



MARMARA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ



KİMYASAL PROSES ENDÜSTRİSİNDE
BUHAR BULUTU PATLAMA RİSKİNİN SAM-y
İLE DEĞERLENDİRİLMESİ

FERDİ ÇALIK

DOKTORA TEZİ

İş Güvenliği Anabilim Dalı

İş Güvenliği Programı

DANIŞMAN

Prof. Dr. Gökçen Alev ÇİFTÇİOĞLU

EŞ-DANIŞMAN

Prof. Dr. Neşet M. KADIRGAN

İSTANBUL, 2023



MARMARA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ



KİMYASAL PROSES ENDÜSTRİSİNDE
BUHAR BULUTU PATLAMA RİSKİNİN SAM-y
İLE DEĞERLENDİRİLMESİ

FERDİ ÇALIK
(726416012)

DOKTORA TEZİ

İş Güvenliği Anabilim Dalı
İş Güvenliği Programı

DANIŞMAN

Prof. Dr. Gökçen Alev ÇİFTÇİOĞLU

EŞ-DANIŞMAN

Prof. Dr. Neşet M. KADIRGAN

İSTANBUL, 2023

İÇİNDEKİLER

TEŞEKKÜR.....	iii
ÖZET	iv
ABSTRACT	vi
YENİLİK BEYANI	viii
SEMBOLLER.....	ix
KISALTMALAR.....	xii
ŞEKİLLER LİSTESİ.....	xiii
TABLO LİSTESİ.....	xvi
1 GİRİŞ.....	18
1.1 Kimyasal Proses Güvenliği Kavramı ve Önemi	21
1.1.1 Kanuni Açıdan Önemi	24
1.1.2 İnsani Açıdan Önemi	28
1.1.3 Çevresel Sürdürülebilirlik Açısından Önemi	30
1.2 Tezin Amacı.....	31
2 Proses Güvenliği ve Tarihsel Gelişimi	32
2.1 Türkiye’de Kimyasal Proses Güvenliğine Dair İstatistikler	33
2.2 Global Çapta Kimyasal Proses Güvenliğine Dair İstatistikler.....	37
2.3 Literatür Taraması.....	41
2.4 Kimyasal Proseslerde Basınç Altında Sıvılaştırılan Gazlar.....	44
2.5 Hidrokarbonların Alevlenebilirlik Özellikleri	47
2.5.1 Basıncın Bir Fonksiyonu Olarak Alevlenebilirlik Limitleri.....	51
2.5.2 Sıcaklığın Bir Fonksiyonu Olarak Alevlenebilirlik Limitleri.....	51
2.5.3 Parlama (Flash Point) Noktası.....	52

2.5.4	Kendiliğinden Tutuşma Sıcaklığı	53
2.5.5	Laminer Yanma Hızı	55
2.5.6	Hidrokarbonların Yanma Entalpisi.....	56
2.6	Detonasyon ve Alevlenebilirlik Parametreleri Arasındaki İlişki	58
2.7	Basınç Altında Sıvılaştırılan Gazın Kesit Alanından Akış Karakteristiği	58
2.7.1	Laminer ve Türbülanslı Akışlar.....	64
2.7.2	Boru hattı Üzerindeki Bir Delikten Gazın Akış Karakteristiği	66
3	KİMYASAL ENDÜSTRİLERDE BUHAR BULUTU PATLAMALARI	70
3.1	Buhar Bulutu Patlama Mekanizması ve Ortam Geometrisinin Etkisi	73
3.2	Patlama Enerjisi Termodinamiği	77
3.2.1	Buhar Bulutu Patlamalarında Gazın Genişleme Enerjisi	80
3.3	Deflagrasyondan Detonasyona Geçiş – DDT	84
3.4	Hasara Neden Olan Parametrelerin Değerlendirilmesi.....	88
3.4.1	Tutuşma Enerjisi.....	91
3.4.2	Ortam Sıkışıklık Geometrisi.....	93
3.5	Buhar Bulutu Patlamalarının Modellenmesi.....	94
3.5.1	Buhar Bulutu Dispersiyonu	97
3.5.2	Meteorolojik Şartlar ve Atmosferik Kararlılık	99
3.5.3	Ağır Gaz Dispersiyon Modelleri	104
3.5.3.1	ALOHA Yazılımı Ağır Gaz Dispersiyon Modeli.....	109
3.5.3.2	UDM Ağır Gaz Dispersiyon Modeli	113
3.6	Buhar Bulutu Patlaması Modelleme Yöntemleri.....	115
3.6.1	TNT Eşdeğer Kütle Yöntemi.....	117
3.6.2	Multi-Enerji Metodu.....	119
3.6.3	Baker-Sthrelow-Tang(BST) Metodu.....	124

4	KANTİTATİF RİSK DEĞERLENDİRMESİ	129
4.1	Potansiyel Kaza Senaryolarının Belirlenmesi.....	130
4.1.1	Tecrübe Edilmiş Kazalara Dayanan Senaryolar	132
4.1.2	Tesis Tespit ve İzolasyon Seviyesine Dayanan Kaza Senaryoları	133
4.1.3	Ramak-Kala Dispersiyon Olaylarına Dayanan Kaza Senaryoları	137
4.2	Kaza Etkilerinin Tahmini İçin Probit Fonksiyonları	137
4.2.1	Patlamanın İnsanlar Üzerine Etkisi	140
4.2.2	Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi	145
4.2.3	Patlamanın Ekipmanlar Üzerine Etkisi.....	146
5	MATERYAL VE METOT	148
5.1	Çalışmanın Kapsamı ve Anahtar Noktaları	150
5.2	Tesis Sıkışıklık Geometrisi	153
5.3	Buhar Bulutunun Tutuşmasını Etkileyen Bazı Faktörler.....	154
5.4	Sızıntı Süresi	155
5.5	Çalışmada Kullanılan Simülasyon Programları.....	156
5.5.1	ALOHA Yazılımı	157
5.5.2	MARPLOT Haritalama Yazılımı	158
5.6	Sonuç Analizi Modelleme Yaklaşımı Basamakları	158
5.6.1	Potansiyel BB Senaryolarının Belirlenmesi	158
5.6.2	Tesise Özgü Meteorolojik Şartların Tanımlanması.....	160
5.6.3	Senaryo Girdilerinin Analizi	160
5.6.4	LPG Buhar Bulutu Kütlesinin Tahmini.....	162
5.6.5	MARPLOT Yazılımı Üzerinde Hassas Lokasyonların Seçilmesi.....	163
5.6.6	Hasar Tahmini için Probit Fonksiyonların Tanımlanması	164
6	BULGULAR	165

6.1	Ramak Kala Dispersiyon Kayıtlarına Dayanan Senaryo Sonuçları.....	168
6.2	Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo Sonuçları	170
6.3	Kaza Benzetimine Dayanan Senaryo Sonuçları	175
6.3.1	Alternatif Sızıntı Senaryoları- Deflagrasyonlar.....	176
6.3.2	Seçilen Hassas Lokasyonlar İçin Zarar Görebilirlik Değerlendirmeleri	177
6.3.2.1	Tesis Kontrol Odası	177
6.3.2.2	Komşu Tesis Ofis Binası	178
6.3.2.3	Barınak.....	179
6.3.2.4	En Yakın Yaşamsal Konut.....	180
6.3.3	SAM-y Senaryoları için Kümülatif Ölüm Sayılarının Tahmini	183
6.3.4	Tesis Ekipmanları Üzerine Zarar Görebilirlik Değerlendirmesi	184
7	TARTIŞMA ve ÖNERİLER	187
7.1	Tesis Düzeni ve Ex-proof Ekipman Dizaynı	191
7.2	Dahili ve Harici Acil Durum Eylem Planları.....	191
7.3	Tesis Tespit ve İzleme Seviyesi	192
	KAYNAKÇA.....	193
	EKLER	208
	ÖZGEÇMİŞ	238

TEŞEKKÜR

Yoğun çalışma temposuna rağmen doktora ders dönemi boyunca bizlere her zaman vakit ayıran, bilgi ve birikimini asla esirgemeyen, tez konusu belirleme aşamasında bizlere öncülük eden, fakat talihsiz ve zamansız bir şekilde aramızdan ayrılan merhum hocamız Prof. Dr. Ayhan Mergen'e saygı ve minnetle teşekkürü bir borç bilirim.

