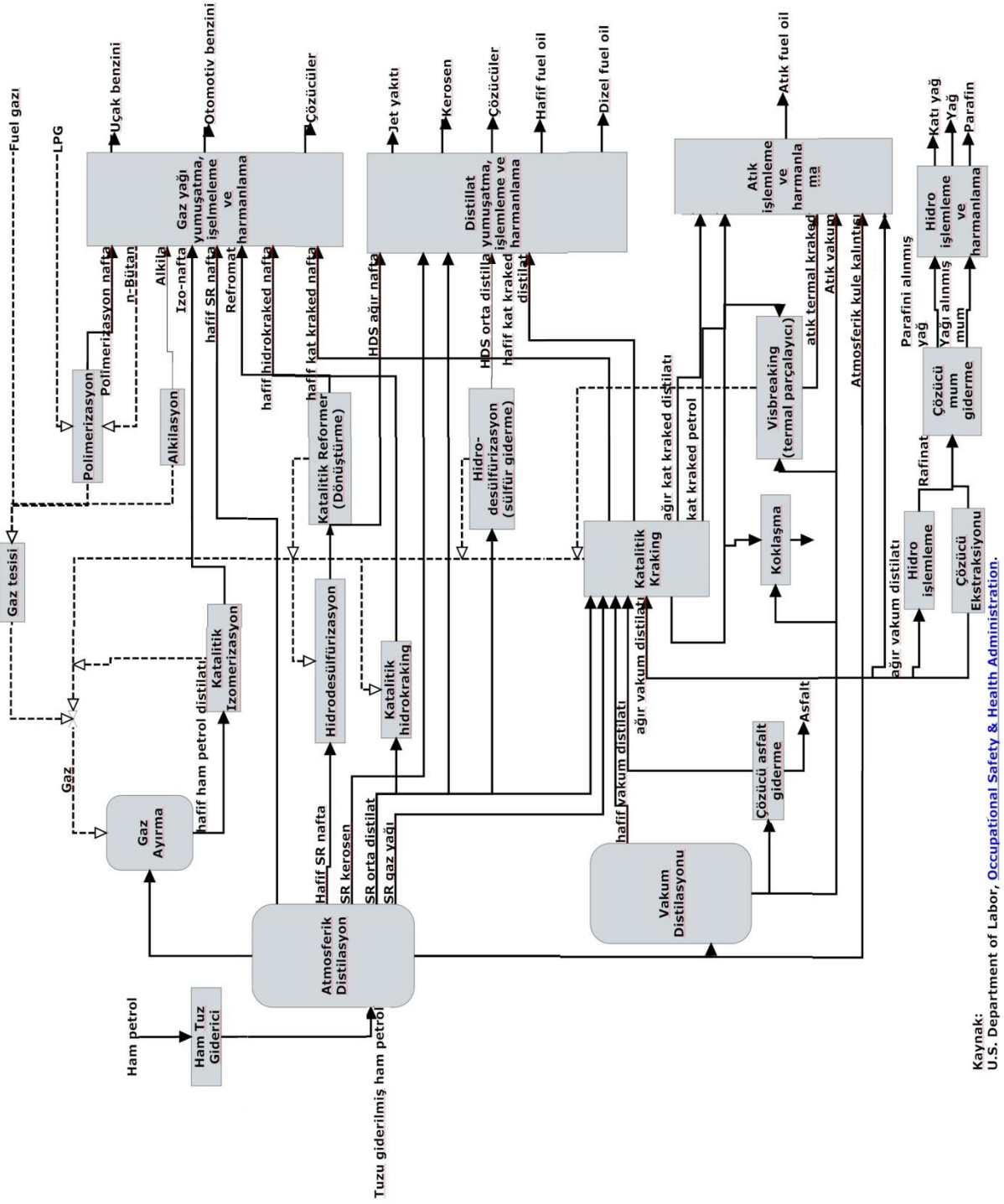
3.6.1. İşletmede Gerçekleşen Faaliyetler

Araştırmanın yürütüldüğü petrol rafinerisinde, üretim alanlarından boru hatları aracılığıyla ya da deniz terminali aracılığıyla rafineriye teslim edilen ham petrol işlenmektedir. Hidrokarbon molekülleri damıtma, ısıl kırma, reforming işlemlerinden geçirilerek endüstride en çok kullanılan ürünlere dönüştürülürken; kalitelerinin yükseltilmesi için ayırma, hidrotreating ve yumuşatma gibi işleme ve ayırma proseslerine de tabi tutulur. Rafineride ana ürün olarak LPG, kalorifer yakıtı, akaryakıt, nafta, benzin, jet yakıtı, gaz yağı, motorin ve bitümden oluşan petrol ürünleri üretilmektedir (109).Şekil 6'da bir petrol rafinerisine ilişkin akış şeması sunulmuştur.

Rafineri Ana Proses Üniteleri

- Ham Petrol Distilasyon Ünitesi
- Doymuş LPG İşleme Ünitesi
- Rezid (Kalıntı)Sıvı Katalitik Kırma Ünitesi
- Rezid (Kalıntı) Hidrodesülfürizasyon (sülfür giderme)Ünitesi
- Propilen Geri Kazanım Ünitesi
- LPG Geri Kazanım Ünitesi
- Gazyağı Sülfür Giderme

PETROL RAFİNERİ PROSESİ



Kaynak:
U.S. Department of Labor, Occupational Safety & Health Administration.

Şekil 6. Petrol rafinerisi akış şeması

Yardımcı Sistemler;

- Demineralize Su Sistemi,
- Ham Su/İçme Suyu Sistemleri
- Su Soğutma Sistemi
- Buhar Güç Üretim Sistemi,
- Baca Gazı Kükürt Giderme,
- Tesis/Enstrüman Hava Sistemi,
- Azot Sistemi
- Akaryakıt Sistemi
- Yakıt Gaz Sistemi
- Yıkama Yağ Sistemi
- Kimyasal Tedarik
- LPG Temizleme Ünitesi
- Hafif Benzin Temizleme Ünitesi
- Seçici Hidrojenleme ve Dolaylı Alkilasyon Ünitesi
- Hidrojen Üretim Ünitesi
- Hidrojen Sıkıştırma ve Dağıtım Sistemi
- Amin Rejenerasyon Ünitesi
- Kükürt Kurtarma Birimi
- Kirli Su Muamele Ünitesi

Kapsam Dışı Sistemler;

- Ham Petrol İthalat, Depolama ve Pompalama Sistemi

- Depolama ve Pompalama Sistemi
- Ürün Bileşeni Depolama ve Pompalama Sistemi
- Ürün Depolama ve Pompalama Sistemi
- Slop Depolama ve Pompalama Sistemi
- Ürün Kamyon Yükleme Sistemi
- Sülfür Şekillendirme ve Depolama Ünitesi

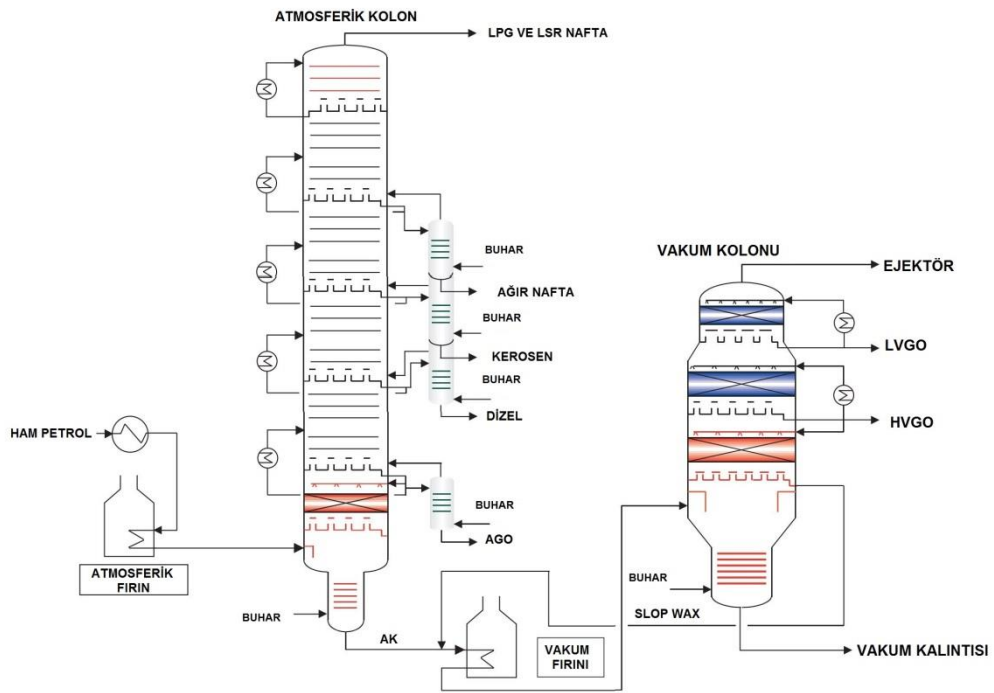
3.6.2. Vakum Distilasyon Kolonunda Prosesin Tanımı

Petrol rafinerilerinde atmosferik dip ürününün daha değerli bileşenlere ayrılma işlemi için vakumla basınç altında farklı bileşiklere ayrıştırıldığı ünite vakum distilasyon ünitesidir (97). Ham petrolün yaklaşık % 40'ını teşkil eden atmosferik kalıntının yarısı akaryakıt hazırlanmasında kullanılırken diğer yarısı vakum distilasyon ünitesinde ikinci bir ayrıştırma işleminden geçirilir. Bu ünitenin amacı atmosferik dip (rezidyum) ürünlerinden ön ısıtma ve ısıtma yardımıyla ayrıştırma buhar üretimi Hafif vakum gaz yağı (LVGO), Ağır vakum gaz yağı (HVGO) ve vakum dip ürünü elde edilmesi ve ürünlerin soğutulmasıdır (109).

Vakum kolonu, vakum distilasyon ünitesinde yer almaktadır. Tasarımı ve işletme koşulları, ham petrolün özelliklerine, istenen ürün verimine ve niteliğine bağlı olarak değişmektedir. Atmosferik distilasyon kolonunda işlenen ham petrolden elde edilen dip ürünü işleyebilecek şekilde tasarlanır. Petrol rafinerilerinde seçilen ham petrol karışımına özgü olarak tasarlanmış vakum distilasyon ünitesi bulunmaktadır. Vakum damıtma kolonu, atmosferik distilasyondan arta kalan ağır yağlardan petrol ürünleri elde etmek için arıtma sürecine yardımcı olan bir kolondur (109).

Vakum kolonunun içindeki vakum; vakum pompaları, buhar ejektörleri, barometrik ve yüzey yoğunlaştırıcıları aracılığıyla korunur. Tabanından beslenen

kızdırılmış buhar, kolondaki hidrokarbonların kısmi basıncının daha da düşürülmesi suretiyle buharlaşmayı ve ayrıştırmayı kolaylaştırır. Kolonda yükselen bu buhar vakum destilatına temas eder ve buharın içerisinde bulunan sıvı, kok ve metallere arınır. Yıkanan buhar ana sprey bölümlerinde yoğunlaşarak ağır vakum gazyağı ve hafif vakum gazyağı haline gelir. Kolon tepe hattından ağır dizel ve su karışımı ejektör yardımıyla verilir (24). Şekil 7’de ham petrol distilasyon akış şemasında vakum distilasyon kolonu gösterilmektedir (89).



Şekil 7. Tipik ham petrol distilasyon akış şeması.

Atmosferik distilasyon ünitesinden alınan atmosferik dip ürünü, dram vasıtasıyla vakum distilasyon ünitesine pompalanır. Atmosferik rezidyum (AK) eşanjörlerde ön ısıtma ile ısıtıldıktan sonra fırına gönderilir ve 380° C'ye kadar ısıtılarak kısmen buharlaştırılır, daha sonra 44 mm Hg basınçla kolonun alt bölgesindeki flaş bölgesinden vakum distilasyon kolonuna beslenir. Kolonun dip bölgesinde şarjla birlikte buhar da verilir. Bu noktada iyi bir damıtma işlemi için sıcaklığın olabildiğince yüksek basıncın da olabildiğince düşük olması gerekmektedir. Bunu sağlamak için genellikle vakum kolonunun çapı geniş

tasarlanır. Kolonda dört kademe ve her kademede iki buhar jeti vardır. Kolon tepesinden buharla birlikte yoğunlaşmayan gazlar ve sürüklenen hidrokarbonlar iki hat halinde vakum jet sistemine girer, son kademede ise hala buharlaşmayan gazlar bulunur ve ejektör yardımıyla atmosfere atılır (109).

Kondensörlerde yoğunlaşmış olan sıvılar üç bölümlü beton havuzlarda toplanır. Bu havuzda su, kondenser sıvılar ve sıvı hidrokarbonlar toplanır. Kondense su, pompalar ile atmosferik distilasyon ünitesine, sıvı hidrokarbon ise pompalarla slopa veya ham petrol pompa emişine gönderilir. Tablo 6’da kolonda üretilen ürünlerin sıcaklıkları ve şarj olarak gönderildiği üniteler sunulmuştur. Bu kolonda şu ürünler elde edilir (109):

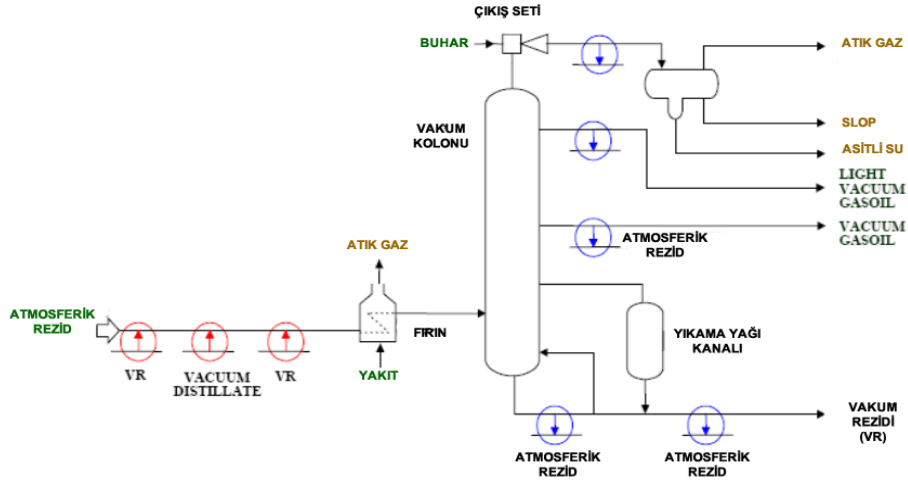
- Hafif vakum gaz yağı (LVGO)
- Ağır vakum gaz yağı (HVGO)
- Vakum dip ürünü

Tablo 6. Vakum distilasyon kolunu proses bilgileri.

Şarjı	Ürünleri	Mak. Sıcaklık	Mak. Basınç	İşleme kapasitesi
Atmosferik rezidyum (kalıntı) 110°C	- Vakum dip ürünü T 101’den 8500’e şarj 225°C Akaryakıt 3100, 3200, 904 - Hafif Vakum Gaz Yağı- 8500’e akaryakıtı inceltmeye, 3900’lara HV dizel ve akaryakıtı - Vakum gaz yağı- 8200’e şarj 191 °C Tk-8001/AB ve 4001-4002’ye 80°C - Slop Wax- T 8101’den 368°C üniteden şarj içine	380°C (fırın çıkışı)	44 mm Hg basıncında	Maksimum 340 m ³ /saat

Vakum distilasyondan elde edilen ürünler, rafineride diğer ünitelere beslenir. LVGO, atmosferik distilasyon ünitesinden elde edilen ağır dizel ile parçalanarak içerisindeki kükürdün giderilmesi için desülfirizasyon ünitesine yollanır ve dizel ürün elde edilir. Çeşitli tiplerde akaryakıt hazırlanmasında

kullanılan HVGO, katalitik etki altında daha değerli ve hafif ürünlere dönüşmek üzere Sıvı Katalitik Dönüşüm (FCC) Ünitesine ve Hidrokraker Ünitesine şarj olarak gönderilir. Ham petrolden gelen kirleticilerin büyük çoğunlukla kaldığı vakum dip ürünü ise doğrudan Vis kırma (termal parçalayıcı) Ünitesine, Asfalt Üfleme Ünitesine veya akaryakıt hazırlamak üzere tanka gönderilir. Ünite de tepe buharında asit oluşumunu nötr hale getirerek ekipmanların korozyona karşı korunmasını sağlamak amacıyla amonyak, ekipmanın ömrünü uzatmak için Biyosit Nalco 9 - L ve Biyosit Ferrofos 8577 kullanılır (109). Şekil 8’de vakum distilasyon kolonuna ilişkin akış şeması sunulmuştur (24):



Şekil 8. Vakum distilasyon kolonu akış şeması.