Tez dönemi boyunca çalışmalarına yön veren, birikimiyle ve vizyonuylar tezime katkılarını esirgemeyen, tezimin bir an önce sonuçlanması için her zaman destekleyen değerli hocam ve I. danışmanım Prof. Dr. Gökçen Alev Çiftçioğlu'na sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Tez çalışmam boyunca değerli görüş ve düşüncelerini paylaşan, kritik noktalarda önemli yönlendirme ve farklı bakış açıları katan eş danışman hocam sayın Prof. Dr. M. Neşet Arif Kadirğa'na teşekkürlerimi sunarım.

Tez çalışmam süresince tez izleme toplantılarında bana vakit ayıran ve değerli görüşlerini esirgemeyen tez izleme jüri üyesi sayın Prof. Dr. Melek Mümine Erol'a teşekkürlerimi sunarım.

Senaryoların modellenmesi esnasında çalışmaların hızlı bir şekilde sonuçlanması için bilgisayar laboratuvarında teknik desteğini esirgemeyen sayın Dr. Gülşah Yılan'a ve doktora eğitimi boyunca teknik desteğiyle yanımda olan sayın Dr. Enes Hacı Bektaşoğlu'na teşekkürlerimi sunarım.

Tez çalışmalarımı bilimsel açıdan değerlendirme konusunda yardımını esirgemeyen kıymetli hocam Prof. Dr. Şafak Gökhan Özkan'a ve teşekkürlerimi sunarım.

Bu çalışma çıktılarının oluşmasına katkı sunan, Marmara Üniversitesi Bilimsel Araştırma Projeleri Komisyonu (Proje ID: 1811, Proje Kodu: FEN-C-DRP-110718-0400)'na desteklerinden dolayı teşekkürlerimi sunarım.

Varlığıyla beni her zaman mutlu eden biricik kızıma sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

ÖZET

KİMYASAL PROSES ENDÜSTRİSİNDE BUHAR BULUTU PATLAMA RİSKİNİN SAM-y İLE DEĞERLENDİRİLMESİ

Özellikle buhar bulutu (BB) oluşturma kapasitesine sahip kimyasallarla çalışan tesisler, tesis ve etrafındaki yaşam alanları için oldukça yıkıcı ve geri döndürülemez sonuçlara sebebiyet verebilecek patlamaların önlenmesi için büyük bir çaba sarf etmektedir.

Kimyasal prosesleri içeren işletmelerde, olası risklerin değerlendirilmesi için kullanılan mevcut yöntemler (Fine Kinney, ETA, FTA, FMEA, HAZOP, LOPA vb.) bireysel risklerin yanında, tesisi ve tesis çevresini etkileyebilecek; patlama gibi katastrofik risklerin değerlendirilmesinde yetersiz kalmaktadır. Bu tez çalışmasında önerilen sonuç analizi modelleme yaklaşımı (SAM-y); olayın meydana gelme frekansından bağımsız olarak, olası bir patlama riskinin; tesis ve çevresi için oluşturması muhtemel zarar görülebilirlik seviyesini kantitatif yöntemle değerlendirilmesine imkân tanıyan önemli bir araçtır. Geleneksel “Kantitatif Kimyasal Risk Değerlendirmesi (KKRD)” nin önemli bir parçası olan sonuç analizi aşaması, LPG depolanan ve transfer edilen bir petrokimya işletmesine uyarlanarak, sıvılaştırılmış Propan gazından kaynaklanan olası bir buhar bulutu patlama(BBP) riski; güncel, sistematik ve belirsizliklerin minimum düzeye indirildiği proaktif bir bakış açısıyla sunulmuştur. Bu bakış açısı kimyasalların elleçlendiği orta ölçekli bir işletmeden büyük ölçekli işletmelere kadar birçok endüstriyel patlama riskinin değerlendirilmesine imkân tanır.

SAM-y metodu genel itibariyle; 1) Potansiyel sızıntı senaryolarının tanımlanması, 2) Tesise özgü meteorolojik verilerin tanımlanması, 3) Senaryo parametrelerinin analizi 4) CBS (Coğrafi Bilgi Sistemleri) tabanlı MARPLOT haritalama yazılımı üzerinde hassas lokasyonların seçilmesi, 5) Propan buhar bulutu patlaması(BBP)’ dan kaynaklı zarar görülebilirlik seviyesinin probit (olasılık) fonksiyonları ile tahmini, şeklinde beş temel basamaktan oluşmaktadır. SAM-y senaryo belirleme aşamasında toplamda 27 adet senaryo tanımlandı, fakat; 12 tanesi düşük buhar bulutu kütlesi ve açık alan parametrelerine(rüzgâr hızına bağlı olarak gazın hava ile hızlı seyrelmesi) bağlı olarak senaryo veri setinden çıkartılmıştır. MARPLOT haritalama yazılımı üzerinde tesis içi ve çevresinde seçilen hassas lokasyonlar (A: tesis kontrol odası, B: komşu tesis ofis binası,

C: barınak, D: en yakın yaşamsal alan); belirlenen zarar görebilirlik türüne göre (Y₁: yapının çökmesi, Y₂: majör hasar, Y₃: minör hasar, Y₄: kafa darbesi kaynaklı ölüm, Y₅: tüm vücut yer değiştirmesi kaynaklı ölüm); ramak kala dispersiyon senaryoları (RKDS-4, RKDS-5), tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan senaryolar (TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9) ve kaza benzetim senaryoları(KBS-1, KBS-2, KBS-3, KBS-4) kapsamında analiz edilmiştir.

SAM-y çalışmasından elde edilen sonuçlara göre; özellikle, KBS-4 için(38.5 ton); hâkim rüzgâr yönünde ve patlama merkezine 777 m' lik mesafe içerisinde 55158 Pa(kırmızı renkli tehdit bölgesi; yapı çökmesi için eşik değer) üzerinde aşırıbasınç değeri oluşmaktadır. Patlama merkezine yaklaştıkça, yapı çökmesi ve çökme kaynaklı ölüm olasılığı 70%'ten 100%'e çıkmaktadır. Belirlenen zarar görebilirlik türleri için; Y₁: yapının çökmesi ve Y₂: majör hasar tahminlerini 70% üzeri veren SAM-y senaryolarının(RKDS-5, TTİS-3, TTİS-5, TTİS-7, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-4) SEVESO kapsamında, 70%'in altındaki hasar olasılığı öngören senaryolarında patlamadan korunma (PKD) kapsamında değerlendirilmesi öngörülmektedir. Ayrıca, hedef lokasyonun patlama merkezine olan uzaklığından ziyade Propan gazının dispersiyon yönü ve tutuşma noktası gibi parametreler olası hasar ile yakından ilişkilidir. Yaklaşık 10 ton ve üzeri Propan gazı dispersiyonunda 686 m uzaklıktaki en yakın yaşamsal konut için minör hasar (camların, kiremitlerin parçalanması vb.) olasılığı 75% üzerine çıkmaktadır. Sıkışık geometrilerde meydana gelebilecek BBP kaynaklı zarar görebilirlik seviyesi tesis kontrol odası (A) ve komşu tesis ofis binası (B) için yapı çökmesi ve majör hasarı, barınak ve en yakın yaşamsal konut için minör ve majör hasar olasılığını attırıcı yönde etki göstermektedir. Bu tez çalışmasında ele alınan Propan buhar bulutu patlama riski değerlendirmesi, Marmara Üniversitesi Bilimsel Araştırma Projeleri Komisyonu (Proje ID: 1811, Proje Kodu: FEN-C-DRP-110718-0400) tarafından desteklenmiştir.