3.6.3. Risk Değerlendirme Ekibi

Yarı kantitatif HAZOP analizi; işletme bilgilerini ve proses güvenliği politikalarını bilen, tecrübeli, farklı alanlarda uzmanlığı bulunan kişilerden oluşan bir ekip tarafından yürütülmüştür. Üretim başmühendisi, üretim mühendisi, üretim şefi, emniyet çevre koruma başmühendisi, elektrik başmühendisi, tasarım mühendisi, enstrüman şefi, proje şefi, ünite amiri, işyeri hekimi, diğer sağlık personeli ve çalışan temsilcisinden oluşan 15 kişilik risk

değerlendirme ekibiyle çalışılarak, analiz süresince tehlikelerin belirlenmesine ve değerlendirilmesine katkı sağlanmıştır.

3.6.4. Risk Derecelendirme Tablosu

İşletme tarafından AZ/ NSZ 4360/ 2004 standardında belirlenen format kullanılarak risk derecelendirilmesinde kullanılan tablo ve risklerin insana, varlığa, çevreye ve şirket itibarına etkilerini gösteren sonuç tabloları oluşturulmuştur. Risk hiyerarşi tablosunda risklerin olasılığı A, B, C, D, E harfleri ile şiddeti ise 0'dan 5'e kadar sayılarla ifade edilmiştir. Olasılık A'dan E'ye doğru artarken şiddet 0'dan 5'e doğru artmaktadır (**Bkz. Tablo 7**).

Tablo 7.Risk hiyerarşi tablosu.

SONUÇLAR					ARTAN OLASILIK				
Ş İ D D E T	İNSAN	VARLIK	ÇEVRE	İTİBAR	A	B	C	D	E
					Sanayide/ Sektörde hiç duyulmamış	Sanayide/ Sektörde duyulmuş	Organizas yonda/şir kette yılda birden fazla	Tesiste meydana gelmiş veya şirkette yılda birden fazla	Tesiste yılda birden fazla meydana gelmiş
					$10^{-5} - 10^{-4}$	$10^{-4} - 10^{-3}$	$10^{-3} - 10^{-2}$	$10^{-2} - 10^{-1}$	$10^{-1} - 1$
0	Yaralanma veya sağlığa etkisi yok	Hasa r yok	Etkisi yok	Etkisi yok	A0	B0	C0	D0	E 0
1	Hafif yaralanma ve sağlık etkisi	Hafif hasar	Hafif etki	Hafif etki	A1	B1	C1	D1	E 1
2	Az yaralanma ve sağlık etkisi	Az hasar	Az etki	Az etki	A2	B2	C2	D2	E 2
3	Ciddi yaralanma ve sağlık etkisi	Orta hasar	Orta etki	Orta etki	A3	B3	C3	D3	E 3
4	Kalıcı iş görememezlik veya en fazla 3 can kaybı	Büyü k hasar	Büyü k etki	Büyük etki	A4	B4	C4	D4	E 4
5	Can kaybı 3'ten fazla	Çok büyü k hasar	Çok büyü k etki	Çok büyük etki	A5	B5	C5	D5	E 5

Risk hiyerarşi matrisinde riskler dört farklı kategoride değerlendirilmiştir. Sonuç kategorisi bölümünde yer alan bu değerler insan, çevre, itibar, varlık olarak belirtilmiştir. Sektörde ve dünyada oluşan kazaların değerlendirildiği kategorilerde şiddet değeri 0 - 5 arası derecelendirilmiş ve rakamların karşılık geldiği etkilerin anlamları belirtilerek olası risklerin sonuçlarının tanımlaması yapılmıştır. Oluşturulan tablolar Ek 1 ve 2’de sunulmuştur.

Risk derecelendirme tablosu ve etki tabloları hazırlandıktan sonra, risk değerlendirme ekibinde yer alan uzmanlarla vakum kolonunda gerçekleştirilen faaliyetler ve proses incelenmiştir. Ünite amiri tarafından yapılan sunumla, vakum distilasyon kolonunun işleyişi hakkında bilgi verilmiştir. Sonrasında sektörde daha önce yaşanmış, bu alanda dünyada bilinen kazalar, işletmenin ramak kala kayıtları incelenerek oluşabilecek tehlikeler ve bu tehlikelerin meydana getireceği zararlar risk matrisine uygun olarak işlenmiştir.

HAZOP çalışması sonucu tespit edilen bu riskler, üç farklı kademede (düşük, orta, yüksek) derecelendirilmiş ve önceliklendirilmiştir. İnsan, çevre, varlık ve itibar üzerinde şiddeti ve etkileri risk derecelendirme tablosunda şiddet ve olasılıklarla birlikte sunulmuştur. Böylece HAZOP analizi sonucu elde edilen riskler Tablo 7’de belirtilen derecelendirmeye göre değerlendirilerek yarı kantitatif HAZOP analizi gerçekleştirilmiştir, ayrıntılı çalışma Ek 6’da sunulmuştur.

3.7. Yöntem

Risk analiz çalışması iki genel aşamada yürütülmüştür. Araştırma kapsamında risk analizi aşamasında kimya endüstrisinde kullanılan HAZOP, Hata Modu ve Etki Analizi (FMEA), Olursa Ne Olur? (What if?) gibi birçok metot içinden karmaşık proseslerde etkin sonuçlar vermesi ve tehlikelerin tanımlanması konusunda geniş bir bakış açısı sunması sebebiyle en çok tercih edilen yöntem olan HAZOP analizi tercih edilmiş ve ikinci aşamada yarı kantitatif hale getirilmiştir (59), (62).

3.7.1. Yarı Kantitatif Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi (HAZOP)

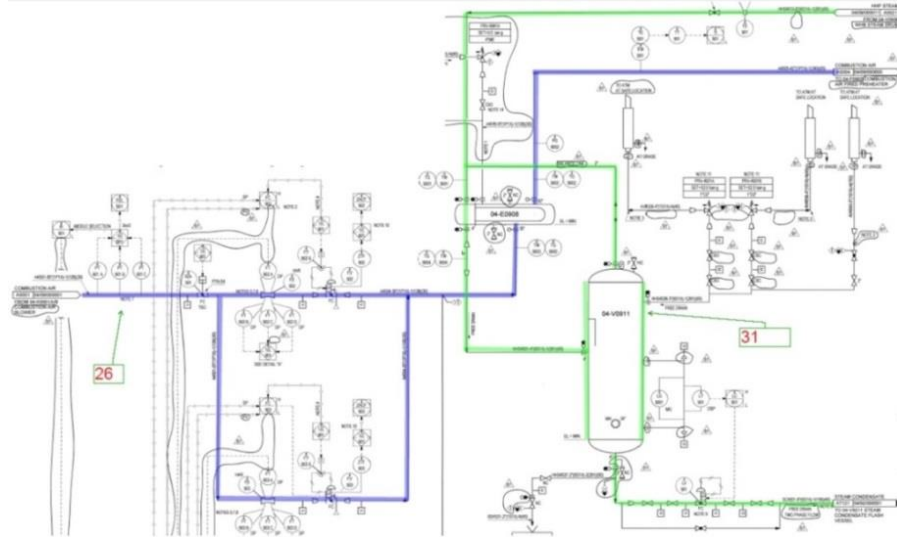
HAZOP yöntemi kimya endüstrilerindeki tehlikeli maddelerin belirlenmesi amacıyla ortaya çıkmıştır. ICI tarafından, kimyasal ve petrokimya tesislerindeki olası tehlikeleri ve işlerlik sorunlarını sistematik biçimde tespit etmek için geliştirilmiştir (51), (63). Kimya endüstrisinde büyük kazaların önlenmesi için tehlikelerin saptanması ve denetim önlemlerinin alınması amacıyla bir dizi (FMEA, What IF, FTA) metot sunulmaktadır. Kısaltması HAZOP olan tehlike ve işletilebilirlik analizi kimya endüstrisinde özellikle karmaşık yapılardaki tesislerde iyi sonuçlar veren bir yöntemdir (100). Uzun yıllardır kimya endüstrisinde kullanılması bu metodu standart bir yöntem haline getirmiştir (66), (63).

HAZOP analizi, bir takım liderinin önderliğinde çeşitli alanlarda uzmanlığı bulunan, tecrübeli kişilerin birlikte çalıştığı bir işletmede, tasarım ve işletim esnasında oluşabilecek tehlike ve işletilebilirlik sorunlarının tanımlandığı, sonuçları açısından zararlı olabilecek tasarım amacından sapmaların ve bu sapmaların nedenlerinin tespit edildiği, değerlendirildiği bir analizdir (12). Literatürde HAZOP' un kimyasal tesislerde nasıl uygulanacağına ilişkin pek çok çalışma ve rehber bulunmaktadır (59), (64), (68). Planlama aşamasında, kurulumdan önce ve operasyon sırasında HAZOP analizi kullanılabilir, bununla birlikte tesiste değişiklik yapılması halinde, analizin o bölümde yeniden yapılması gerekir. Bu değişikliklerin yeni sorunlara yol açıp açmayacağı incelemelerle belirlenmelidir (68).

HAZOP'ta risk değerlendirme ekibi oldukça önemlidir. HAZOP ekibi büyük endüstriyel kazaların önlenmesi alanında deneyimli, şirket politikalarını ve güvenlik yönetim anlayışını ve prosesi bilen bireylerden oluşturulmalıdır. Analizin kişilerin tecrübesi ve bilgisine dayanması sebebiyle insan hatalarının en aza indirilmesi göz önünde bulundurularak risk değerlendirme ekibi oluşturulmalıdır (58).

Ekip oluşturulduktan sonra ilgili bölümlerde “*düğüm seçimi*” gerçekleştirilir. HAZOP çalışmasında tüm detaylar çalışıldığı için proses bir bütün olarak değerlendirilmeyip, prosesteki kritik ekipman ve hatlar belirlenerek daha

küçük parçalara ayrılır. Düğüm olarak isimlendirilen bu parçaların seçimi, başta takım lideri olmak üzere ekibin öngörüsüne göre değişiklikler göstermektedir. Daha detaylı analizler için daha az ekipman bulunan düğümler seçilebilir (**Bkz. Şekil 9**) (12).



Şekil 9. HAZOP düğüm seçim örneği.

Herhangi bir tesiste örneğin on düğüm seçilebileceği gibi altı düğüm de seçilebilir. Düğüm seçimi risk değerlendirme ekibinin tercihinə bağlıdır. Düğüm seçimi sonrasında düğümlerde bulunan ekipman belirlendikten sonra prosese uygun kılavuz kelimeler kullanılarak, tasarım amacından olası sapma olması halinde sistemin bu duruma nasıl cevap vereceği sistematik şekilde incelenir (12). HAZOP'un diğer yöntemlerle kıyaslandığında en belirgin özelliği kılavuz kelimelerin kullanılmasıdır. Kullanılan kılavuz kelimeler ve anlamları Tablo 8'de sunulmuştur (89).

Tablo 8. Kılavuz kelimeler ve anlamları.

Kılavuz Kelimeler	Anlamı
Yüksek (More)	Nicel artış
Düşük (Less)	Nicel azalış
Yanı sıra (as well as)	Nitel artış, amaca tümüyle ulaşılırken bazı ek etkinlikler de yapılmıştır.
Parçası (Part of)	Amacın yalnızca bir bölümüne ulaşılmıştır.
Tersi (Reverse)	Öngörülen yönün tersi oluşmuştur.
Hiç (None)	Mevcut değil, amaca ulaşılmamış başka bir şey de olmamıştır.
...dan başka (otherthan)	Amaçtan tamamen farklı
Erken (Early)	Öngörülen süreden önce
Geç (Late)	Öngörülen süreden sonra

HAZOP çalışması için çok fazla belge gerekmektedir. Analiz öncesinde proses güvenlik ve kontrol bilgileri, yardımcı akış diyagramı, malzeme dengesi, işlemlerin açıklaması, malzeme güvenlik formları, proses tasarım belgeleri, DCS alarm özetleri, patlamadan korunma dokümanı, yangın ve gaz detektör düzeni, tasarım planı, enstrüman ve hat çizimleri (P & ID), akış çizimleri, mantık diyagramları, plan çizimleri, işletme bakım prosedürleri ve acil müdahale prosedürleri gibi birçok belge gereklidir (12). Proses güvenlik bilgilerinin güncel olması analizlerin doğru yapılması ve proses güvenliğinin etkin şekilde sürdürülebilirliği için önemlidir.

HAZOP analizinin kolayca öğrenilebilir olması, ayrıntılı inceleme sağlaması, tüm işleme geniş bir bakış açısıyla yaklaşması, çeşitli tehlikeli senaryolara maruz kalacak ekipmana ilişkin sistematik değerlendirme sunması, yeni tehlikeli durumların ortaya çıkarılmasına katkı sağlaması, risklere ilişkin çözümler ve müdahaleler sunması, sistematik belgelendirme sunması, tecrübeli ve çok disiplinli bir ekip tarafından yürütülmesi, ekipteki kişilere prosesle ilgili yeni deneyimler kazandırması, ekipmanın verimliliğini artırması gibi pek çok avantajı bulunmaktadır. Ancak çok fazla belge, zaman ve emek gerektirmesi, olası olayların kombinasyonu yerine tek olaya odaklanması, kılavuz kelimelerle sınırlı

olması sebebiyle bu kelimeler dışında kalan tehlikelerin göz ardı edilmesi, sadece ekipte yer alan uzmanların yetkinliklerine dayanması, analizi gerçekleştiren ekibin tecrübeleri ve hedefleri ile sınırlı kalması da dezavantajlı yönleri olarak karşımıza çıkmaktadır (59), (71).

Yarı kantitatif HAZOP analizinin prosedürleri tamamen HAZOP ile aynıdır, tek farkı sapma sonuçlarının yani olası risklerin bir risk matrislerine göre derecelendiriliyor olmasıdır (45). Ayrıca önerileri de derecelendirmesi sebebiyle hangi önleyici tedbirin daha önemli olduğunun anlaşılmasına da katkı sağlamaktadır (63). Yarı kantitatif HAZOP prosedürlerinin aşamaları kılavuzlarda geniş şekilde tanımlanmış olup, sadeleştirilmiş bir iş akış şeması EK 3'te sunulmuştur.

3.7.2. Vakum Distilasyon Kolonunda HAZOP Uygulaması

3.7.2.1. Planlama Aşaması

Uygulamanın yürütüleceği petrol rafinerisi çalışma boyunca XYZ rafinerisi olarak isimlendirilmiştir. XYZ rafinerisinin yetkili makamlarından izin alınarak ön görüşmeler yapılmıştır. Emniyet, çevre koruma başmühendisleri ve mühendisleriyle birlikte çalışılmış, tesisin tamamında saha gözlemi gerçekleştirilmiştir. Saha gözleminde rafineri genel bir değerlendirme ile incelenmiş, proseslere ilişkin bilgi edinilmiştir. Çalışmanın sonraki aşamalarında uzman görüşüyle belirlenmiş olan vakum distilasyon kolonuna yoğunlaşmıştır. Saha ziyaretleri sırasında ve sonrasında proses güvenliğine ilişkin tüm tehlikeler ve riskler araştırılmış, uzmanlarla tehlikelerin olası sonuçları ve alınacak önlemler üzerine görüşmeler yapılmıştır.

Çalışmalar sırasında tesise ilişkin ısıtma, havalandırma sistemleriyle ilgili belgeler, başlatma, kapatma operasyonlarına ilişkin kayıtlar, günlük raporlar, daha önce yapılmış analiz çalışmalarının kayıtları, ekipman tabloları, kaza soruşturmaları, proses güvenlik yönetimi planlaması, organizasyon, kontrol, denetim belgeleri, ölçüm değerleri, çizimler, malzeme güvenlik bilgi formları,

madde enerji dengeleri, proses emniyet bilgileri, akış şemaları, tasarım bilgilerine ilişkin pek çok proses güvenlik belgesi incelenmiştir. Daha sonra analiz, on beş kişiden oluşan risk değerlendirme ekibinin, yarı kantitatif HAZOP çalışmasına dâhil olunarak yürütülmüştür. Bu araştırma süresince proses başmühendisi, emniyet çevre başmühendisi ve şefi ile irtibat halinde olunmuştur. Firma kuralları gereği gizlilik kapsamında tutulması nedeniyle saha gözlemleri, yetkililerle yapılan çalışmalar, görüşmeler, paylaşılan belgeler, veriler, P&ID çizimleri bu tezin içeriğinde ve ekinde sunulmamıştır. Ek 5’te “HAZOP’un Kapsamı ve Prosesin Tanımı”na ilişkin formların bir kısmı sunulmuştur.

3.7.2.2. Dügümlerin Belirlenmesi ve Tanımlanması

Risk değerlendirme ekibi sekreteryası toplantılar sırasında önerilen, tartışılan başlıkları, alınan kararları, yapılan risk değerlendirmesini, tespit edilen bariyerleri ve ek önlem olarak sunulan önerileri kayıt altına almıştır. Bu kayıtlar gözden geçirilerek HAZOP değerlendirme formuna son hali yazılmıştır. Vakum distilasyon kolonunda gerçekleştirilen faaliyetler belirlendikten sonra proses güvenlik belgeleri ve P & ID çizimleri incelenerek uzmanların sundukları öneriler ışığında prosesin altı düğüme bölünmesi kararlaştırılmış ve düğüm seçimi gerçekleştirilmiştir. Şekil 9 örneğinde gösterildiği gibi P & ID üzerine hatlar ve ekipman işaretlenmiştir.

3.7.2.3. Dügümlere İlişkin Sapma Sebeplerinin Belirlenmesi

Proseste anlamlı olacak şekilde Tablo 7’de sunulan kılavuz kelimeler kullanılarak, prosesin operasyon değerlerinden sapmaları belirlenmiştir. Sapmaların nedenleri konusunda HAZOP takım liderinin önderliğinde gerçekleştirilen beyin fırtınası sonucu sapmalara ilişkin birçok neden belirlenmiştir, bu nedenler üzerinde tartışılmış ve uygun görülenler sekreteryaya tarafından kayıt altına alınmıştır.

3.7.2.4. Sapma Sonuçlarının ve Mevcut Bariyerlerin Belirlenmesi

Tespit edilen sapma nedenlerinin gerçekleşmesi halinde olası muhtemel sonuçlar görüşülerek risk değerlendirme ekibinin görüşleri alındıktan sonra fikir birliğine varılan sonuçlar formlara kaydedilmiştir. Sapmalara ilişkin birçok veri içinden olası en kötü senaryoları verecek sonuçlar üzerinde çalışılmaya başlanmıştır. Sapmaları engelleyecek veya sapmalar olduktan sonra sistem güvenliğini sağlayacak, sistemde mevcut bulunan koruyucular tespit edilmiş, böylelikle sistemde yüksek risk teşkil eden sapmalar için birden fazla koruyucu katman bulunduğu görülmüştür.

3.7.2.5. Risklerin ve Önlemlerin Derecelendirilmesi

Sapmalara ilişkin risklerin olası sonuçlarının şiddetinin ve etkisinin değerlendirilmesi için risk analizi yürütülmüştür. Sonuçlar ve mevcut güvenlik önlemleri belirlendikten sonra, geçmiş kaza ve ramak kala kayıtları da değerlendirilerek, ekip tarafından sapma sonuçlarına ilişkin olasılık ve şiddet tayin edilmiştir. Riskin olasılığın ve şiddetin bir bileşeni olduğu göz önünde bulundurularak, muhtemel risklerin olasılık ve şiddeti çarpılarak olası kaza risklerinin büyüklüğü hesaplanmıştır. Bu riskler Tablo 7'de belirtilen derecelendirmeye göre değerlendirilerek varlık, çevre, insan ve itibar olmak dört grupta incelenmiş, etkileri açısından en şiddetli sonucu veren etkiler seçilerek sınıflandırılmış ve düşük, orta veya yüksek seviyede kademelendirilmiştir.

Böylelikle HAZOP çalışması, yarı kantitatif hale getirilmiştir. Daha sonraki aşamada bu risklerin tolere edilip edilmeyeceği konusunda görüşmeler yapıp karar alınmıştır. Tolere edilemeyecek riskler için şiddetini veya olasılığını azaltmak için sunulacak öneriler tartışılmıştır. Ekip tarafından gerekli görülen alanlarda ek öneriler sunulmuş ve bu öneriler kayıt altına alınmıştır. HAZOP çalışması sonrasında tespit edilen önerilerin hepsinin gerçekleştirilmesi maliyet gerektirdiği için, yarı kantitatif HAZOP ile önlemler önceliklendirilmiştir.

Her öneri için HAZOP toplantısında çıkan sorunları ele almak üzere sorumlu HAZOP ekibi üyesi tahsis edilmiştir. Toplantı tartışmaları özel bir yazılım üzerinden ekip sekretaryası tarafından bilgisayara kaydedildikten sonra, bu belgeler HAZOP ekibi tarafından incelenmiştir. Toplantı odasında HAZOP çalışma sayfaları projeksiyon cihazıyla yansıtılarak ekiplerin görüşleri alınmıştır ve böylelikle toplantı tutanakları da tutulmuştur. HAZOP ekibi tarafından tasarımda değişiklik yapılması gerektiğine karar verilmesi halinde, ilgili bölümlerde tavsiyelerin sayısı artırılmıştır.

4. BULGULAR

4.1 Bulgular

Bu çalışma vakum kolonunda yapılmış, yarı kantitatif HAZOP analizi sonucu elde edilen kaza risklerini ve teklif edilen önlemleri kapsamaktadır. Çalışma Aralık 2014 – Şubat 2015 tarihleri arasında gerçekleştirilmiş olup, Metot bölümünde bahsedildiği üzere yarı kantitatif HAZOP analizine ilişkin bulguları içermektedir.

Ünite başmühendisi liderliğinde gerçekleştirilen yarı kantitatif HAZOP çalışmasının yapıldığı alanda tasarım ve ünite amacından olası 66 sapma tespit edilmiştir. Bu saptamalara ilişkin 238 neden ve olası 287 sonuç tespit edilmiştir. Çalışmada 651 bariyerin mevcut olduğu ve 113 önlemin gerekli olduğu belirlenmiştir. Tanımlanan önerilerden sorumlu olacak birimler belirlenmiştir. Tanımlanan saptamalar, nedenleri, sonuçları, mevcut koruyucular ve öneriler HAZOP formlarında uygun yerlere kaydedilmiştir ve bir kısmı Ek 6'da sunulmuştur. HAZOP değerlendirme formlarında seçilen düğümlere göre olası saptamalar, nedenler, sonuçlar, korumalar ve öneriler özetlenmiştir. Formlarda "Operasyon koşulları, saptamalar, sebepler, sonuçlar, mevcut bariyerler, öneriler" detaylandırılmış ve risklerin tanımlanması ile ilgili sonuçlar sunulmuştur.

Yarı Kantitatif HAZOP Analizine ilişkin bulgular altı başlık altında sunulmuştur:

1. Düğümlerin belirlenmesi ve tanımlanması
2. Düğümlere ilişkin belirlenen saptamalar
3. Tespit edilen sapma nedenleri,
4. Tespit edilen sapma sonuçları
5. Kaza risklerinin derecelendirilmesi
6. Mevcut koruyucuların belirlenmesi ve eklenen önlemler

Analiz neticesinde en çok kaza riskinin birinci düğümde “vakum tepe hattı”nda ve altıncı düğümde “vakum dip sistemi”nde olduğu tespit edilmiştir. Kazaların önlenmesi için en çok koruma ve ek önlem olarak öngörülen önerilerin eklendiği düğümler de yine bu düğümlerdir. Tablo 9’da düğümlere ilişkin veriler sunulmuştur.

Tablo 9. Düğümlere ilişkin sayısal veriler.

Düğüm	Sapmalar	Nedenler	Sonuçlar	Korumalar	Öneriler
1.Vakum Kolonu Tepe Sistemi	11	44	47	121	18
2.Merkaptan Hattı	11	10	7	23	4
3.LVGO Sistemi	11	35	36	73	16
4.HVGO Sistemi	11	37	38	96	6
5.Wash Oil Sistemi	11	27	35	50	18
6. Vakum Kolunu Dip Sistemi	11	85	124	288	51
TOPLAM	66	238	287	651	113

4.1.1. Düğümlerin Belirlenmesi ve Tanımlanması

HAZOP çalışmasının yapılacağı altı düğümün belirlenmesinden sonra bu düğümlerin kapsadığı ekipman ve hatlar belirlenerek kayıt altına alınmıştır. Tablo 10’da düğüm ve ekipman tablosu sunulmuştur:

Tablo 10. Dügüm ve ekipman tablosu.

Dügüm	Tip	Ekipman listesi
1. Vakum Kolonu Tepe Sistemi	Isı Değiştirici	Vakum kondenseri, barometrik salmastra dramı
2. Merkaptan Hattı	Hat	Alev Tutucular
3. LVGO Sistemi	Isı Değiştirici	LVGO soğutucular
4. HVGO Sistemi	Isı Değiştirici	Ham Petrol Ön Isıtıcı Eşanjörleri, Nafta Sıyırıcı Reboiler, HVGO Soğutucu
5. WashOil Sistemi	Hat	Boru hatları
6. Vakum Kolonu Dip Sistemi	Isı Değiştirici	şarj Ön Isıtıcı Eşanjörleri, Buhar Üretici, Vakum Dip Soğutucu

4.1.2. Dügümlere İlişkin Belirlenen Sapmalar

Seçilen altı düğümde makul kılavuz kelimeler kullanılarak operasyon koşullarından ve tasarım amacından 66 sapma belirlenmiştir. Sapmalar seçilirken prosese ilişkin değerlendirmeler yapılarak, uygun olan kılavuz kelimeler kullanılmıştır. Bu sapmalar % 16,67'lik oranla vakum kolonu tepe sistemi, Merkaptan hattı, LVGO sistemi, HVGO sistemi, Wash oil sistemi, vakum kolonu dip sistemi olmak üzere tüm düğümlere eşit olarak dağılmıştır. Sapmaların düğümlere göre dağılımı Tablo 11'de gösterilmektedir. Ek 4'te düğümlere ilişkin belirlenen sapmaların yer aldığı ayrıntılı tablo sunulmuştur.

Tablo 11. Dügümlere ilişkin olası sapmalar tablosu.

Düğüm No	Akış yok	Düşük akış	Yüksek akış	Ters akış	Düğüme herhangi bir yerden istenmeyen akış	Düşük basınç	Yüksek basınç	Düşük Sıcaklık	Yüksek Sıcaklık	Düşük seviye	Yüksek seviye
1	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
2	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
3	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
4	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
5	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
6	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X

4.1.3. Tespit Edilen Sapma Nedenleri

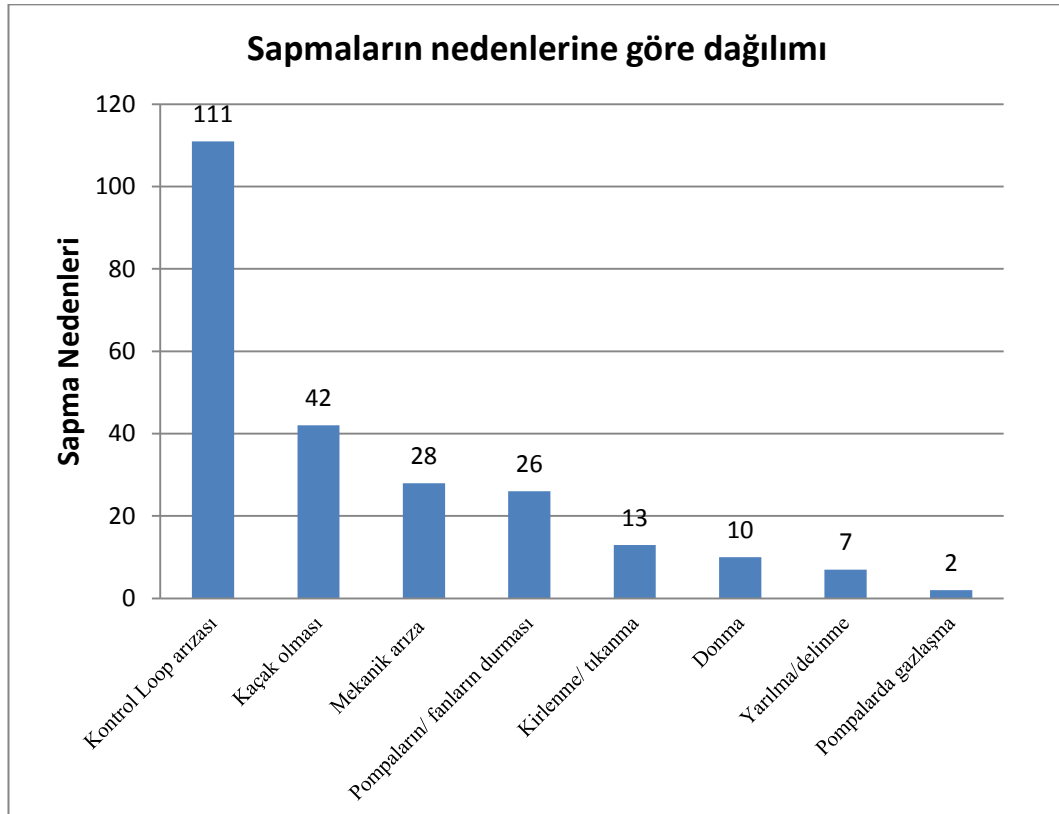
Vakum distilasyon kolonunda olası her sapmaya ilişkin birçok neden belirlenmiştir. Yarı kantitatif HAZOP analizi sonucunda tespit edilen sapmaların nedenleri sekiz başlık altında toplanmıştır. Sapma nedenleri incelendiğinde en temel sapma kaynağının kontrol loop arızası olduğu tespit edilmiştir (Bkz. Tablo 12).

Tablo 12. Sapma nedenlerinin dağılımı.

No	Sapma nedenleri	Sayı	%
1	Kontrol loop arızası/kontrolör arızası	111	46,64
2	Kaçak/ sızıntı olması	42	17,21
3	Mekanik arıza (Rota metre arızası, deformasyon, bloke olma, buhar ve su kesintisi, vana arızası, pompa arızası)	28	11,77
4	Pompanın/ fanların durması	26	10,92
5	Kirlenme/ tıkanma	13	5,46
6	Donma	10	4,20
7	Tüp yarılması/delinme	7	2,94
8	Pompalarda gazlaşma	2	0,84

Kolonda çok yüksek sıcaklıkta ve basınçta çalışılması sebebiyle, kaçak ve sızıntı olması analiz neticesinde operasyonun normal çalışma şartlarından sapmasına sebep olabilecek ikinci önemli neden olarak tespit edilmiştir. Üçüncü sıradaki sapma nedeninin mekanik arıza olduğu belirlenmiştir. Mekanik arıza başlığı altında tespit edilen sapmalar: rota metre arızası, deformasyonlar, buhar ve su kesintileri, vana ve pompa arızası olarak toplanmıştır.