Anahtar Kelimeler: İş güvenliği, Kimyasal Proses Güvenliği, Kantitatif Risk Analizi, Buhar Bulutu Patlaması, SAM-y, Zarar Görebilirlik Seviyesi

ABSTRACT

THE EVALUATION OF VAPOR CLOUD EXPLOSION RISK THROUGH SAM-y IN CHEMICAL PROCESS INDUSTRIES

The Facilities working with chemicals capable of forming a vapor cloud make a great effort to prevent explosions that can cause very destructive and irreversible consequences for the facility and the living areas around it. Risk assessment methods such as Fine Kinney, Event Tree, Fault Tree, FMEA, HAZOP, LOPA are used especially in facilities involving chemical processes. However, these methods are insufficient in the assessment of catastrophic risks such as explosion that may affect the facility and its environment. The consequence analysis modeling approach (SAM-y) proposed in this thesis study; It is an important tool that allows the quantitative method to evaluate the level of vulnerability that a possible explosion risk may create for the facility and its environment, regardless of the frequency of occurrence of the event. The results analysis phase, which is an important part of the traditional Quantitative Chemical Risk Assessment was adapted to a petrochemical plant where LPG is stored and transferred. A possible vapor cloud explosion risk from liquefied Propane gas is presented with an up-to-date, systematic, and proactive point of view where uncertainties are minimized. This perspective allows the assessment of explosion and gas release risks from a medium-sized facility to large-scale facilities where chemicals are handled. The SAM-y method generally consists of five basic steps; 1) defining of potential leak scenarios, 2) defining of meteorological data for facility, 3) analysis of scenario parameters, 4) Selection of sensitive locations on GIS(Geographical Information Systems) based MARPLOT Mapping software, 5) the estimation of vulnerability levels caused by LPG vapor cloud explosion. A total of 27 scenarios were defined during the SAM-y scenario determination phase. However, 12 scenarios were excluded from the scenario dataset in relation to low Propane vapor cloud mass and outdoor parameters(quickly dilution of gas with air depending on wind speed).

The sensitive locations selected in and around the facility on the MARPLOT mapping software were analyzed within the scope of near-miss dispersion scenarios (RKDS-4, RKDS-5), scenarios based on facility detection and isolation class(TTIS-1, TTIS-2,

TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9), and accident simulation scenarios(KBS-1, KBS-2, KBS-3) according to the identified vulnerability type. According to the results obtained from the SAM-y study; in particular, for KBS-4 (38.5 tons); In the prevailing wind direction and within 777 m of the explosion center, an overpressure value above 55158 Pa (red colored threat zone; threshold value for structure collapse) occurs. The probability of building collapse and death from collapse increases from 70% to 100% as you get closer to the explosion center. For the identified vulnerability types; For Y_1 : collapse of the structure and Y_2 : major damage estimations, SAM-y scenarios (RKDS-5, TTİS-3, TTİS-5, TTİS-7, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-4) that give more than 70% are considered within the scope of SEVESO, and in scenarios that predict damage probability below 70%, it is expected to be evaluated within the scope of explosion protection (PKD). In addition, parameters such as Propane gas dispersion direction and ignition point are closely related to possible damage, rather than the distance from the target location to the explosion center. In a Propane gas dispersion of about 10 tons or more, the probability of minor damage rises to over 75% for the nearest residential point at a distance of 686 m. The level of vulnerability caused by BBP in congestion geometries increases the probability of structure collapse and major damage for the facility control room (A) and the adjacent facility office building (B), and minor and major damage to the shelter and the nearest residential area. Propane vapor cloud explosion risk discussed in this thesis was supported by Marmara University Scientific Research Projects Commission (Project ID: 1811, Project Code: FEN-C-DRP-110718-0400).

Keywords: Work Safety, Chemical Process Safety, Quantitative Risk Analysis, Vapor Cloud Explosion, SAM-y, Vulnerability Levels

YENİLİK BEYANI

KİMYASAL PROSES ENDÜSTRİSİNDE BUHAR BULUTU PATLAMA RİSKİNİN SAM-y İLE DEĞERLENDİRİLMESİ

Marmara Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, tez yazım kurallarına uygun olarak hazırlanan bu tez çalışması, değerli danışman hocalarım ve tez izleme komitesinde yer alan hocalarımdan destek ve katkılarıyla bizzat tarafımdan hazırlanmış olup, çalışmanın hazırlık süreci de dâhil olmak üzere hiçbir aşmasında herhangi bir etik ihlal yapılmamıştır. Tezin yazım esnasında harici kaynaklardan elde edilen fikirler, metotlar, veriler ve uygulamalara metin içinde atıfta bulunulmuş veya kaynakça başlığı altında ilgili eserlere yer verilmiştir. Bu tez çalışması kapsamında herhangi bir etik ihlal yapmadığımı açıkça beyan ederim.

Bu çalışmada, başta kimyasal süreçleri içeren işletmeler olmak üzere özellikle LPG (sıvılaştırılmış petrol gazı) ve türevlerini elleçleyen işletmeler için hayati önem taşıyan patlama riskinin değerlendirilmesi ve zarar görülebilirlik seviyesinin tahmin edilebilmesi için yeni ve kapsamlı bir metot önerisi sunulmuştur. Patlama kavramı; süresi milisaniyelerle ifade edilebilecek kadar kısa zaman diliminde meydana gelen, kontrol edilebilirliği oldukça zor ve sonuçlarının tehlikeli olmasından kaynaklı deney ve gözlem sahasından uzaktır. Bu sebeple, literatürde yer verilen geçmiş patlama kazalarından elde edilen bilgi ve birikimle beraber, tesise özgü senaryolar oluşturularak analiz edilen buhar bulutu patlaması (BBP) modellemelerinde, özellikle; senaryoların oluşturulması aşamasında önem arz eden, sızıntı kesit alanının tanımlanması, patlamaya katkı sunan gaz kütlesi, gaz dispersiyonu, meteorolojik veriler, tesis sıkışıklık geometrisi, kimyasalın reaktivitesi gibi parametreler hesaba katılmamaktadır. Bu tez çalışmasında önerilen SAM-y metodu; uluslararası literatür açısından ilk sistematik, güncel ve ticari amaç hedeflemeyen bir çalışma olmasının yanında, ulusal literatürde; kimyasal prosesleri içeren işletmeler için olası BBP riski sonrasındaki zarar görülebilirlik seviyesini tahmin edebilme, proaktif aksiyonların planlanması ve işletmenin kanuni yükümlülüklerini yerine getirebilmesi açısından (PKD, GR, BKÖP) yönlendirici bir kılavuz niteliğindedir.

Ferdi ÇALIK

SEMBOLLER

P_s	: Aşırıbasınç, Pa
$\dot{I}_s$	: İmpuls, Pa.s
t_d	: Pozitif faz süresi, s
M	: Kütle, kg
n	: Mol sayısı
V	: Hacim
ρ	: Yoğunluk, kg/m ³
P_c	: Kritik basınç, Pa
P_a	: Atmosferik basınç, Pa
P_o	: Tank içi basınç, Pa
P_m	: Mutlak basınç, Pa
ΔH_c	: Yanma Entalpisi, kJ/mol
ΔH_{TNT}	: TNT yanma entalpisi, ~4600 kJ/kg
Y	: İlgili hasar tahmini için probit fonksiyonu
a,b,c	: İlgili eşitlikler için verilen katsayılar
Pr	: Hasar olasılığı, %
γ	: Politropik indeks
C_d	: Boşalma katsayısı
S	: Sızıntı Kesit alanı, m ²
D	: Boru çapı, m
R	: Evrensel gaz sabiti, 8314 J/kmol.K
T	: Sıcaklık, K
T_f	: Flash Point Sıcaklığı, K
T_c	: Kritik Sıcaklık, K

T_{autoign}	: Kendiliğinden tutuşma sıcaklığı, K
Φ_{o-f}	: Yakıt/oksijen yanma oranı
e	: Doğal logaritma tabanı
$\ln$	: Doğal logaritma
S_u	: Laminer yanma hızı, cm/s
V_{gaz}	: Gazın kesit alanından çıkış hızı, m/s
$\bar{v}$	: ortalama akış hızı, m/s
dG/dt	: Kütlesel akış oranı, kg/s
ψ	: Sonik gaz için hız faktörü, (-)
Z	: Sıkıştırılabilirlik sabiti, (-)
z	: dikey yükseklik, m
g_c	: yer çekimi ivmesi, m/s ²
F_{net}	: Net sürtünme kaybı, N
W	: İş, Joule
α	: Hız profili doğrulama faktörü, (-)
C_p	: Sabit basınçtaki spesifik öz ısı kapasitesi, J/kg.K
C_v	: Sabit hacimdeki spesifik öz ısı kapasitesi, J/kg.K
μ	: Akışkanın dinamik viskozitesi, Pa/s
Re	: Reynolds Sayısı, (-)
f_F	: Havalandırma sürtünme faktörü, (-)
ΔA	: Helmholtz Serbest Enerji Değişimi
ΔE	: İç enerji değişimi
ΔS	: Entropi değişimi
ΔG	: Gibbs Serbest Enerji Değişimi
ΔH	: Entalpi değişimi

E_{BBP}	: Buhar bulutu patlama enerjisi
E_c	: Birim hacimdeki patlama enerjisi, m ³ /s
t	: zaman, s
W_{TNT}	: TNT eşdeğer kütle miktarı, kg
h	: yükseklik, m
p	: üstel fonksiyon
C	: Konsantrasyon, ppm
V_{CO}	: Volümetrik akış oranı, m ³ /s
R_C	: Bulut çapı, m
$S_{Y,Z}$	: Yanal ve dikey dispersiyon parametresi
H_{eff}	: Buhar bulutunun yüksekliği, m
B_{eff}	: Etkili bulut genişliği, m
$\hat{g}$	: indirgenmiş yer çekimi ivmesi
Ri_c	: Richardson sayısı, (-)
ϵ	: Epsilon, (-)
σ	: Buhar bulutunun standart sapma değeri
R	: Patlama merkezine olan mesafe, m
Z	: ölçeklenmiş mesafe, kg.m ^{-1/3}
V_{BBP}	: Buhar bulutunun hacmi, m ³
N	: Patlama şiddeti yoğunluk seviyesi (1-10)
L_f	: Alev uzunluğu, m
D_h	: Hidrolik çap, m
K	: Aşırıbasınç ve impuls faktörü
F_{max}	: Maksimum ölüm sayısı tahmini

KISALTMALAR

BB	: Buhar Bulutu
BBP	: Buhar Bulutu Patlaması
BKÖP	: Büyük Kaza Önleme Politikası
BST	: Baker-Strehlow Tang Metodu
DDT	: Parlamadan(deflagrasyondan) Patlamaya(detonyasyona) Geçiş
EPA	: Amerika Çevre Koruma Ajansı
ETA	: Olay Ağacı Analizi
FTA	: Hata Ağacı Analizi
FMEA	: Hata Türü Etkileri ve Analizi
GR	: Güvenlik Raporu
HAZOP	: Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi
HBO	: Hacim Blokaj Oranı
İG	: İş Güvenliği
İSG	: İş Sağlığı ve Güvenliği
KBS	: Kaza Benzetim Senaryo Kodu
LOPA	: Koruma Katmanları Analizi
LPG	: Sıvılaştırılmış Petrol Gazı
MEM	: Multi Enerji Metodu
NOAA	: Amerika Ulusal Okyanus ve Atmosfer İdaresi
PKD	: Patlamadan Korunma Dokümanı
RKDS	: Ramak Kala Dispersiyon Kayıtlarına Dayanan Senaryo Kodu
SAM-y	: Sonuç Analizi Modelleme yaklaşımı
TNT	: Trinitrotoluen
TTİS	: Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo Kodu

ŞEKİLLER LİSTESİ

Şekil 1. Basınçlı Tanka Kimyasal Transferi ve Ekipman Sınırları	23
Şekil 2. Tehlike Fonksiyonu Olarak P-N Eğrileri [4]	24
Şekil 3. AB Mevzuatının Kronolojik Gelişimi.....	27
Şekil 4. Geçmiş Kimyasal Proses Endüstrisi Patlamaları [9].....	29
Şekil 5. Hendek Patlaması ve hasar görüntüleri [10]	30
Şekil 6. Kimyasal Endüstride Firma ve İstihdam Sayıları [12].....	34
Şekil 7. Yangın ve Patlama Sayıları.....	35
Şekil 8. Türkiye’de Endüstriyel Patlama ve Yangın İstatistikleri [13]	36
Şekil 9. Türkiye’de Sektörel Bazda Yangın ve Patlama Sayıları [14]	36
Şekil 10. Majör Kazalara Sebep Olan Ekipman Tipleri [17]	39
Şekil 11. Kimyasal Proses Endüstrisi için Kaza Olay Piramidi [19, 20, 21]	40
Şekil 12. Propan, LPG ve Bütan için Yoğuşma Eğrileri [39]	45
Şekil 13. Propan için Faz Diyagramı [40].....	46
Şekil 14. LPG Depolama ve Transfer Aşamaları [41]	46
Şekil 15. Propan için Alt ve Üst Patlama Limitleri	49
Şekil 16. Tutuşma Sıcaklıkları ve Karbon Zinciri İlişkisi [50]	54
Şekil 17. Laminer Yanma Hızı, Gaz/Hava Oranı ve Basınç İlişkisi [46]	56
Şekil 18. SAM-y Yaklaşımı için Salım Örnekleri.....	59
Şekil 19. Bir Sızıntı Kesit Alanından Basınçlı Gaz veya Buhar Akışı [61].....	61
Şekil 20. Delik Kesitleri için Boşalma Katsayısı Sabitleri [64].....	63
Şekil 21. Laminer ve Türbülanslı Akış Rejimleri [67].....	65
Şekil 22. Boru Hattı Yırtığında Oluşan Sızıntı Örneği	67
Şekil 23. Bir delikten gazın zamana bağlı akışı [71].....	69

Şekil 24. Kimyasal Proses Endüstrisindeki Patlamaların Sınıflandırılması.....	70
Şekil 25. Buhar Bulutu Patlaması için Olay Ağacı Analizi	71
Şekil 26. Buhar Bulutu Patlaması (DNV Test Sahası).....	73
Şekil 27. Buhar Bulutu Balon Testi [87].....	74
Şekil 28. Patlama Enerjisi ve Ölçeklenmiş Mesafe Karşılaştırmaları [105]	83
Şekil 29. Deflagrasyonda alev önü hızı ve ses hızı ilişkisi [52].....	85
Şekil 30. Detonasyon ve Deflagrasyon Basıncı [52, 62].....	85
Şekil 31. İdeal Aşırıbasınç Dalgası Formu.....	90
Şekil 32. Kimyasalın Rüzgâr Yönündeki Dispersiyon Prosesi [130]	95
Şekil 33. LPG dispersiyonu ve bulutu oluşumu	97
Şekil 34. Ağır Gaz Dispersiyon Ağacı [52]	99
Şekil 35. Atmosferik Kararlılık [134]	100
Şekil 36. Yerçekimi Kaynaklı Ağır Gaz Dispersiyonu [138]	104
Şekil 37. Ağır Gaz Bulutunda Ortalama Konsantrasyon Hesaplama [141].....	106
Şekil 38. Havadan Ağır Gazın Dispersiyonu için Box Modeli [142]	107
Şekil 39. Colenbrander Bulut Modeli [152].....	110
Şekil 40. BBP Modellemelerinde Kullanılan Metotlar	116
Şekil 41. Mesafenin Bir Fonksiyonu olarak Aşırıbasınç [163].....	118
Şekil 42. Ölçeklenmiş Aşırıbasınç, Süre ve Mesafe Grafiği [165]	120
Şekil 43. BST Metodu için Tesis Hapsolme Geometrilere [170]	126
Şekil 44. BST Metodu için Ölçeklenmiş Aşırıbasınç, İmpuls ve Mesafe [62]	128
Şekil 45. Mesafenin bir Fonksiyonu olan Aşırıbasınç Kıyaslaması [62].....	128
Şekil 46. Kantitatif Risk Analizi (KRA) Akış Diyagramı	129
Şekil 47. BBP Oluşumuna Sebebiyet Veren Sızıntı Delik Çapları [176]	131
Şekil 48. Ramak Kala Dispersiyon Kayıtlarına Dayanan Senaryolar	137