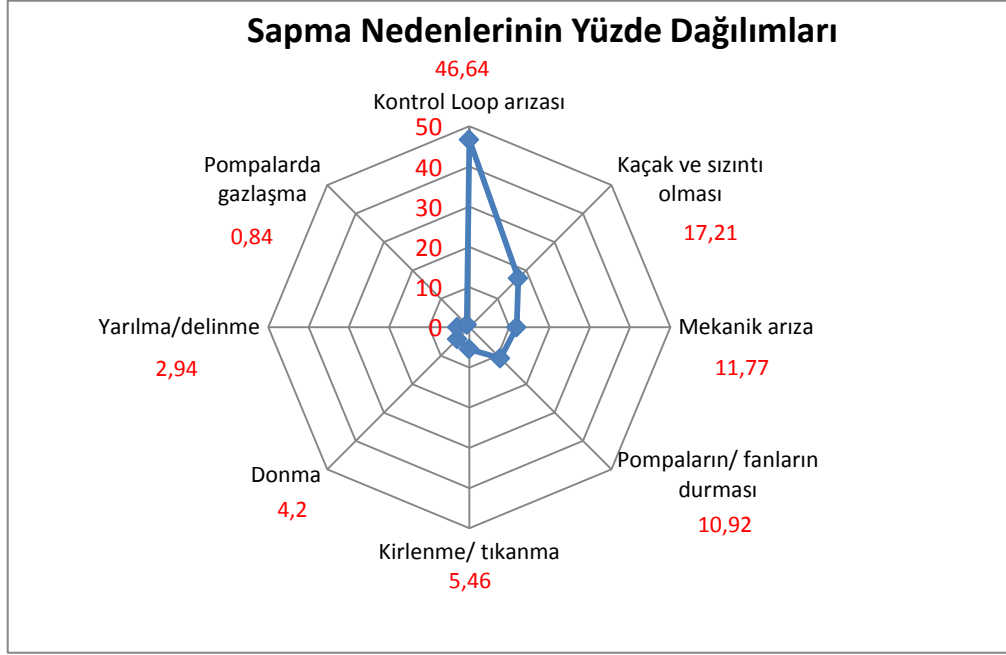
Bununla birlikte; pompaların/ fanlarının durması (26), kirlenme ve tıkanma (13), donma (10), tüp yarılması/ delinme (7), pompalarda gazlaşma (2) ise, diğer sapma nedenleridir. Sapma nedenlerine ilişkin dağılım Şekil 10'da sunulmuştur.



Şekil 10. Sapmaların nedenlerine göre dağılımı.

Sapma nedenlerinin yüzdelerle dağılımı incelendiğinde, sapmaların yaklaşık yarısının (% 46,64) “kontrol loop arızası” kaynaklı olduğu görülmüştür. Kontrol loop arızası dışında % 17,21 ile “kaçak ve sızıntı olması”, % 11,77 ile “mekanik

arıza” ve % 10,92 ile “pompaların/ fanların durması” ilk dörtte yer alan önemli sapma nedenleridir. Bunları % 5,46 ile “kirlenme”, % 4,2 ile “donma” izlemektedir. Nedenler arasında “delinme/ yarılma”nın % 2,93, pompalarda gazlaşmanın % 0,84 olduğu tespit edilmiştir. Şekil 11’de sapma nedenlerinin yüzde dağılımları sunulmuştur.



Şekil 11. Sapma nedenlerinin yüzde dağılımı.

4.1.4. Tespit Edilen Sapma Sonuçları

Sapma nedenlerinin belirlenmesinin ardından olası sapma sonuçları/ kaza riskleri tespit edilmiştir. Analiz sonucu her bir sapma nedeninin çeşitli farklı sonuçları olacağı ortaya konulmuş, tespit edilen 287 olası sapma sonucu büyük proses kaza kayıpları olarak kabul görülen: “operasyonel bozulma, yangın/patlama, ürün kaybı/kaçağı, mekanik arıza, enerji kaybı, standart dışı üretim, kaçak” olmak üzere yedi ana başlıkta toplanmıştır (Tablo 13):

Operasyonel bozulma (88)

Operasyonel bozulma başlığı altında yer alan riskler bu grupta toplanmıştır. Kolonda ünite duruşu (79), katalist zararı (9) gibi olaylar kaza riski olarak tespit edilmiştir.

Ürün Kaybı (47)

Ürün ve üretim kaybı, ürün kaçağı ile sonuçlanan tüm olası 47 sonuç bu grupta toplandı.

Yangın/ Patlama (57)

Yangın ve patlama oluşması muhtemel sonuçlar, bu başlık altında gruplanmıştır. Sadece yangın ile sonuçlanan 43, patlama ile sonuçlanan 6, yangın ve patlama ile sonuçlanan 7, yangın ve patlamaya sebep olabilecek 1 hidrokarbon kaçağı sapma sonucu olarak tespit edilmiştir.

Standart dışı üretim (33)

Proses sırasında standart dışı ürün üretilmesi ile ilgili 33 kaza riski tespit edilmiştir.

Enerji Kaybı (25)

Ünitede enerji kaybına neden olan kaza riskleri bu başlık altında toplanmıştır. Araştırma sonucu 23 enerji kaybı ve 2 verim kaybına neden olan olası sonuç bulunmuştur. Bu kaza risklerinin 7'si "enerji kaybı ve standart dışı üretim"dir.

Mekanik Arızalar (28)

Bu grupta yer alan olası sonuçlar, yangın veya patlamaya dönme ihtimali düşük olan mekanik arızalardır. Bu olayların çoğu plaka deformasyonu sonucu yaşanan hasarları, yarılmaları, delinmeleri içermektedir.

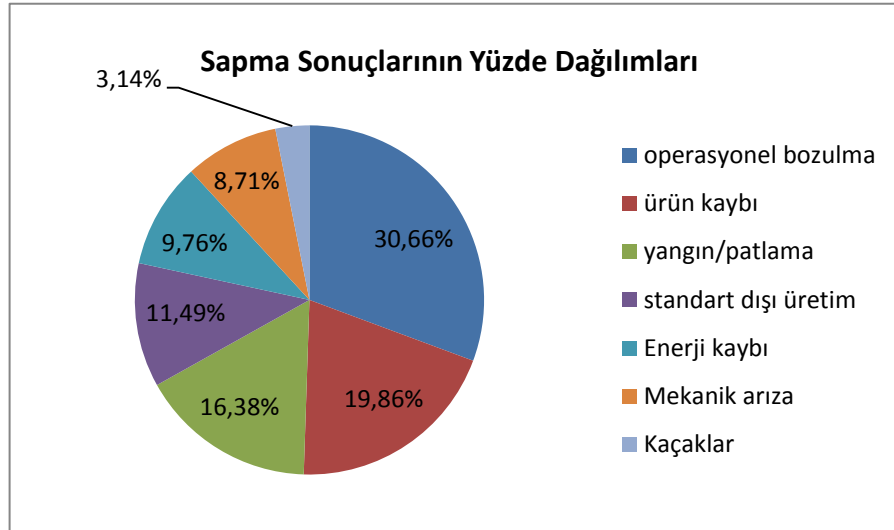
Kaçaklar/sızıntılar (9)

Buhar veya sülfürik asit (H₂S) kaçaqları bu grupta toplanmıştır.

Tablo 13. Kaza riskleri.

Kaza riskleri	Sayı	Yüzde (%)
Operasyonel bozulma	88	30,66
Yangın ve patlama	57	19,86
Ürün kaybı	47	16,38
Standart dışı üretim	33	11,49
Mekanik arıza	28	9,76
Enerji kaybı	25	8,71
Kaçaklar ve sızıntılar	9	3,14

Sapma sonuçlarının % 30,66'sı operasyonel bozulmayken, % 19,86'sı yangın ve patlama,% 16,38'i ürün ve üretim kaybı, % 11,49'u standart dışı üretimdir. Analiz neticesinde kaza risklerinin % 9,76'sınınmekanik arıza,% 8,71'inin enerji kaybı ve % 3,41'nin buhar veya H₂S kaçağı olduğu görülmüştür. Proses endüstrisinde büyük kaza nedeni olarak gösterilen üç neden (operasyonel bozulma, yangın ve patlama, ürün kaybı) tüm tehlikeler içinde % 66,9'luk paya sahiptir. Sonuçların yüzde dağılımları Şekil 12'de sunulmuştur.



Şekil 12. Olası sapma sonuçlarının yüzde dağılımları.

4.1.5. Risk Analizi Sonuçları

Sapmalara ilişkin sonuçlar belirlendikten sonra bu sonuçların dört farklı risk kategorisinden (insan, çevre, varlık, itibar) hangisi üzerinde en çok etkili olacağı değerlendirilmiştir. Risk derecelendirmesi aşamasında, en kötü senaryoların değerlendirilmesi ve güvenli tarafta kalma politikası çerçevesinde çalışılmıştır. Bununla birlikte sektörde ve dünyada yer alan istatistikler, kaza ve ramak kala kayıtları, saha gözlemlerine ilişkin, literatür ışığında kaza risklerine sıklık ve şiddet değerleri atanmıştır. Böylece HAZOP analizi sonucu elde edilen sapma sonuçları değerlendirilerek yarı kantitatif HAZOP analizi gerçekleştirilmiştir. Elde edilen sonuçlar Tablo 7’de sunulan risk derecelendirme tablosuna göre değerlendirilerek varlık, çevre, insan ve itibar üzerindeki etkileri açısından risk seviyeleri (düşük, orta, yüksek) belirlenmiştir ve Tablo 14’te oluşturulmuştur.

Tablo 14. Risk seviyelerine göre orta ve düşük seviyede yer alan bazı kaza riskleri.

Şiddet	Olasılık	Risk Seviyesi	Sonuç Kategorisi	Kaza Riski
3	C	ORTA	VARLIK	Vakum Ünitesi durması
1	D	DÜŞÜK	VARLIK	Standart dışı üretim
2	C	DÜŞÜK	VARLIK	Ürün Kaybı
1	C	DÜŞÜK	VARLIK	Enerji Kaybı
2	C	DÜŞÜK	VARLIK	Üretim Kaybı

Analiz neticesinde elde edilen 287 sapma sonucunun 144’ünün (% 50,17) oluşturacağı zarar düşük risk grubunda, 143’ünün (% 49,83) oluşturacağı zarar orta risk grubunda bulunmuş, yüksek risk grubuna dahil olan herhangi bir kaza riski tespit edilmemiştir. Analiz sırasında risk derecesine göre bu bölümlerde önlemler artırılmıştır. Bununla birlikte çalışmada kullanılan risk matrisi ile aynı zamanda önlemlerin de önceliklendirilmesine katkı sağlanmıştır.

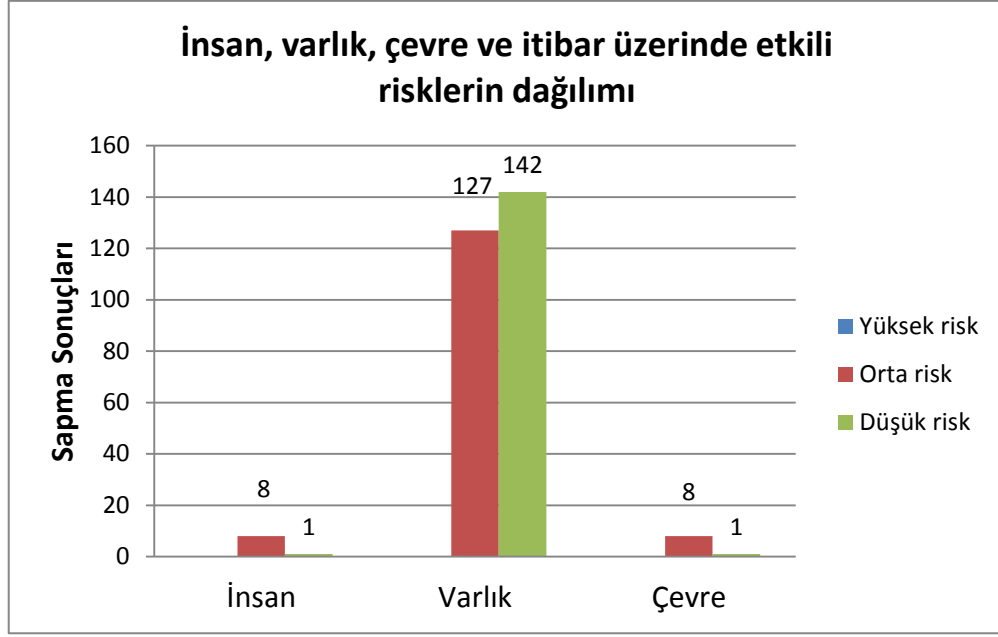
Tespit edilen risklerin 269’unun (% 93,73) varlık, 9’unun (% 3,14) insan üzerinde, 9’unun (% 3,14) ise çevre üzerinde etkili olduğu bulunurken itibar üzerinde etkili olabilecek hiçbir risk tanımlanmamıştır. Kaza risklerinin en çok

varlık hasarına sebep olacağı tespit edilmiştir. Veriler sonucu en çok kaza riskinin birinci ve altıncı düğümde, “vakum kolonu tepe sistemi” ve “vakum kolonu dip sistemi”nde olduğu ortaya konulmuştur. Olası kazaların önlenmesine yönelik çalışmalar bu bölümlerde yoğunlaştırılmış, en çok koruma ve öneri bu düğümlere eklenmiştir. Değerlendirme sonucu elde edilen veriler Tablo 15’de sunulmuştur.

Tablo 15. Kaza risklerinin insan, çevre, varlık ve itibar üzerinde etkilerinin dağılımı.

	İnsan	Varlık	Çevre	İtibar	Toplam	Yüzde
Yüksek risk	-	-	-	-	-	% 0
Orta risk	8	127	8	-	143	% 49,83
Düşük risk	1	142	1	-	144	% 50,17
Toplam	9	269	9	-		
Yüzde	% 3,14	% 93,73	% 3,14	-		

Risk analizi neticesinde insan üzerinde etkili 9 (% 3,14) riskin 8’inin orta risk, 1’inin düşük risk grubunda olduğu tespit edilirken; çevre üzerinde etkileri açısından tespit edilen 9 (% 3,14) riskin ise; 8’inin orta risk, 1’inin düşük risk grubunda olduğu tespit edilmiştir. İtibar üzerinde etkili olabilecek herhangi bir risk belirlenmezken varlık üzerinde etkileri açısından toplam 269 (% 93,73) riskin 127’si orta risk, 142’si düşük risk grubunda tespit edilmiştir. İlgili dağılıma ilişkin grafik Şekil 13’dedir.



Şekil 13. İnsan, varlık, çevre ve itibar üzerinde etkili risklerin dağılımı.

Veriler ışığında tespit edilen risklerin, insan üzerinde etkili olanlarının dağılımı incelendiğinde; % 88,89'unun orta risk, % 11,11'inin düşük risk olduğu tespit edilmiştir. İnsan üzerinde etkili olan risklerin dağılımı Tablo 16'da sunulmuştur.

Tablo 16. İnsan üzerinde risklerin dağılımı.

	İnsan	Yüzde
Yüksek risk	-	% 0
Orta risk	8	% 88,89
Düşük risk	1	% 11,11

Bu riskler arasında H₂S yayılması, yangın, hidrokarbon kaçağı gibi riskler bulunmaktadır. Bu risklerin dağılımı, yüzde dağılımları Şekil 14'de sunulmaktadır.



Şekil 14.İnsan üzerinde etkili risklerin yüzde dağılımı.

Bununla birlikte; tespit edilen risklerin çevre üzerinde etkili olanlarının dağılımı incelendiğinde, hiçbir yüksek risk tespit edilemezken, risklerin % 88,89'unun orta risk, % 11,11'inin düşük risk grubunda yer aldığı tespit edilmiştir. Çevre üzerinde etkili olan risklerin dağılımı Tablo 17'de sunulmuştur.

Tablo 17. Çevre üzerinde etkili risklerin dağılımı.

	Çevre	Yüzde
Yüksek risk	-	% 0
Orta risk	8	% 88,89
Düşük risk	1	% 11,11

Analiz sonucu risklerin bazılarının atmosfere hidrokarbon kaçağı ve mekanik arıza sonucu olası çevreye yayılımı içeren riskler olduğu tespit edilmiştir. Bu risklerin yüzde dağılımları Şekil 15'de sunulmaktadır.



Şekil 15.Çevre üzerinde etkili risklerin yüzde dağılımı.

Varlık üzerine etkisi olan riskler incelendiğinde; hat delinmesi sonucu ünite duruşu, üretim kaybı, fırın tüplerinde mekanik zarar gibi risklerin varlık zararı oluşturacağı tespit edilmiştir. Risklerin en çok varlık üzerinde etkili olduğu ve bu varlık zararlarının en çok altıncı düğümde yer aldığı saptanmıştır. Varlık üzerinde etkili toplam 269 riskin dağılımı Tablo 18’de sunulmaktadır.

Tablo 18. Varlık üzerinde etkili risklerin dağılımı.