Şekil 49. Probit Yüzdeleri ve Doz-tepki dönüşümleri [182].....	139
Şekil 50. İnsan vücudu Pozisyonu ve Şok Dalgası İlişkisi [184].....	141
Şekil 51. Kafatası ve Tüm Vücut Hasar Parametreleri [187].....	143
Şekil 52. SAM-y için Sistematik Akış Diyagramı	149
Şekil 53. SAM-y Detayları.....	152
Şekil 54. SAM-y tesisi için Sıkışıklık Geometrisi	153
Şekil 55. Sızıntı Süresi Tahmini için Ramak Kala Dispersiyon Yaklaşımı	156
Şekil 56. Sonuç Analizi Senaryoları için LPG Sızıntı Kaynakları.....	159
Şekil 57. Alevlenebilir BB Dispersiyon Parametrelerinin Analizi.....	161
Şekil 58. Seçilen Lokasyonların Patlama Noktasına Uzaklıkları.....	163
Şekil 59. SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Mesafeleri.....	167
Şekil 60. RKDS Senaryoları için BB Dispersiyon ve Aşırıbasınç Etki Mesafeleri	169
Şekil 61. TTİS Senaryoları için Alevlenebilir BB Dispersiyon Mesafeleri	172
Şekil 62. TTİS Senaryoları için ALOHA Aşırıbasınç Tehdit Mesafeleri (Devam).....	174
Şekil 63. KBS Senaryoları için Alevlenebilir BB Dispersiyonu Mesafeleri.....	176
Şekil 64. Tesis Kontrol Odası Zarar Görebilirlik Tahminleri	178
Şekil 65. Komşu Tesis Ofis Binası Zarar Görebilirlik Tahminleri	179
Şekil 66. Barınak için Zarar Görebilirlik Tahminleri.....	180
Şekil 67. En yakın yaşamsal Konut için Zarar Görebilirlik Tahminleri	181
Şekil 68. SAM-y Senaryoları için Yapının Çökmesi Zarar Görebilirlik Olasılığı (Y_1).....	182
Şekil 69. SAM-y Senaryoları için Majör Hasar Zarar Görebilirlik Olasılığı (Y_2).....	182
Şekil 70. SAM-y Senaryoları için Minör Hasar Zarar Görebilirlik Olasılığı (Y_3).....	183
Şekil 71. SAM-y Senaryoları için Kümülatif Ölüm Sayısı Tahmini	184
Şekil 72. Senaryolar için Basınçlı LPG tankları Zarar Görebilirlik Tahmini	185
Şekil 73. SAM-y Paydaşları	187

TABLO LİSTESİ

Tablo 1. Kimyasal Proseslerde Endüstriyel Kaza Tipleri [3]	23
Tablo 2. Büyük Endüstriyel Kazalarla İlgili Ulusal Mevzuatın Gelişimi [7]	25
Tablo 3. Ülkemizde Yaşanan Büyük Endüstriyel Kazalar [15].....	37
Tablo 4. 1995-2010 Yılları Endüstriyel Patlama Kazası İstatistikleri [16]	37
Tablo 5. Propan(C_3H_8) Fizikokimyasal Özellikleri (25 °C ve $P_{atm.}$).....	47
Tablo 6. Bazı Kimyasal Gazlar için Alt ve Üst Patlama Limitleri [45].....	50
Tablo 7. Denklem 13 için kimyasal gruplar ve Katsayılar [49].....	53
Tablo 8. Seçilen Kimyasallar için Alevlenebilirlik Parametreleri [62]	54
Tablo 9. Propan için Yanma Entalpisi Parametreleri [55].....	57
Tablo 10. Detonasyon ve Alevlenebilirlik Parametreleri Değişimi [62]	58
Tablo 11. Seçilen Gazlar için Politropik İndeks Değerleri	64
Tablo 12. Akış rejimleri için kılavuz değerler [68]	65
Tablo 13. Majör Endüstriyel BBP ve Maliyetleri [79]	72
Tablo 14. DDT ve Geniş Çaplı Buhar Bulutu Patlama Olayları [112].....	87
Tablo 15. Gazlar için Sıcaklık Sınıfları [126].....	92
Tablo 16. Tutuşma Enerjilerine Göre Gaz Grupları Sınıflandırması [126].....	92
Tablo 17. BST Alev Hızı, Sıkışıklık ve Yakıt Reaktivite Korelasyonları [129]	94
Tablo 18. Gazların Hava İçerisinde Dispersiyonu [131]	96
Tablo 19. Pasquill Atmosferik Kararlılık Sınıfları [135].....	101
Tablo 20. Rüzgâr Profili Üstel p Değerleri [137]	102
Tablo 21. MEM Metodu ve Patlama Yoğunluk Seviyeleri [168].....	122
Tablo 22. Patlama Yoğunluk Seviyeleri ve Aşırı Basınç İlişkisi [52].....	122
Tablo 23. BST Metodu için Sıkışıklık Seviyeleri [170]	125

Tablo 24. Alev Hızı Korelasyonları [151]	127
Tablo 25. Kaza Benzetim Modeli için Buhar Bulutu Kütleleri	133
Tablo 26. Sızıntı Delik çapları için API 581 Standardı Tavsiyesi.....	134
Tablo 27. Tesis Tespit ve İzolasyon Sistem Sınıfı için API 581 Kılavuzu	134
Tablo 28. Tespit ve İzolasyon Sınıfı, Sızıntı Süresi, Sızıntı Çapı Matrisi	135
Tablo 29. Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfları ve Uygulanacak Düzeltme Faktörleri ..	136
Tablo 30. Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan SAM-y Tahmini BB Kütleleri .	136
Tablo 31. Aşırı basıncın İnsanlar Üzerine Etkisi [183]	140
Tablo 32. Kafatası Hasarı için Etki Kriterleri [186]	142
Tablo 33. Tüm vücut üzerine Ölümcül Etki Kriterleri [186].....	143
Tablo 34. 10 g'lık Fırlayan Bir Cam Parçası için Kritik Hızlar [187].....	144
Tablo 35. İnsanlar için Patlama Etkisi Kaynaklı Hasar Kriterleri [188]	145
Tablo 36. Tesis Ekipmanları Hasar Tahmini için Probit Katsayıları [190]	147
Tablo 37. Çalışmanın Gerçekleştirildiği Tesis için Hacim Blokaj Oranı	154
Tablo 38. ALOHA Yazılımında Modellenebilen Tehlike Senaryoları.....	157
Tablo 39. SAM-y Çalışması için Tesise Ait Meteorolojik Veriler	160
Tablo 40. Sonuç Analizi Senaryoları için LPG Gaz Bulutu	163
Tablo 41. SAM-y Çalışması için Hasar Türü (HT) Probit İfadeleri [93]	164
Tablo 42. SAM-y Senaryoları ve Aşırıbasınc Etki Mesafeleri	166
Tablo 43. Tesis Ekipmanları ve Zarar Görebilirlik Seviyeleri [65, 190].....	184

1 GİRİŞ

İş Güvenliği kavramı, temelde kimyasal, fiziksel, makine ve ekipman kaynaklı riskler olmak üzere; işyerlerinde can ve mal kaybının yanında, çevresel olumsuzluklara neden olabilecek iş kazalarını önlemek ve işletmelerin kanuni düzenlemelere uygun bir şekilde sürdürülebilirliğini sağlaması adına gerçekleştirilen yaklaşımların tamamını içerisinde barındıran, bilimsel, sistematik, proaktif ve çok disiplinli bir bilim dalıdır. Özellikle bu bilimin çok disiplinli oluşu, İş Güvenliği (İG) süreçlerinin yürütülmesinden sorumlu İG profesyonellerinin insan, ekipman ve tesis üçgenindeki riskleri kontrol edebilmesini daha da zorlaştırmaktadır. Zira bu bilimle uğraşan bir profesyonelin, başta kimya sanayi olmak üzere endüstrinin her alanında farklı mekanizmalarla oluşabilecek riskleri algılayabilecek, yönetebilecek ve analiz edebilecek kapasiteye ve donanımına sahip olmasının çok gerçekçi bir yaklaşım olmadığı açıktır. Olası bir iş kazasına yol açabilecek riskin meydana gelmeden önce değerlendirilmesi ve riskin oluşumuna sebebiyet verebilecek faktörlerin ortadan kaldırılması için gerekli düzeltici önleyici aksiyonların alınması İG çalışmalarının en temel amacını oluşturmaktadır.

İşyerlerinde meydana gelen iş kazaları, genellikle bireysel yaralanma veya kayıplar ya da sınırlı etkiye sahip maddi kayıplara yol açar. Fakat, özellikle yanıcı ve toksik özellikteki kimyasalların kullanıldığı işletmelerde meydana gelebilecek bütünlük kayıpları, olası iş kazası riskini bireysel etkinin çok ötesine taşımakta hem tesis içerisinde hem de tesis etrafındaki diğer alanlarda çoklu ölüm veya yapısal hasarlara sebebiyet veren katastrofik sonuçlara yol açmaktadır. Bu sebeptir ki, tez çalışmasının da temel konusunu oluşturan kimyasal patlamaların meydana geldiği kimyasal proses endüstrisi tesisleri bu anlamda kapsamlı analiz ve profesyonellik gerektiren yaklaşımlara ihtiyaç duymaktadır. Bu anlamda amaçları İG biliminin amaçları ile aynı spesifik bir alt bilim dalı olan ‘kimyasal proses güvenliği’ devreye girmektedir. Kimyasal proses güvenliği; kimyasal prosesleri içeren tesislerde olası yangın, patlama ve toksik yayılım kazalarına sebebiyet verebilecek bütünlük kayıplarını, proaktif bir yaklaşımla analiz ederek, riski ortadan kaldırma veya hafifletici aksiyonları alma adına gerçekleştirilecek tüm faaliyetlere yoğunlaşır.

Kimya endüstrisi; genel itibarıyla sanayiye hammadde ve ara ürün temin etmesinin yanında farklı üretim kanallarını da besleyen, ülkelerin gelişmişlik seviyesinde önemli

bir yer tutan sektörlerin başında gelmektedir. Başta petrokimya, plastik, tekstil, kâğıt, gübre, ilaç, kozmetik, gıda, boya olmak üzere birçok alanda katma değeri yüksek ürünlerle uğraşması, sermaye ve teknoloji yoğun bir sektör olma özelliğini de beraberinde getirmektedir. Ülkelerin lokomotif sektörlerinden olan kimya sanayi, pek çok sektöre ara mal ve hammadde sağlaması ve yoğun istihdam alanı oluşturması sebebiyle iç ve dış ticarete ülke ekonomilerine büyük katkı sağlamaktadır [1].

Modern üretim proseslerini bünyesinde barındıran kimya endüstrisi işletmelerinin sürdürülebilirliği, kimyasal maddelerin depolanması, kullanımı, üretimi, taşınması ve bertarafı esnasında oluşan patlama, yangın ve toksik yayılım gibi kazalar sebebiyle oldukça olumsuz etkilenmektedir. Ülkemizde ve dünyada her geçen gün artmakta olan endüstrileşme ile özellikle yanıcı veya toksik kimyasal maddelerin kullanıldığı, üretildiği veya depolandığı işyerlerinde meydana gelen yangın, patlama, toksik yayılım gibi endüstriyel kazalar tesis, ekipman, çevre ve insanlar üzerinde yarattığı ağır sonuçlarla sık sık gündeme gelmekte ve ancak meydana geldiği zaman hatırlanmaktadır. Olası bir yangın, patlama veya toksik yayılım gibi endüstriyel kazalar sadece tesis ekipmanları ve tesis içerisindeki canlılara zarar vermekle kalmaz, çevredeki yaşamsal alanlar ve yaşamın devam etmesi için gerekli su, toprak kirliliği açısından da çevresel ve toplumsal olumsuzluklara sebebiyet vermektedir. 1974 yılında İtalya'nın Seveso kasabasında yaşanan siklohekzan kimyasal bulutu patlaması ile başlayan ve 1984 Hindistan Bhopal' de yaşanan toksik metil izosiyanat yayılımı ile devam eden ölümler, yapısal hasarlar ve çevresel kontaminasyon kimyasal proses endüstrisindeki endüstriyel risk kavramının günden güne üzerinde önemle durulması gereken önemli bir konu olduğunu gösterir niteliktedir.

İtalya'nın Seveso (1974) kasabasında yaşanan buhar bulutu patlaması; kimyasal proses endüstrisinde üzerinde önemle durulması gereken uygulamaların ve önlemlerin standartlaştırdığı düzenlemeler için bir dönüm noktasıdır. Seveso I (1982), II (1996) ve III (2015) direktifleri global çapta meydana gelen endüstriyel kazalardan çıkarılan dersler ışığında sürekli güncellenmektedir.

Ülkemizde “Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik” kısaca BEKRA mevzuatı olarak isimlendirilmektedir. BEKRA kapsamına giren işletmelerin kullandıkları veya depoladıkları kimyasal bilgisini, online sistem üzerinden Çevre ve Şehircilik Bakanlığı kontrolündeki BEKRA sistemine girme

zorunlulukları vardır. Seveso direktifleri paralelinde, BEKRA kapsamına giren (depoladıkları veya kullandıkları kimyasal madde miktarı itibariyle) işletmelerin güvenli kuruluş olabilmesi için hayata geçirmesi gereken aksiyonlar adına önemli bir kılavuz niteliğindedir. Bu kılavuzun vurguladığı en önemli hususlardan birisi olası bir endüstriyel kaza (patlama, yangın, toksik yayılım) riskinin kantitatif metotlarla değerlendirilerek, olası riski azaltma ve hafifletme çalışmaları için etkili, sistematik ve bilimsel bir yöntemin işletme tarafından benimsenmesini sağlamaktır. Fakat bu kantitatif riskin nasıl değerlendirilmesi gerektiği konusunda ülkemizde ve global çapta fikir birliğine varılamamış bazı hususlar mevcuttur. Kantitatif risk değerlendirmesi; kimyasal proses endüstrisinde olası bir endüstriyel kazaya sebep olabilecek durumların ve sonuçlarının kapsamlı olarak değerlendirildiği, olası kaza riskini ortadan kaldırmak veya kabul edilebilir seviyeye çekmek için güçlendirme ve redizayn çalışmalarının planlanmasına katkı sunan önemli bir araçtır. Kantitatif risk değerlendirmesinin en önemli aşaması olan sonuç analizi modelleme yaklaşımı (SAM-y) senaryoları üzerinden olası en kötü durum senaryolarının etkileri kapsamlı şekilde ele alınır ve olası bir endüstriyel kaza veya ramak kala dispersiyon durumunda acil durum müdahale yöntemlerinin disipline edilmesi sağlanır. SAM-y'nin en temel basamakları,

i-) Potansiyel kaza senaryolarının oluşturulması,

ii-) Senaryo sonuçlarının değerlendirilmesi

iii-) Olay etkilerinin tahmini şeklindedir.

Bu tez çalışmasında güncel ve sistematik bir bakış açısıyla sunulan SAM-y sayesinde olası buhar bulutu patlamaları için bazı belirsizliklerin bilimsel ve tesise özgü bir yaklaşımla ele alınması amaçlanmıştır. Belirlenen potansiyel kaza senaryolarının yapılar, ekipmanlar ve insanlar üzerine etkileri probit (olasılık) fonksiyonları üzerinden değerlendirilerek, kimyasal proses endüstrisi işletmeleri için bazı çözüm önerileri sunulmuştur. Bu tezde önerilen SAM-y çalışması; gelişmekte olan ülkemizde kimyasal proses endüstrisindeki patlama riskinin kantitatif bir yolla değerlendirilebilmesi, önleyici sınırlayıcı tedbirlerin belirlenmesi adına dizayn edilen ve proses güvenliğinin en önemli savunma mekanizması olan koruma bariyerlerinin (dedektör, basınç emniyet ventili vb.) önemini ortaya koyan yönlendirici bir kılavuz niteliğindedir.