	Varlık	Yüzde
Yüksek risk	-	0%
Orta risk	127	% 47,21
Düşük risk	142	% 52,79

Varlık üzerinde etkili yüksek zarar oluşturabilecek risk bulunmazken, olası sapmaların % 52,79 oranında düşük, % 47,21 oranında ise orta seviyede risk oluşturacağı ortaya konulmuştur (Şekil 16).



Şekil 16. Varlık üzerinde etkili risklerin yüzde dağılımları.

4.1.6. Mevcut Bariyerlerin Tanımlanması ve Önerilerin Belirlenmesi

Analizler sonucunda sistem güvenliğinin temini için kolona bazı güvenli yönetim adımları, talimatlar, güvenlik ekipmanları, tasarım ve proseslere ilişkin bazı bariyerler ve öneriler eklenmiştir. Analiz boyunca kaza risklerinin azaltılması için koruma katmanları olarak 651 bariyerin mevcut olduğu tespit edilmiştir. İşletme proses şartlarında üniteye kurulu bilgisayarlı kontrol sistemleri (DCS) ile insan hatalarının en aza indirilmesine ve güvenli tarafta çalışılmasının sağlanmasına yönelik eklenmiş olan, hali hazırda tesiste bulunan bariyerler tanımlanmıştır. Analiz sırasında değerlendirilen 651 bariyerin bir kısmı aşağıda sunulmuştur:

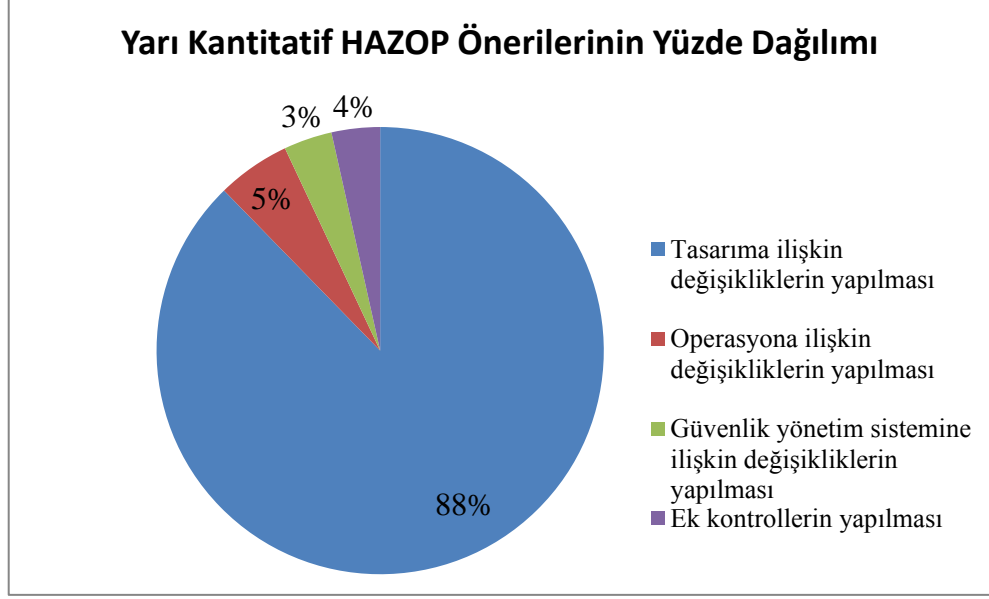
- 2G-30A Yedek pompa
- 2YL-524 Pompa durdu sinyali
- 2YL-523 Pompa açma/kapama sinyali
- 2LIC-506 Dram seviye göstergesi
- 2LG-20 Seviye camı ve operatör müdahalesi
- 2PIC-540 Basınç Kontrolörü

- 2FQI-522 Akış göstergesi
- Kontrol vana baypas vanaları

Analizler sonucunda 149 bölümde güvenlik ekipmanları ve prosedürleri yeterli bulunurken bazı bölümlerde güvenli yönetim adımları, talimatlar, güvenlik ekipmanları, tasarım ve proseslere ilişkin 113 öneri eklenmiştir. Analiz çalışması sırasında risk değerlendirme ekibi ile gerekli bölümlere ek önlem olarak getirilen 113 önerinin bir kısmı aşağıda sunulmuştur. Tamamı ve sorumlu birimlerin bir kısmı Ek 6'da bulunmaktadır:

- Vakum Suyu hattına akış göstergesi eklenmesinin değerlendirilmesi
- 2G-30 A ve 2G-28 arasındaki baypasa ikinci bir vananın tesisinin değerlendirilmesi
- Hatta ikinci blok vana, dreyn ve çek vana tesis edilmesinin değerlendirilmesi
- 30"-P2-428-B1 hattı üzerine ayrıca kontrol tesisinin değerlendirilmesi
- 12"-S2-722-B1(H) Buhar Hattına Filtre Tesisinin değerlendirilmesi
- 2G-28 ve 2G-30 pompalarının otomatik devreye girmesinin değerlendirilmesi
- Çok yüksek seviyede merkaptan hattını kapatacak ve OWS'ye merkaptan hattına paralel ikinci bir taşma hattını açacak log için ESD/DCS Sistemine eklenmesinin değerlendirilmesi
- Taşma Hattının yeni yapılacak H₂S Sistemine bağlanmasının değerlendirilmesi

Bu önerilerin 99'u (% 87,7) tasarıma ilişkin yapılacak değişikliklerin değerlendirilmesi, 6'sı (% 5,3) güvenlik yönetim sisteminde yapılacak değişiklikleri, 4'ü (% 3,5) operasyonel değişiklik yapılmasını ve ek kontrolleri (% 3,5) kapsamaktadır. Şekil 17'de HAZOP önerilerinin yüzde dağılımı sunulmuştur:



Şekil 17. HAZOP önerilerinin yüzde dağılımı.

5. TARTIŞMA

Bu tez, proses güvenliğinin etkili şekilde uygulanmasına katkı sağlamak için tehlikelerin ve risklerin belirlenmesi amacıyla bir petrol rafinerisinde bulunan vakum kolonunda yürütülmüştür. Bu çalışma, karmaşık proseslerde uygulamada etkili sonuçlar vermesi sebebiyle yarı kantitatif HAZOP analizi uygulanarak (Vaidhyathan ve Venkatasubramanian 1996; Gilardi ve Gotti 2013) gerçekleştirilmiştir. Bu tezde proses tehlikelerinin, olası kaza risklerinin ve uygun önlemlerin nasıl belirleneceği vakum distilasyon kolonu örneğinde yarı kantitatif HAZOP yöntemiyle gösterilmiştir. Araştırma genelinde proses güvenliğine odaklanılmış ve proses güvenliğinin temini için yapılması gerekenlere, proses güvenlik yönetim sistemine, performans ölçüm göstergelerine ve proses yönetim sisteminin unsurlarına değinilmiştir. Çalışmaya proses güvenliğinin tanımı ve proses güvenlik yönetim sistemi hakkında çalışmalar incelenerek başlanmıştır. Proses güvenliğinin sağlanmasında geliştirilen kılavuzlar ve standartlar hakkında genel bilgiler verilmiş, işletmelerin bu alandaki yükümlülüklerine değinilmiştir.

Proses güvenliği ile risklerin belirlenmesi arasında önemli bir ilişki bulunmaktadır. HSE ve White Queen VB tarafından yapılan araştırma sonuçlarına göre büyük tehlikelerin tanımlanması ve değerlendirilmesinde hataların olması proses güvenliğini olumsuz şekilde etkilemekte ve kaza nedenleri olarak karşımıza çıkmaktadır (105).

Bu araştırma, ülke ekonomisi açısından önemli bir işletme olan XYZ petrol rafinerisinin vakum distilasyon kolonunda gerçekleştirilmiştir. Uygulama yapılacak ekipmanın seçimi tesiste proses güvenliğinin sağlanmasından sorumlu uzmanlarla yapılan görüşmeler neticesinde belli olmuştur. Tezde toplanan veriler proses güvenlik bilgileri; uzmanlar, denetimler ve çalışanlarla yapılan görüşmeler, saha gözlemleri, kaza raporları gibi pek çok belgeden elde edilmiş, belgelerin güncel ve doğru olduğu varsayılmıştır. Tez, kullanılan analiz yönteminden kaynaklı nedenlerle ve analizin yürütüldüğü rafineri, risk

değerlendirme ekibinin görüşleri, bilgisi, tecrübesi ve çalışmanın yürütüldüğü zamanla sınırlıdır.

Bu araştırmada kullanılan yarı kantitatif HAZOP ile kaza risklerinin tespiti yapılmış ve gerekli önlemlerin hepsinin gerçekleştirilmesinin maliyet getireceği de göz önünde bulundurularak, alınacak önlemler de önceliklendirilmiştir. Tesise özgü risklerin bulunması ve risk değerlendirme ekibinin tecrübesine özgü farklılıklar olması sebebiyle sınırlılıkları bulunmasına rağmen, elde edilen bulgular doğrultusunda, bu tez kimya endüstrisinde yürütülen proses güvenliği çalışmalarına katkı sağlayabilir. Ancak, HAZOP'un kişilerin tecrübesine bağlı bir yöntem olması sebebiyle uygulamada insan hatasını en aza indirmek için bilgisayar destekli yöntemlerin kullanılması ve geliştirilmesi proses güvenliğinin gelişimine olumlu katkı sağlayacaktır.

Vakum kolonunda kaza oluşmasına sebep olabilecek en önemli iki neden kontrol loop arızası ve vana kaçırmadır. Tezde sunulan bulgular yarı kantitatif HAZOP çalışmasından elde edilmiş olup, yöntemle ilgili sınırlılıklar çerçevesinde vakum distilasyon kolonunda proses güvenliğini etkileyebilecek kaza kaynaklarının ve risklerinin uzmanlarla yapılan görüşmelerle ve çalışmalarla uyumlu olduğu, beklenen sonuçları yansıttığı görülmüştür. Literatürde vakum distilasyon kolonundaki kazaların nedenleri incelendiğinde bulgularda elde edilen iki faktörün proses emniyeti açısından da oldukça önemli olduğu görülmektedir. Kontrol loop arızası ve vana kaçırması vakum distilasyon kolonunda yangın oluşmasına sebep olacaktır ve varlık hasarı olacaktır. Bu arızalar olduğu sürece ve gerekli önleyici tedbirler alınmadığı takdirde tehlikeler artmaya devam edecektir.

Literatürde vakum distilasyon kolonunda oluşan büyük kimyasal kaza nedenleriyle ilgili yapılmış araştırmalar incelendiğinde, önceki çalışmalarla araştırma bulgularının uyumlu olduğu görülmüş ve bu sonuç yarı kantitatif HAZOP analizinin petrol ve kimya endüstrileri için uygulanabilir bir yöntem olduğunu ortaya koymakla birlikte benzer tehlikelerin olması da proses güvenliğinin gelişimi açısından oldukça dikkat çekicidir (108), (10), (72), (54), (96). Bu araştırma ile vakum distilasyon kolonunda tasarımdan ve operasyondan

olası sapmaların ele alınması ve bu sapmaların önlenmesi için öneriler sunulması ekipman verimliliği ve güvenli çalışma açısından önemlidir. Bu bulgular, petrol rafinerilerine ve kimya endüstri işletmelerine olası kaza risklerine karşı proses güvenliği açısından önleyici tedbirler almaları noktasında katkı sağlayabilir.

Son olarak, araştırmada kullanılan kaza raporlarının farklı şekillerde raporlanmış olması nedeniyle araştırmalara yön verecek şekilde sunulmaması ve literatürde yer alan çalışmaların sadece veri tabanlarında kayıtlı kazaları incelerken kayıtlı olmayan kazaların kapsam dışı kalması sebebiyle sonuçlar açısından gelecek çalışmalarda farklılıklar olabilir. Ancak uygulamada tesiste, uzun yıllardır proses güvenliği yönetim sisteminin gerekliliklerinin yapılması ve izlenmesi, iyileştirilmesi alanında sistematik çalışmalar yapılması; tesiste sürekli olarak güvenli tarafta kalınması için iç ve dış denetimlerin yapılması; risk değerlendirme ekibinde farklı alanlarda uzmanlıkları bulunan, işletmenin güvenlik politikalarını, işleyişini bilen, tecrübeli kişilerin olması ve araştırma boyunca sahada ve denetimlerde görev alan iş müfettişleriyle birlikte çalışılması tezin güçlü yanları olarak farklılıkları azaltıcı nitelikte olduğu söylenebilir.

6. SONUÇ VE ÖNERİLER

Vakum distilasyon kolonu örneğinde, proses güvenliği açısından kaza risklerinin araştırıldığı çalışmanın sonuçları özetle şunlardır:

- Vakum distilasyon kolonunda 6 düğüm ve bu düğümlerde oluşabilecek toplam 66 sapma; 238 sapma nedeni ile 287 sonuç tespit edilmiştir.
- Risk derecelendirmesi sonucunda risk düzeylerine göre 651 bariyer ve 113 öneri tanımlanmıştır.
- En sık sapmanın düğüm 6'da olduğu tespit edilmiştir. Sapmaların % 46,64 ile "kontrol loop arızası", % 17,21 ile "kaçak ve sızıntı olması", % 11,77 ile "mekanik arızası" ve % 10,92 ile "pompa/fan durması" nedeniyle olduğu tespit edilmiştir.
- Vakum distilasyon kolonundaki en riskli bölümlerin "vakum kolonu tepe sistemi" ve "vakum kolonu dip sistemi" olduğu ortaya konulmuştur. Olası kazaların önlenmesine yönelik çalışmalar bu bölümlerde yoğunlaştırılmış, en çok koruma ve öneri bu düğümlere eklenmiştir.
- Tespit edilen 287 kaza riskinin % 30,66'sı operasyonel bozulmayken, % 19,86'sı yangın/ patlama, % 16,38'i ürün ve üretim kaybı, % 11,49'u standart dışı üretimdir.
- Prosesle ilişkin büyük kazaların temel üç nedeni olarak kabul edilen operasyonel bozulma, yangın, patlama, ürün kaybı tüm riskler içinde % 66,9'luk paya sahiptir.
- Kaza risklerinin 269'unun (% 93,73) varlık, 9'unun (% 3,14) insan üzerinde, 9'unun (% 3,14) çevre üzerinde etkili olduğu bulunurken itibar üzerinde etkili olabilecek hiçbir risk tanımlanmamıştır. Kaza risklerinin en çok varlık hasarına sebep olduğu tespit edilmiştir.
- Bununla birlikte tespit edilen 287 sapma sonucunun 144'ünün (% 50,17) oluşturacağı zarar düşük risk grubunda, 143'ünün (% 49,83) oluşturacağı zarar orta risk grubunda bulunmuş, yüksek risk grubuna dâhil olan herhangi bir kaza riski tespit edilmemiştir.

- Analiz boyunca kaza risklerinin azaltılması için koruma katmanları olarak 2G-30A yedek pompa, 2YL-524 pompa durdu sinyali, 2YL-523 pompa açma/kapama sinyali, 2LIC-506 Dram seviye göstergesi gibi 651 bariyerin sistemde mevcut olduğu tespit edilmiştir.
- Gerçekleştirilen analiz sonucu 149 yerde güvenlik ekipmanı ve prosedürleri yeterli bulunularak ek öneri eklenmezken, 113 bölümde güvenli yönetim adımları, talimatlar, güvenlik ekipmanları, tasarım ve proseslere ilişkin öneriler eklenmiştir.
- Sisteme getirilen 113 önlemin % 87,7'sinin tasarıma, % 5,3'ünün güvenlik yönetim sisteminde yapılacak değişikliklere, % 3,5'inin operasyonel değişiklik yapılmasına ve yine % 3,5'inin ek kontrollere ilişkin öneriler olduğu tespit edilmiştir.

Analizler sonucunda, sistem güvenliğinin temini için kolona bazı güvenli yönetim adımları, talimatlar, güvenlik ekipmanı, tasarım ve proseslere ilişkin bariyerler ve önlemler eklenmiştir. Vakum distilasyon kolonunda kritik bölüm olan vakum kolonu tepe sisteminde, vakum suyu hattına akış göstergesi eklenmesi önerisi sunulmuş olup değerlendirilmesi için tasarım bölümüne iletilmiştir. Emişi kolaylaştırarak basıncın düzenlenmesi için, 2G-30 A ve 2G-28 arasında oluşan baypasa ikinci vana eklenmesinin değerlendirilmesi önerilmiştir. Ayrıca hatta işletme emniyeti yüksek ikinci bir blok vana, dreyn ve çek vana tesis edilmesi de araştırma sonucu sunulan önerilerdendir.