1.1 Kimyasal Proses Güvenliği Kavramı ve Önemi

Kimyasal proses endüstrisinde patlama, yangın ve toksik yayılım riskleri temelde iş güvenliği (İG) ve çevre güvenliği açısından ele alınan risk değerlendirmelerinin en önemli konularıdır. 6331 Sayılı İş Sağlığı ve Güvenliği Kanunu'nun 2012 yılında yürürlüğe girmesiyle birlikte, bir dizi yönetmelik ve tebliğ yenilenerek uyumlaştırma süreci başlatılmıştır. İG temelde çok disiplinli yapıya sahip bilimsel bir çalışma alanı olmasına rağmen, kimyasal proses güvenliği tanımı daha spesifik bir uzmanlık gerektiren alt çalışma alanı olarak tanımlanabilir. Ülkelerin hem ekonomik hem de gelişmişlik anlamında ön plana çıkmasını sağlayan en önemli sektörlerin başında gelen kimyasal proses endüstrisi, içerdii kimyasallardan kaynaklanan büyük çaplı endüstriyel kazalar sebebiyle işletme ve ülkenin uğrayacağı ekonomik kayıplar ve itibar açısından oldukça önemlidir. Bu sebeple, olası kimyasal proses endüstrisi risklerinin (patlama, yangın, toksik yayılım) etki alanı düşünülecek olursa, risk değerlendirme, azaltma ve indirgeme çalışmaları hem İG hem de çevre güvenliği açısından daha bilimsel ve sistematik olarak ele alınmalıdır. Kimyasal proses endüstrisi birçok ağır sanayi koluna göre kontrol edilmesi daha karmaşık süreçler içerir ve bu durum uygulanacak güvenlik politikalarını da daha karmaşık hale getirmektedir. Ülkemizde ve dünyada İG kapsamında ele alınan Fine Kinney, 5x5 Matris, L tipi Matris, Hata Türleri ve Analizi (FMEA), Tehlike ve İşletilebilirlik (HAZOP), Olay Ağacı Analizi (ETA), Hata Ağacı Analizi (FTA) gibi kalitatif, kantitatif veya yarı-kantitatif risk değerlendirme yöntemleri kullanılmaktadır. Söz konusu yöntemler, olası bir kimyasal proses endüstrisi riskini belli varsayımlarla değerlendirme imkânı sağlasa da olası bir patlama riskinin sonuçlarını rasyonel bir şekilde ortaya koyabilme, risk azaltma çalışmalarını planlama ve acil durumları sistematik bir şekilde daha somut ortaya koyabilme açısından yetersiz kalmaktadır. SAM-y'nın bu noktada sunduğu kantitatif yaklaşımlar olası bir patlama riskinin daha somut ve ayrıntılı bir şekilde ortaya çıkarılması için hayati öneme sahiptir. Kimyasal proses endüstrisinde meydana gelen kazaların ilerleyişı 4 aşamada değerlendirilmektedir [2].

1.aşama: Normal çalışma durumundan anormal (bozuk) çalışma durumuna geçiş. (Örnek; tank seviye sensöründe meydana gelen sapmalar)

2.aşama: Anormal çalışma aşamasında kontrol edicinin (sensör ve operatör) devre dışı kalması. Örneğin; anormal çalışma düzenine geçen tank seviye sensörünün ve operatörün sapmaları algılamaması

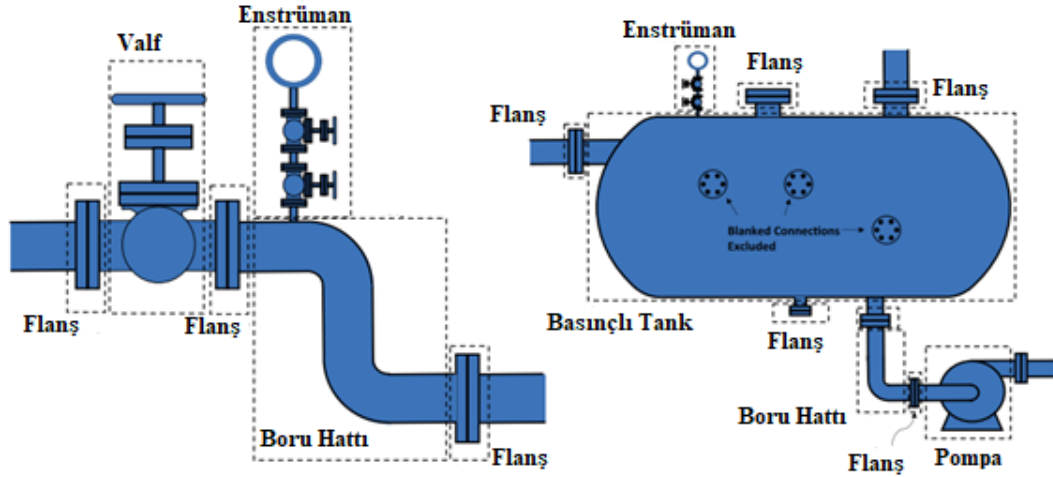
3.aşama: bütünlük kaybı (tankın taşması sonucu kimyasalın taşması, dökülmesi veya dispersiyonu)

4.aşama: Bütünlük kaybına uğrayan kimyasalın tutuşturucu kaynakla teması veya tutuşturucu kaynak teması olmadan atmosfere dağılması

Yukarıda bahsi geçen kaza aşamalarına katkı sunan en önemli faktörler; ekipman, proses sistemleri, insan hatası ve organizasyon olarak karşımıza çıkmaktadır ve tüm bunların sonucu olarak zarar görebilirlik seviyesi; tehlikeli maddenin türü ve miktarı, kimyasalın yanma reaksiyonu sonucu ortaya çıkan kimyasal enerji, gazın salım oranı ve salım süresi, yaralanma veya hasara sebep olacak mesafe ve potansiyel etkilere maruziyet faktörleri ile yakından ilişkilidir.

Kimyasal proses endüstrisinde meydana gelen geçmiş patlama kazaları incelendiğinde ekipman veya ekipman bağlantı noktalarında, korozyon, yanlış veya eksik dizayn parametreleri, akış ve basınç etkisine bağlı meydana gelebilecek yorgunluk vb. sebeplerden kaynaklı oluşan havuzun veya buhar bulutunun tutuşturucu kaynakla temasından kaynaklandığı oldukça açıktır. Bütünlük kaybına uğrayan kimyasalın herhangi bir tutuşturucu kaynakla temas etmemesi, gazın güvenli bir şekilde atmosfere yayılmasına sebep olur. Bu sebeple, olası bir bütünlük kaybına uğrayan kimyasalın açık alev, kıvılcım, sıcak yüzeyler, statik elektrik vb. tutuşturucu kaynaklardan uzak tutulması için alev sızdırmaz (exproof) ekipman dizaynı oldukça önemlidir.

Şekil 1’de kimyasal proses endüstrisinde olası patlama kazalarına sebep olabilecek bütünlük kaybına uğrama ihtimali olan ekipman tipleri ve sınırları gösterilmiştir.