Öneriler uygulandıktan sonra sistemin güvenliğinin artırıldığından emin olmak için ikinci bir HAZOP çalışması yapılmalıdır. Hata ağacı analiziyle de tasarım değişikliği yapılmadan önce ve sonra değerlendirme yapılarak sistemin proses güvenliği açısından durumu tespit edilebilir. Proses güvenliğinde HAZOP çalışmasının etkinliği performans göstergeleri ile izlenmelidir.

Vakum distilasyon kolonu bazlı gerçekleştirilen bu çalışmanın, daha geniş örneklem çapı ile ülkeler arası kıyaslanabilir veriler elde edilebilecek çalışmalara temel oluşturması beklenmektedir.

7. KAYNAKLAR

1. AIChE, CCPS, *Guidelines for risk based process safety*, New Jersey, Wiley and Sons, 2007.
2. AIChE, *Guidelines for process safety metrics*, Wiley and Sons, 2010.
3. API, *Api presentation to U.S. CSB panel discussion process safety indicators for major accident prevention*, API, 23 Temmuz 2012.
4. Arendt JS., Lorenzo DK., *Evaluating process safety in the chemical industry: a user's guide to quantitative risk analysis*, New York, CCPS, 2000.
5. Bellamy LJ., *Exploring the relationship between major hazard, fatal and non-fatal accidents through outcomes and causes*, *Safety Science*, 2014.
6. Bertazzi PA. *Part 39 Natural and technological disaster*, *Encyclopaedia of Occupational Health and Safety*, ILO, 4, 1988.
7. Bingham K., Goteti P., *In integrating HAZOP and SIL / LOPA analysis: best practice recommendations*, ISA, 2004.
8. Board, U.S. Chemical safety and hazard investigation, *Refinery explosion and fire report 2005-04-I-TX*, Texas: U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board, 2007.
9. Brandt D., George W., Hathaway C., McClintock N., *Plant lay out: part 2 the impact of codes, standards and regulations*, 1992, 99 (4): 89.
10. BP, *BP Statistical review of world energy*, BP, 2014.
11. BP, *Hazards of oil refining distillation unit*, 4th ed., London, Institution of Chemical Engineers, 2014.
12. BSI, *Hazard and operability studies (HAZOP studies)- application guide*, *BS IEC: 61882:2001*, London, British Standard Publication, 2001.
13. Buzzelli DT., *Restoring public confidence in the safety of chemical plants*, *Plant/ Operations Progress*, 1990, 9 (3): 415-148.
14. CCPS, *Guidelines for hazard evaluation procedures with worked examples*, New York, AIChE, 1992.

15. Center For Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, *Guidelines for chemical process quantitative risk analysis*, New York, The Center For Chemical Process Safety, 2000.
16. CCPS, *Evaluating process safety in the chemical industry: a user's guide to quantitative risk analysis*, New York, American Institute of Chemical Engineers, 2000.
17. CCPS, *Guidelines for hazard evaluation procedures*, 3rd ed. Hoboken, New Jersey, John Wiley and Sons Inc, 2008.
18. CCPS, *Process safety leading and lagging metrics*, New Jersey, Wiley and Sons, 2011.
19. CMA, *Process safety management (control of acute hazards)*, Washington DC, CMA, 1985.
20. Crowl DA., Louvar JF., *Chemical process safety fundamentals with application*, 2nd ed., New Jersey, Prentice Hall PTR, 2002.
21. CSB, *Investigation report refinery explosion and fire*, Texas, CSB, 2007.
22. CSB, *Regulatory report chevron richmond refinery pipe rupture and fire*. Richmond, U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board, 2010.
23. CSB, *Board action report - notation item 2015-04*, Board Action Report, CSB, 2014.
24. ÇŞB, Petrol rafinerileri için MET kılavuzu, *T.C Çevre ve Şehircilik Bakanlığı web sitesi*.
<http://www.csb.gov.tr/db/ippc/icerikbelge/icerikbelge884.docx>.
22.02.2015.
25. ÇSGB, İş Sağlığı ve Güvenliği Kanunu, *30.06.2012 tarih 28339 sayılı Resmi Gazete "İş Sağlığı ve Güvenliği" Kanunu*, Resmi Gazete, 30 Haziran 2012.
26. ÇSGB İş Teftiş Kurulu Başkanlığı, *Kimya sanayi sektöründe seveso u direktifi kapsamındaki endüstrilerde kaza riski değerlendirme metodolojisi*, Ankara, ÇSGB, 2012.
27. ÇSGB, Büyük endüstriyel kazaların önlenmesi ve etkilerinin azaltılması hakkında yönetmelik, *Resmi Gazete Tarihi: 30.12.2013 Resmi Gazete Sayısı: 28867 Mükerrer Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik*. Resmi Gazete, 30 Haziran 2013.
28. ÇSGB, İş sağlığı ve güvenliği risk değerlendirmesi yönetmeliği, *29.12.2013 tarihli 28512 Sayılı Resmi Gazete*, Ankara, Resmi Gazete, 29 Aralık 2013.

29. DeWolf, Glenn B., Process safety management in the pipeline industry: parallels and differences between the pipeline integrity management (IMP) rule of the Office of Pipeline Safety and the PSM/ RMP approach for process facilities, *Journal of Hazardous Materials* 104, 2003, 1(3): 162 - 192.
30. EC., *Guidelines on a major accident prevention policy and safety management system, as required by Council Directive 96/82/EC (SEVESO II)*. EC, 1998.
31. EC., *Dangerous preparation directive 1999/45 EC*. EurLEX, 1999.
32. EC., *Improving major hazard control at petroleum oil refineries key points and conclusions*, Liverpool: European Commission, Directorate-General Joint Research Centre, Institute for the Protection and Security of the Citizen and the Health and Safety Executive, 2006.
33. EC., *F - Seveso study of the effectiveness of the seveso ii directive final report*. European Commission, 2008.
34. EC., *Improving major hazard control at petroleum oil refineries key points and conclusions*. Bootle: European Commission's Joint Research Centre, United Kingdom Health and Safety Executive, 2008.
35. EPA. (1998). *EPA Chemical Accident Investigation Report*. Martinez: EPA Publications.
36. Fahim M.A., Elkilani A., Al-Sahhaf TA., *Fundamentals of petroleum refining*, Amsterdam, Elsevier BV, 2010.
37. Fabiano B., Pasma H., Trends, problems and outlook in process industry risk assessment and aspects of personal and process safety management, *Advances in risk management*, edited by Giancarlo Nota, 2010, s. 59 - 64.
38. Gilardi C., and Gotti M., Semi - quantitative hazop methodology applied to upstream oil & gas activities, *Chemical Engineering Transaction*, 2013, 31, 229-234.
39. Glossop M., Ioannides A., and Gould J., *Review of hazard identification techniques HSL/2005/58*, Health and Safety Laboratory, 2015.
40. Gupta AK., and Nair SS., *Chemical (industrial) disaster management, trainer's module*, National Institute of Disaster Management, New Delhi, 2012, 143.
41. Hassan J., Khan F., Risk based asset integrity indicators. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2012, 25 (3), 544-554.

42. Hopkins A., Workin paper 53 thinking about process safety indicators, *Oil and Gas Industry Conference*, Manchester, Australian National University, 2007, 1-16.
43. HSE, *Developing process safety indicators A step-by-step guide for chemical and major hazard industries*, Richmond, 2006.
44. HSE, *UK Started key program 3 (KP3) asset integrity, KP3 handbook*, 2007.
45. IEC, *IEC 618822 : 2001 Hazard and operability studies (hazop studies)- application guide*, Genova, IEC Yayınları, 2001.
46. İnanç D., Büyük kazaları önlemek için sağlık, güvenlik ve proses güvenliği entegrasyonu, *I. Uluslararası Proses Güvenliği Sempozyumu ve Sergisi Yayınları*, İstanbul, 2014.
47. IOGP, *Asset integrity- the key to managing major incident risk report No.145*. London, OGP, 2008.
48. IOGP, *Risk assessment data directory report 143- 17*, London, IOGP, 2010.
49. IOGP, *Process safety – recommended practice on key performance indicators report no.456*. London, OGP, 2011.
50. İSGÜM, *Avrupa Birliği'nin iş sağlığı ve güvenliği yönetim sistemleri iyi uygulamaları*, Ankara, T.C. Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı İş Sağlığı ve Güvenliği Genel Müdürlüğü, 2011.
51. Johson RW., Beyond-compliance uses of HAZOP/LOPA studies, *Journal of Loss Prevention Process Industries* 23, 2010, 6: 727-733.
52. Jones S., Kirchsteiger C., and Bjerke W., The importance of near miss reporting to further improve safety performance, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1999, 12, 59 -67.
53. Kidam K., and Hurme M., Method for identifying contributors to chemical process accidents, *Process Safety and Environmental Protection*, 2013, 91, 367-377.
54. Kister H., What caused tower malfunctions in the last 50 years? *Chemical Engineering Research and Design*, 2003, 81(1): 5-26.
55. Kjellén U., *Prevention of accidents through experience feedback*. Taylor & Francis, London, 2000.
56. Knegtering B., Pasma HJ., Safety of the process industries in the 21st century: A changing need of process safety management for a changing

- industry, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2009, 22(2): 162 -168.
57. Kletz TA., *Lessons from disaster: how organizations have no memory and accidents recur*, Melksham, Institution of Chemical Engineers Publication, 1993.
 58. Kletz TA., The origins and history of loss prevention, *Process Safety and Environmental Protection* 77, 1999, 3, 109-116.
 59. Kletz TA., *Hazop and Hazan*,. 4th ed., Warwickshire, IChemE, 2001.
 60. Kletz TA., *Chemical and allied industries, accidents and agenda- full sector report*, London, Royal Academy of Engineering, 2005, 16 - 30.
 61. Kletz TA., *What went wrong? case histories of process plant disasters and how they could have been avoided*, 5th ed., Oxford, Institution of Chemical Engineers, 2009.
 62. Kletz TA., An obituary: ICI's contribution to process safety and why it came to an end, *Journal of Loss Prevention and Process Industries*, 2010, 23, 954 - 957.
 63. Kotek L., and Tabas M., HAZOP study with qualitative risk analysis for prioritization of corrective and preventive actions, *Procedia Engineering*, 2012, 42, 808 - 815.
 64. Kwon, Hyuck-myun, The effectiveness of process safety management (PSM) regulation for chemical industry in Korea, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2006, 19 (1): 13 -16.
 65. Kraus RS., Developing a process safety management programme, *ILO Encyclopedia of Occupational Health and Safety*, edited by Micheal McCann ve Jeanne M. Stellman, 77, Geneva, International Labor Organization, 2011.
 66. Lawley HG., Operability studies and hazard analysis, *Chemical Engineering Progress*, 1974, 4 (70): 45 - 56.
 67. Lees F P., *Loss prevention in the process industries*, Londra: Butterworth and Co Publisher Ltd., 1980.
 68. Lees FP., *Loss prevention in the process industries*, 2nd ed., Boston, MA, Buterworth-Heinemann, 1996.
 69. Macza, Murray, A Canadian perspective of the history of process safety management legislation, *8 th Internationale Symposium Programmable Electronic System In Safety-Related Applications*, Cologne, 2008, 12-22.

70. Mannan MS., Prem KP., Ng D., Challenges and needs for process safety in the new millennium, *13th International Symposium Loss Prevention and Safety Promotion In The Process Industries*, Technologisch Instituutvzw, Antwerpen, BE, 2010, 1: 8–13.
71. Mannan S., *Lees process safety essentials*, IChemE. Publication, 2014.
72. Marsh, *The 100 Largest losses 1972 – 2011*, Large Property Damage Losses in the Hydrocarbon Industry, Marsh and McLennan, 2011.
73. Mason, Eileen, Elements of process safety management: part 1, *Chemical Health and Safety*, 2001, 22 - 24.
74. Meissner RE., Shelton DC., Plant layout: part 1, minimizing problems in the plant layout, *Chem Eng.*, 1992, 99 (4): 81
75. Mendeloff J., Bing Han, Lauren A., Feishman-Mayer, and Vesely JV., Evaluation of process safety indicators collected in conformance with ANSI/API Recommended Practice 754, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2013, 26: 1008 - 1014.
76. Morrison, LM., Measuring process safety to derive PSM excellence, *Proceeding of the CCPS International Symposium on Making Process Safety Pay: The Business Case*, Toronto, CCPS, 2001, 387 - 392.
77. Newell, SA., A new approach for measuring safety and health performance, *Proceeding of the CCPS International Symposium on Making Process Safety Pay: The Business Case*, Toronto, CCPS, 2001, 29 - 53.
78. NSW Government Department of Planning, *Kurnell Peninsula land use safety study*, Sidney: NSW Government Department of Planning, 2007.
79. OECD, Guidance on safety performance indicator, Environment, Health and Safety Publishing, 2008.
80. OGP, Asset integrity the key to managing major incident risks Report no. 415, The International Association of Oil & Gas Producers, London, UK, 2008.
81. Okoh, Peter, and Haugen S., A study of maintenance-related major accident cases in the 21st century, *Process Safety and Environmental Protection*, 2014, (92) : 346-356.
82. Omidvari M., Lavasani SMR., Mirza S., Presenting of failure probability assessment pattern by FTA in Fuzzy logic (case study: Distillation tower unit of oil refinery process), *Journal of Chemical Health & Safety*, 2014, 14-22.

83. Overton T., How the industry use incident data from multiple sources to improve safety, *International Regulators' Forum - Global Offshore Safety*. British Columbia, 2010.
84. Pasma H., Rogers W., How can we use the information provided by process safety performance indicators? Possibilities and limitations, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2014, 30, 197 – 206.
85. PSA, *Summary Report 2012 - Norwegian continental shelf- trends in risk level in the petroleum activity*, Stavanger, Director for professional competence, PSA , 2013.
86. PSA, *Summary Report 2013 - Norwegian continental shelf- trends in risk level in the petroleum activity*, Stavanger, Director for professional competence, PSA, 2014.
87. Rademaeker ED., Suter G., Pasma HJ., Fabiano B., A review of the past, present and future of the European loss prevention and safety promotion in the process industries, *Process Safety and Environmental Protection*, 92 (4) : 2013.
88. Reason J., *Managing the risks of organizational accidents*, Ashgate Publishing Limited, 1997.
89. Ringdahl LH., *Guide to safety analysis for accident prevention*, Stockholm, IRS Riskhantering AB, 2013.
90. Ritwik U., PSM performance measurement using leading metrics, *Proceeding of the CCPS International Symposium on Making Process Safety Pay: The Business Case*, Toronto, CCPS, 2001, 359 - 373.
91. SACHE Committee, What's process safety? Arkansas, 2008.
92. SACHE Committee, Safety and chemical engineering education. <http://www.sache.org/beacon/files/2014/04/tr/read/2014-04-Beacon-Turkish-s.pdf>. 08.2014.
93. Sales J., Mushtaq F., and Christou MD., *Analysis of major accidents reported to the MARS database during the period 1994 – 2000*. Luxembourg, EC, 2007.
94. Shin IJ., The effective control of major industrial accidents by the major industrial accident prevention centers (MAPC) through the process safety management (psm) grading system in Korea, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2013, 26 (4): 803 - 814.
95. Sinnott RK., *Chemical engineering design*, 4th ed., Oxford, Elsevier Butterworth - Heinemann, 2005.

96. Sozogaku, Sozogaku failure knowledge database. <http://www.sozogaku.com/fkd/en/cfen/CC1200075.html>. 12.04. 2015.
97. Speight JG., *The Refinery of the future*, Oxford, Elsevier Inc., 2011.
98. Tarrants, WE., *The Measurement of Safety Performance*, New York, 1980.
99. TGRE., *Direct indicators of nuclear regulatory efficiency and effectiveness*, 2014.
100. Taylor J R., *Risk analysis for process plant, pipelines and transport*. London, E & FN Spon, 1994.
101. Travers I., *Measuring performance in major hazard industries in the UK, Proceeding of the CCPS International Symposium on Making Process Safety Pay: The Business Case*, Toronto, 2001, 129-136.
102. US OSHA, *Process safety management OSHA 3132*, U.S. Department of Labor Occupational Safety and Health Administration Publication, 2000.
103. Vaidhyanathan R., and Venkatasubramanian V., *A semi-quantitative reasoning methodology for filtering and ranking HAZOP results in HAZOPExpert, Reliability Engineering & System Safety*, 1996, 53 (2): 185 - 203.
104. Walker DS., *Measuring process safety performance, Proceeding of the CCPS International Symposium on Making Process Safety Pay: The Business Case*, Toronto, CCPS, 2001, 337 - 355.
105. Webb P., 2009. *Process safety performance indicators: A contribution to the debate*, *Safety Science* 47, 502 - 507.
106. White Queen VB; Health and Safety Laboratory; RIVM., *The major accident failure rates project concept phase (RR 915 Research Report)*, London, HSE, 2012.
107. Wugen G., Huang Y., Wang K., Zhang B., Chen Q., Hui CW., *Comparative analysis and evaluation of three crude oil vacuum distillation processes for process selection*, *Energy*, 2014, 76: 559 - 571.
108. XYZ, *Emniyet ve kaza önleme talimatı*, İzmir, XYZ, 1982.
109. XYZ, *Rafineride kullanılan kimyasal maddeler, tehlikeli gazlar ve ürünlerin emniyet bilgileri*, İzmir, Teknik Emniyet ve Çevre Kontrol Müdürlüğü, 1997.

8. EKLER

EK – 1. İNSAN ÇEVRE ŞİDDET ETKİ TABLOLARI

Risklerin insana ve çevreye etkileyecek hasarlar ile yol açabileceği zararları gösteren sonuç tablosu

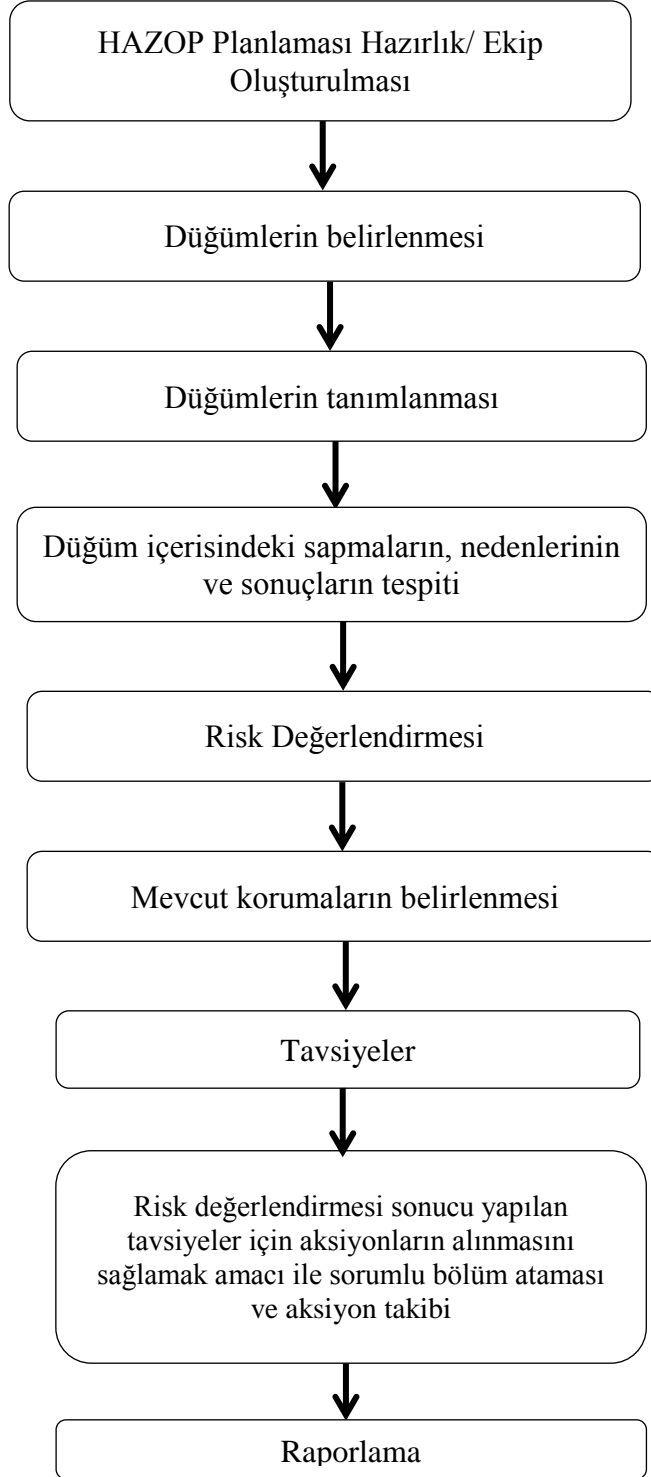
İNSANA ZARAR	ÇEVRESEL ETKİ
<p>0) Yaralanma yok/sağlığa etkisi yok</p> <p>1) Hafif yaralanma veya sağlık etkisi: Çalışma performansını ve günlük hayatı etkilemez.</p> <p>Örnekler: İlk yardım ve basit tıbbi müdahale, Maruz kaldıktan sonra belirgin kalıcı etkisi olmayan rahatsızlıklar hafif tahriş gibi sağlık tehlikeleri</p> <p>2) Az yaralanma veya sağlık etkisi: Çalışma performansını etkileyen; örneğin çalışma faaliyetini kısıtlayan, tam iyileşmesi en az 3 gün süren, günlük hayatı 3 güne kadar etkileyen veya iyileşebilen sağlık etkileri.</p> <p>Örnekler: 3 güne kadar işten ayrı kalmaya veya 3 güne kadar kısıtlı çalışmaya neden olan durumlar. Deri tahrişi veya besin zehirlenmesi gibi rahatsızlıklar.</p> <p>3) Ciddi yaralanma veya sağlık etkisi Çalışma performansını daha uzun dönemde etkileyen; örneğin 3 günden fazla kayıp iş gününe neden olan, günlük hayatı 3 günden fazla etkileyen veya geri dönüşü olmayan sağlık etkileri.</p> <p>Örnekler: Uzun süreli iş görememezlik. Duyarlılığın artması, gürültü kaynaklı işitme kaybı, kronik sırt ağrısı, üst üste aşırı zorlamalardan kaynaklanan kas zedelenmesi veya yaralanma.</p> <p>4) Kalıcı iş görememezlik veya en fazla 3 can kaybı Yaralanma veya meslek hastalığı kaynaklı.</p> <p>Örnekler: Kimyasal yanıklar; asbest, kum ya da kataliz gibi tozlardan kaynaklanan rahatsızlıklar; kanser ve iş kaynaklı ciddi bunalım. En fazla 3 can kaybına neden olan trafik kazası.</p> <p>5) Can kaybı 3'den fazla Yaralanma veya meslek hastalığı kaynaklı. Örnekler: Bir kez maruz kalma sonucu birden fazla kişide görülen asbest kaynaklı rahatsızlıklar. Toplu kanser vakaları. Can kaybı 3'ten fazla olan yangın veya patlama.</p>	<p>0) Etkisi yok</p> <p>1) Hafif etki: Tesis sınırları içinde meydana gelen hafif çevresel zarar.</p> <p>Örnek: İşletme veya tank sahasında meydana gelen az miktarda uçucu madde döküntüsü.</p> <p>2) Az etki: Kalıcı etkisi olmayan az çevresel zarar.</p> <p>Örnekler: Tesis dışında meydana gelen ve yer altına sızan küçük döküntü. Tesis içinde yeraltı suyu kirliliği. En fazla 10 kişiden şikayet. Yasal veya belirlenmiş limit değerlerinin bir defa aşılması.</p> <p>3) Orta etki: Etkisi devam eden veya temizleme gerektiren sınırlı çevresel zarar.</p> <p>Örnekler: Büyük miktarda toprağın/kumun uzaklaştırılmasını ve imhasını gerektiren boru hattı kaçağı. Tesis dışında gözlemlenen çevresel etki veya hasar. Örneğin, balıkların ölmesi, bitkilerin zarar görmesi veya yeraltı suyu kirliliği. Sivil toplum örgütlerinden şikayet (veya 10'dan fazla kişiden şikayet). Uzun vadeli etkisi olabilecek yasal veya belirlenmiş limit değerlerinin sıklıkla aşılması.</p> <p>4) Büyük etki: Çevreyi tekrar kullanılabilir hale getirmek için kapsamlı çalışmaların yapılmasını gerektirir. Tavsiye ek ciddi çevresel zarar.</p> <p>Örnekler: Tesis dışında geniş alanda yeraltı suyu kirliliği. Tanker dolmuş veya tahliye sırasında iskelede meydana gelen kaçak sonucu sahilde yapılması gereken temizlik işlemleri. Sivil toplum örgütlerinden veya yerel makamlardan çok sayıda şikayet. Uzun vadeli etkisi olabilecek yasal veya belirlenmiş limit değerlerinin sürekli aşılması.</p> <p>5) Çok büyük etki: Geniş bir alanda doğal kaynakların kaybına, ticari kullanım veya halkın kullanımına engel olabilecek kalıcı ciddi çevresel zarar.</p> <p>Örnek: Deniz ve nehirlerde önemli kirliliğe yol açacak ve kapsamlı temizleme ve iyileştirme gerektirir. Tavsiye ek ham petrol döküntüsü.</p>

EK – 2. VARLIK İTİBAR ŞİDDET ETKİ TABLOLARI

Risklerin varlık hasarı ve diğer gelir kayıplarını ve şirket itibarına vereceği zararları gösteren sonuç tablosu

VARLIK HASARI VE DİĞER GELİR KAYIPLARI	İTİBARA ETKİSİ
<p>0) Hasar yok: 1.000 US \$'dan az hasar.</p> <p>1) Hafif hasar: 1.000 – 10.000 US\$ hasar. (Örnek: İşletmede kesinti yok.)</p> <p>2) Az hasar: 10.000 - 100.000 US\$ hasar. (Örnek: İşletmede kısa süreli duruş)</p> <p>3) Orta hasar: 100.000 - 1.000.000 US\$ hasar. (Örnek: İşletmede kısmi duruş)</p> <p>4) Büyük hasar: 1.000.000 - 10.000.000 US\$ hasar. (Örnek: İşletmede en fazla 2 hafta duruş.)</p> <p>5) Çok büyük hasar: 10.000.000 US \$'dan fazla hasar. (Örnek: İşletmenin kapsamlı veya tamamen kaybedilmesi)</p>	<p>0) Etkisi yok</p> <p>1) Hafif etki: Yerel halk farkında ama kaygı duymuyor. Medyada yer almamış.</p> <p>2) Az etki: Yerel halkta endişe uyandırıyor. Yerel medyada yer alıyor.</p> <p>3) Orta etki: Bölgede veya ülkede önemli etki.</p> <ul style="list-style-type: none">· Bölge halkında endişe uyandırıyor.· Yerel düzeyde sivil toplum örgütleri, toplum, sanayi ve devlet kuruluşları gibi paydaşlar olayın farkında.· Yerel medyada kapsamlı, bazı bölgesel ve ulusal medyada da özetle yer alma. <p>4) Büyük etki: Holding itibarını etkileyebilecek durumlar</p> <ul style="list-style-type: none">· Ulusal düzeyde kamu ilgisi· Yerel ve ulusal yetkili ve ilgililerle ilişkilerin etkisi. Devlet ile ulusal sivil toplum örgütlerinin ortak ilgisi ve olası uluslararası sivil toplum örgütlerinin eylemi.· Ulusal medyada kapsamlı, bazı uluslararası medyada özetle yer alma.· İşletmede kısıtlamaya gidilecek yasal yaptırım potansiyeli veya işletme ruhsatını etkileme durumu. <p>5) Çok büyük etki: Holding itibarına çok büyük etki.</p> <ul style="list-style-type: none">· Uluslararası kamu ilgisi· Devletlerarası üst seviyede alaka ve uluslararası sivil toplum örgütleri eylemi· Uluslararası medya ilgisi· Yeni iş alanlarına girişe, ruhsat tahsisine ve/veya vergi mevzuatına ciddi etkisi olabilecek, ulusal/uluslararası politikaları etkileyebilecek önemli olası durumlar

EK – 3.HAZOP AKIŞ ŞEMASI



EK - 4. DÜĞÜMLERE İLİŞKİN OLASI SAPMALAR

Düğün No	Adı	Sapmalar
1	Vakum Kolon Tepe Sistemi	<ol style="list-style-type: none"> 1. Akış Yok 2. Düşük Akış 3. Yüksek akış 4. Düğüme herhangi bir yerden istenmeyen akış 5. Ters/İstenmeyen yöne akış 6. Düşük Sıcaklık 7. Yüksek Sıcaklık 8. Düşük Basınç 9. Yüksek Basınç 10. Düşük Seviye 11. Yüksek Seviye
2	Merkaptan Hattı	<ol style="list-style-type: none"> 1. Akış Yok 2. Düşük Akış 3. Yüksek akış 4. Düğüme herhangi bir yerden istenmeyen akış 5. Ters/İstenmeyen yöne akış 6. Düşük Sıcaklık 7. Yüksek Sıcaklık 8. Düşük Basınç 9. Yüksek Basınç 10. Düşük Seviye 11. Yüksek Seviye
3	LVGO Sistemi	<ol style="list-style-type: none"> 1. Akış Yok 2. Düşük Akış 3. Yüksek akış 4. Düğüme herhangi bir yerden istenmeyen akış 5. Ters/İstenmeyen yöne akış 6. Düşük Sıcaklık 7. Yüksek Sıcaklık 8. Düşük Basınç 9. Yüksek Basınç 10. Düşük Seviye 11. Yüksek Seviye
4	HVGO Sistemi	<ol style="list-style-type: none"> 1. Akış Yok 2. Düşük Akış 3. Yüksek akış 4. Düğüme herhangi bir yerden istenmeyen akış 5. Ters/İstenmeyen yöne akış 6. Düşük Sıcaklık 7. Yüksek Sıcaklık 8. Düşük Basınç 9. Yüksek Basınç 10. Düşük Seviye 11. Yüksek Seviye
5	WashOil Sistemi	<ol style="list-style-type: none"> 1. Akış Yok 2. Düşük Akış 3. Yüksek akış 4. Düğüme herhangi bir yerden istenmeyen akış 5. Ters/İstenmeyen yöne akış 6. Düşük Sıcaklık 7. Yüksek Sıcaklık 8. Düşük Basınç 9. Yüksek Basınç 10. Düşük Seviye 11. Yüksek Seviye
6	Vakum Kolonu Dip Sistemi	<ol style="list-style-type: none"> 1. Akış Yok 2. Düşük Akış 3. Yüksek akış 4. Düğüme herhangi bir yerden istenmeyen akış 5. Ters/İstenmeyen yöne akış 6. Düşük Sıcaklık 7. Yüksek Sıcaklık 8. Düşük Basınç 9. Yüksek Basınç 10. Düşük Seviye 11. Yüksek Seviye

EK – 5. HAZOP ÖN DEĞERLENDİRME RAPORU

HAZOP'un Kapsamı ve Prosesin Tanımı

İşletme: XYZ Petrol Rafinerisi
Çalışılan Bölüm: Vakum Distilasyon Kolonu
Başlangıç Tarihi: 15 / 12 / 2014
Bitiş Tarihi: 18 / 12 / 2014
VAKUM DİSTİLASYON KOLONU Amacı: Atmosferik distilasyondan arta kalan ağır yağlardan, atmosferik dip üründen daha kaliteli petrol ürünleri üretmek için arıtma sürecine yardımcı olmak Prosesin Tanımı: Atmosferik distilasyon ünitesinden 190°C de alınan atmosferik dip dram vasıtasıyla alınarak vakum distilasyon ünitesine pompalanır. Atmosferik rezidyum (AK) eşanjörlerde ön ısıtım ile ısıtıldıktan sonra H 1801 fırınına gönderilir ve 380 °C'ye kadar ısıtılarak kısmi olarak buharlaştırılır, 44 mm Hg basınçla kolonun alt bölgesindeki flaş bölgesinden vakum distilasyon kolonuna beslenir. Kolonun dip bölgesine şarjla birlikte buhar da verilir. Bu noktada iyi bir damıtma işlemi için sıcaklığın olabildiğince yüksek basıncın da olabildiğince düşük olması gerekmektedir. Bunu sağlamak için genellikle vakum kolonunun çapı geniş tasarlanır. Kolonda dört kademe ve her kademe iki buhar jeti vardır. Kolon tepesinden buharla birlikte yoğunlaşmayan gazlar ve sürüklenen hidrokarbonlar iki hat halinde vakum jet sistemine girer, son kademe hala buharlaşmayan gazlar bulunur bunlar ejektör yardımıyla atmosfere atılır. Kondensörlerde yoğunlaşmış olan sıvılar üç bölümlü beton havuzlarda toplanır. Bu havuzda su, kondenser sıvılar ve sıvı hidrokarbonlar toplanır. Kondense su pompalar ile atmosferik distilasyon ünitesine, sıvı hidrokarbon ise pompalarla slopa veya ham petrol pompa emişine gönderilir.