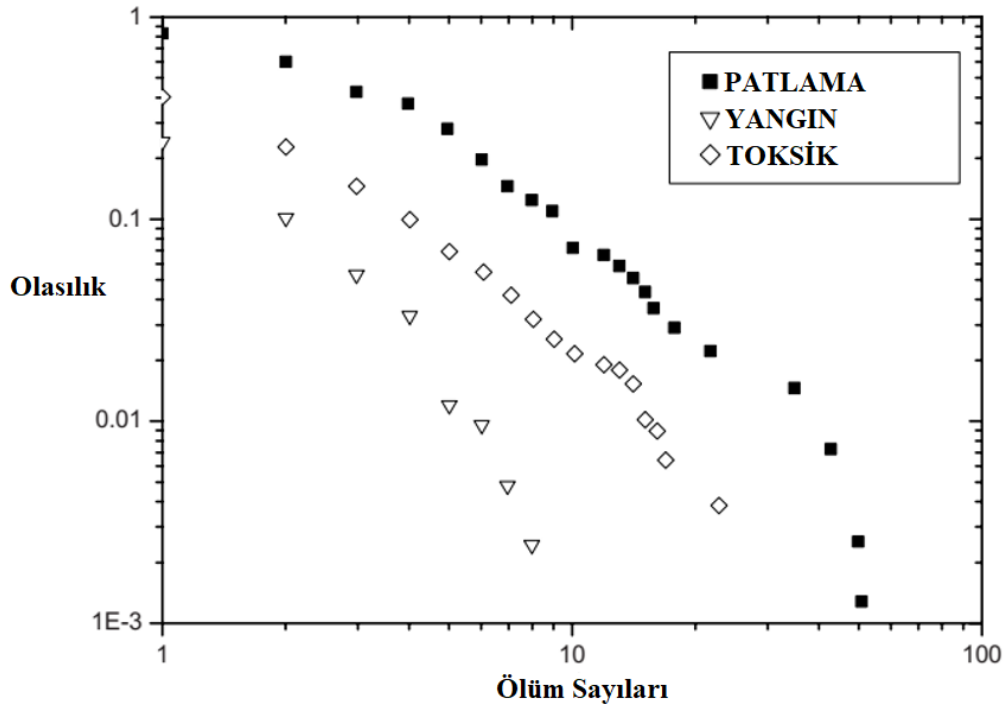
Şekil 1. Basınçlı Tanka Kimyasal Transferi ve Ekipman Sınırları

Kimyasal tesislerde meydana gelen kaza tipleri yangın, patlama veya toksik yayılım olarak 3 kategoride incelenmektedir. Tablo 1’de meydana gelme olasılığı ve potansiyel kayıplar açısından yapılan bir değerlendirme gösterilmiştir.

Tablo 1. Kimyasal Proseslerde Endüstriyel Kaza Tipleri [3]

Kaza Tipi	Meydana Gelme Olasılığı	Potansiyel Ölüm	Potansiyel ekonomik kayıp
Yangın	Yüksek	Düşük	Orta
Patlama	Orta	Orta	Yüksek
Toksik Yayılım	Düşük	Yüksek	Düşük

Tablo 1’e göre kimyasal bir tesiste yangın; meydana gelme olasılığı açısından yüksek, potansiyel ölüm açısından düşük, potansiyel ekonomik kayıplar açısından orta derecede risk taşıırken, Patlamalar, meydana gelme olasılığı ve potansiyel ölüm açısından orta derecede, potansiyel ekonomik kayıplar açısından yüksek derecede öneme sahiptir. Yukarıda bahsedilen kimyasal proses kazaları ile ilişkili olarak, Şekil 2’de olasılık-ölüm sayıları arasındaki ilişkiyi ifade eden eğri, en ağır insani kayıpların patlama kazalarından ve sonrasında yangın ve toksik yayılımdan kaynaklandığını göstermektedir.



Şekil 2. Tehlike Fonksiyonu Olarak P-N Eğrileri [4]

1.1.1 Kanuni Açıdan Önemi

Kimyasal proses endüstrisindeki işletmeler olası bir patlama riskini tamamen ortadan kaldırmak veya kabul edilebilir seviyeye çekmek için ulusal ve uluslararası düzenlemelerle yükümlülük altına alınmıştır. Büyük endüstriyel kaza; bir veya daha fazla tehlikeli maddenin, çalışma prosesi esnasında veya sonrasında çalışanlara, tesis içi veya çevresindeki canlılara ciddi zarar verecek şekilde bütünlük kaybına uğrayarak meydana getireceği yangın veya patlama gibi olaylara atıf yapmaktadır [5]. En sık görülen endüstriyel kaza türleri patlama, yangın ve toksik yayılım olayları olmakla beraber, bir kazanın endüstriyel kaza sayılabilmesi için aşağıdaki kriterlerden en az birine neden olması gerekmektedir [6].

- En az 25 kişinin ölümü
- En az 125 kişinin yaralanması
- En az 1000 kişinin yaşam alanlarından tahliye edilmesi
- En az 10000 kişinin sudan mahrum kalması

Büyük endüstriyel kazalar ve kimyasal proses endüstrisindeki işletmelerin olası patlama riskini kantitatif yöntemlerle değerlendirmesi gerekliliği ile ilgili ulusal çaptaki düzenlemelerin gelişimi Tablo 2’de gösterilmiştir.

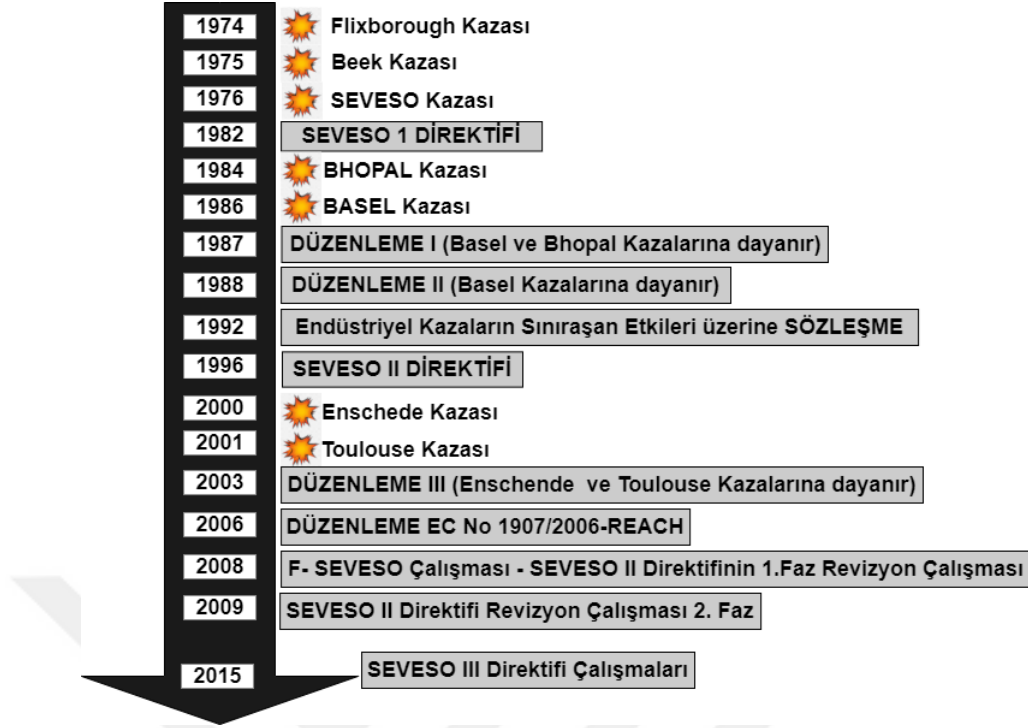
Tablo 2. Büyük Endüstriyel Kazalarla İlgili Ulusal Mevzuatın Gelişimi [7]

Yıl	Ulusal Düzenleme
1996	Büyük Endüstriyel Kazalar için Yerel Acil Durum Planı Genelgesi
2004-2006	Türkiye’de SEVESO II Direktifinin uyumlaştırılması, LIFE Projesi-SEVESO Yazılımı iyileştirme çalışmaları
2012	• Çevre ve Şehircilik Bakanlığı tarafından hazırlanan “Büyük Endüstriyel Kazaların Kontrolü Hakkında Yönetmelik” – G2G • Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı Tarafından hazırlanan “6331 Sayılı İş Sağlığı ve Güvenliği Kanunu” • İş Sağlığı ve Güvenliği Risk Değerlendirmesi