Bu kolonda Şu ürünler elde edilir

- Hafif vakum gaz yağı (LVGO)
- Ağır vakum gaz yağı (HVGO)
- Vakum dip ürünü

Proses Kontrolü: (örnek olarak bir kısmı sunulmuştur)

- 2LIC-508 Kontrol Loopu
- 2LIC-506 Kontrol Loopu
- 2PIC-540 Kontrol Loopu
- 2FIC-521 Kontrol Loopu
- 2LIC-501 Kontrol Loopu
- 2LIC-501A Kontrol Loopu
- 2FIC-525 Kontrol Loopu
- 2FIC-349 NS Reboiler HVGO kontrol Loopu
- 2FIC-518 Kontrol Loopu
- 2FIC-519 Soğuk Reflüks Vanası Kontrol Loopu
- 2LIC-517 Kontrol Loopu
- 2TIC-571 Kontrol Loopu

Mevcut alarmlar ve bariyerler: (örnek olarak bir kısmı sunulmuştur)

- 2G-30A yedek pompa
- 2YL-524 pompa durdu sinyali
- 2YL-523 pompa açma/kapama sinyali
- 2LIC-506 Dram seviye göstergesi
- 2LG-20 Seviye camı ve operatör müdahalesi
- 2PIC-540 Basınç kontrolörü
- 2FQI-522 akış göstergesi
- Kontrol vana baypass vanaları

EK – 6. HAZOP DEĞERLENDİRME FORMLAR

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi

Sapma: 1. Akış Yok

Tasarım koşulları / Parametreler: 44 mmHg Basınç

Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebeup	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce			Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu	
		Sonuç Kategorisi	Ş	O				RS
1. 2G-30 Stop Oil pompasının durması	1. 2D-2 Barometrik Toplama Dramının taşması sonucu atmosfere HC yayılımı sonucu Yangın	Varlık	3	D	ORTA	1. 2G-30A yedek pompa Mevcuttur	1. Tavsiye Yok	
	2. 2F-2 fırını merkaptan gaz hattına mayi kaçması sonucu fırında patlama	Varlık	4	B	ORTA	2. 2FQI-522 akış göstergesi 3. 2YL-524 pompa durdu sinyali 4. 2LIC-508 Dram seviye Göstergesi 5. 2LG-21 Seviye camı ve operatör müdahalesi		
2. 2G-28 Yağlı Kondanse pompasının Durması	1. Vakumun kırılmasına bağlı olarak ürün Bozulması	Varlık	2	B	DÜŞÜK	1. 2G-30A yedek pompa Mevcuttur 2. 2YL-523 pompa açma/kapama sinyali 3. 2LIC-506 Dram seviye Göstergesi 4. 2LG-20 Seviye camı ve operatör müdahalesi	1. Tavsiye Yok	
3. Vakum Jetlerine gelen LP Buharının Kesilmesi	1. Vakum Ünitesi durması	Varlık	3	B	DÜŞÜK	1. 2PIC-540 Basınç Kontrolörü 2. 2LIC-506 Dram seviye	1. Tavsiye Yok	
4. 2LIC-508 Kontrol Loop Arızası (kapama yönünde)	1. 2D-2 Barometrik Toplama Dramının taşması sonucu atmosfere HC yayılımı sonucu Yangın	Varlık	3	D	ORTA	1. 2FQI-522 akış göstergesi 2. 2LG-21 Seviye camı ve operatör müdahalesi 3. Kontrol vana baypasları Mevcuttur	1. Tavsiye Yok	
5. 2LIC-506 Kontrol Loop Arızası (kapatma yönünde)	1. Vakumun kırılmasına bağlı olarak ürün Bozulması	Varlık	2	B	DÜŞÜK	1. 2LIC-506 Dram seviye Göstergesi 2. 2LG-20 Seviye camı ve Operatör Müdahalesi 3. Kontrol vana baypasları Mevcuttur	1. Tavsiye Yok	
6. 2D-2 Tepe Dramından merkaptan gazını gönderememe	1. Vakum Ünitesi durması	Varlık	3	D	ORTA	1. 2PIC-540 Basınç Kontrolörü 2. Operatör Saha Kontrolleri 3. 2LIC-506 Dram seviye Göstergesi 4. Sabit H2S Detektörü (2D-2 tepe dramı altında)	1. Tavsiye Yok	

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi
 Sapma: 2. Düşük Akış
 Tasarım koşulları / Parametreler:
 Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebeup	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O	RS			
1. 2PIC-540 Kontrol Loop Arızası (açma yönünde)	1. Vakumun kırılmasına bağlı olarak ürün bozulması	Varlık	2	C	DÜŞÜK	1. Laboratuvar Sonuçları 2. 2LIC-508 Dram seviye göstergesi	1. Tavsiye Yok	

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi
 Sapma: 3. Yüksek Akış
 Tasarım koşulları / Parametreler:
 Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebeup	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O	RS			
1. 2FI-20 Amonyak rotametresinin Arızalanması	1. 2E-21 Tepe Kondanserlerinde korozyon sebebiyle delinme ile vakum kısmı ünite durumu	Varlık	3	B	DÜŞÜK	1. 2AI-503 pH Analizörü 2. Operatör Saha Kontrolleri 3. 2LIC-506 Seviye Kontrolörü (2D-2 Su seviye Kontrolörü)	1. Tavsiye Yok	

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi
 Sapma: 4. Yanı Sıra Akış
 Tasarım koşulları / Parametreler:
 Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebeup	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O	RS			
1. 2E-21 Vakum tepe kondanserlerinde tüp delinmesi	1. Vakum Ünitesi durması	Varlık	3	B	DÜŞÜK	1. Operatör Saha Kontrolleri 2. 2LIC-506 Seviye Kontrolörü (2D-2 Su seviye Kontrolörü)	74. Vakum Suyu hattına akış göstergesi eklenmesinin değerlendirilmesi	
2. 2D-2 ye Servis Suyu İştirakinin Kaçırması	1. Bkz Sebeup 1.11							
3. 2G-28 Vakum Suyu Pompası ile 2G-30 Slop Oil Pompası arası bypass vanasının kaçırması	1. Slop oilin vakum suyuna kaçması sonucu ürün kaybı	Varlık	1	C	DÜŞÜK	1. 2LIC-506 Dram seviye göstergesi	73. 2G-30 A ve 2G-28 arasındaki bypassa ikinci vananın tesisinin değerlendirilmesi	
4. 3"-P2-460-B1 hattının kaçırması	1. Slop oilin vakum suyuna kaçması sonucu ürün kaybı	Varlık	1	C	DÜŞÜK	1. 2LIC-506 Dram seviye göstergesi	75. Hatta ikinci blok vana, dreyn ve çek vana tesis edilmesinin değerlendirilmesi	
5. 2G-28, 2G-30 ve 2G-30 A pompaları mekanik salmastra kaçağı	1. Atmosfere HC Kaçağı sonucu yangın	insan	3	C	ORTA			
	2. H2S Kaçması	insan	3	D	ORTA			

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi
 Sapma: 5. Ters Yöne Akış
 Tasarım koşulları / Parametreler:
 Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	S	O	RS			
1. Bkz Sebep 1.11								

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi

Sapma: 6. Yüksek Basınç

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	S	O	RS			
1. 2PIC-540 Kontrol Loop Arızası (açma yönünde)	1. Ürün Kaybı	Varlık	2	C	DÜŞÜK	1. 2TI-541 Tepe buhar hattı sıcaklık göstergesi 2. 2LIC-503 Vakum kolonu dip seviye göstergesi	76. 30"-P2-428-B1 hattı üzerine ayrıca PI tesisinin değerlendirilmesi	
2. 2LIC-506 Kontrol Loop Arızası (açma yönünde)	1. Bkz 1. 11							
3. 2E-21 A/B/C soğutma suyunun Kesilmesi	1. Ürün Kaybı	Varlık	2	C	DÜŞÜK	1. 2TI-541 Tepe buhar hattı sıcaklık göstergesi 2. 2LIC-503 Vakum kolonu dip seviye göstergesi	1. Tavsiye Yok	
4. Ejektördeki Buhar nozulunun Tıkanması	1. Basınç artışına bağlı üretim kaybı	Varlık	2	C	DÜŞÜK	1. 2PIC-540 Basınç Kontrolörü 2. 2TI-541 Tepe buhar hattı sıcaklık göstergesi	78. 12"-S2-722-B1(H) Buhar Hattına Filtre Tesisinin değerlendirilmesi	

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi

Sapma: 7. Düşük Basınç

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	S	O	RS			
1. Geçerli bir sebep yoktur								

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi

Sapma: 8. Yüksek Sıcaklık

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	S	O	RS			
1. Bkz Sebep 3.1, 3.2								
2. Bkz Sebep 4.1, 4.2								

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi

Sapma: 9. Düşük Sıcaklık
Tasarım koşulları / Parametreler:
Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebepl	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce			Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O			
1. Geçerli bir sebep yoktur							

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi

Sapma: 10. Yüksek Seviye

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebepl	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce			Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O			
1. 2LIC-506 ve 2LIC-508 Seviye Kontrol Loop Arızası	1. Seviyenin artarak 2F-2 Vakum Fırınına Slop Oil Taşınması sonucu Yangın	İnsan	4	C	ORTA	1. 2D-2 Barometrik Salmastra Dramında OWS ye bağlı 4" Taşma Hattı mevcuttur	70. 2D-2 Dramına yüksek seviye alarmı eklenerek yüksek seviyeden 2G-28 ve 2G-30 pompalarının otomatik devreye girmesinin değerlendirilmesi
	2. Taşma Hattından OWS ye dökülen kondanseden H2S yayılması	İnsan	2	D	ORTA		71. Çok yüksek seviyede merkaptan hattını kapatacak ve OWS ye merkaptan hattına paralel ikinci bir taşma hattını açacak log için ESD/DCS Sistemine eklenmesinin değerlendirilmesi
							72. Taşma Hattının yeni yapılacak H2S Sump Sistemine bağlanmasının değerlendirilmesi
2. Bkz Sebep 1.8							

Düğüm: 1. 2C-3 Vakum Kolonu Tepe Sistemi

Sapma: 11. Düşük Seviye

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Isı Değiştirici

Cihazlar ID: 2E-21 A/B/C Vakum Kondanseri, 2D-2 Barometrik Salmastra Dramı

Sebep	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O	RS			
1. 2LIC-506 Kontrol Loop Arızası (açma yönünde)	1. Vakumun kırılmasına bağlı olarak ürün bozulması	Varlık	3	B	DÜŞÜK	1. 2PIC-540 Basınç Kontrolörü 2. Operatör Saha Kontrolleri 3. 2LAL-507 Düşük Seviye Alarmı	69. 2D-2 Dramına düşük seviyeden servis suyu verilmesini sağlayacak logiclerin ESD/DCS Sistemine eklenmesinin değerlendirilmesi	

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı

Sapma: 1. Akış Yok

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebep	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O	RS			
1. Geçerli bir sebep yoktur								

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı

Sapma: 2. Düşük Akış

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebep	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O	RS			
1. Alev tutucu tıkanması	1. 2C-3 Vakum kolonunda yüksek basınç sonucu üretim kaybı	Varlık	2	C	DÜŞÜK	1. 2PIC-540 Basınç Kontrolörü 2. 2LIC-508 Dram seviye Göstergesi 3. Alev Tutucu yedeklidir	1. Tavsiye Yok	

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı

Sapma: 3. Yüksek Akış

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebep	Sonuç	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç Kategorisi	Ş	O	RS			
1. Bkz Sebep 1.6								

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı
Sapma: 4. Yanı Sıra Akış
Tasarım koşulları / Parametreler:
Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç	Ş	O	RS			
		Kategorisi						
1. Buhar vanalarının Kaçırması	1. Merkaptan akışı azalması sonucu yüksek basınç ve üretim kaybı	Varlık	2	C	DÜŞÜK	1. 2PIC-540 Basınç Kontrolörü 2. 2LIC-508 Dram seviye göstergesi 3. Alev Tutucu yedeklidir	1. Tavsiye Yok	
2. Fuel Gaz vanasının kaçırması	1. Ürün Kaybı	Varlık	1	C	DÜŞÜK	1. Operatör Saha Kontrolleri	1. Tavsiye Yok	

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı
Sapma: 5. Ters Yöne Akış
Tasarım koşulları / Parametreler:
Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç	Ş	O	RS			
		Kategorisi						
1. Bacaya/Atmosfere Merkaptan Hattının kaçırması	1. Atmosfere HC Kaçağı	Çevre	1	D	DÜŞÜK	1. Operatör Saha Kontrolleri	1. Tavsiye Yok	

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı
Sapma: 6. Yüksek Basınç
Tasarım koşulları / Parametreler:
Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç	Ş	O	RS			
		Kategorisi						
1. Bkz Sebep 2.2								

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı
Sapma: 7. Düşük Basınç
Tasarım koşulları / Parametreler:
Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç	Ş	O	RS			
		Kategorisi						
1. Geçerli bir sebep yoktur								

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı

Sapma: 8. Yüksek Sıcaklık

Tasarım koşulları / Parametreler:

Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç	Ş	O	RS			
		Kategorisi						
1. Bkz Sebep 2.4.1								

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı

Tasarım koşulları / Parametreler:

Sapma: 9. Düşük Sıcaklık

Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç	Ş	O	RS			
		Kategorisi						
1. Geçerli bir sebep yoktur								

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı

Tasarım koşulları / Parametreler:

Sapma: 10. Yüksek Seviye

Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç	Ş	O	RS			
		Kategorisi						
1. Geçerli bir sebep yoktur								

Düğüm: 2. Merkaptan Hattı

Tasarım koşulları / Parametreler:

Sapma: 11. Düşük Seviye

Tip: Hat

Cihazlar ID: Alev tutucular

Sebepler	Sonuçlar	Risk Azaltılmadan Önce				Etkin Bariyerler	Öneriler	Sorumlu
		Sonuç	Ş	O	RS			
		Kategorisi						
1. Geçerli bir sebep yoktur								

ÖZGEÇMİŞ

KİŞİSEL BİLGİLER
Adı Soyadı: Begüm Doğan
Doğum Tarihi ve Yeri: 20 Temmuz 1979
Medeni Hali: Evli
Doğum Yeri: İstanbul
Uyruğu: T.C
Adres: Yunus Emre Mah. Kübra Sok No: 1 Pursaklar Ankara
Tel: 0 312 527 51 28 / 1540
Faks: 0 312 527 51 23
E-posta: begum.dogan@csgb.gov.tr
EĞİTİM
Lise: Sokullu Mehmet Paşa Lisesi
Lisans: ODTÜ Mühendislik Fakültesi, Kimya Mühendisliği Ana Bilim Dalı
YABANCI DİL BİLGİSİ
İngilizce: İyi seviyede
İŞ TECRÜBESİ
ESPAŞ KOZMETİK AŞ, Üretim Müdürü.
ÜLKER AŞ. Kalite Sağlama ve Ar Ge Laboratuvarında Analist.
ÇSGB Çalışma ve Sosyal Güvenlik Eğitim ve Araştırma Merkezi, Çalışma ve Sosyal Güvenlik Eğitim Uzman Yardımcısı

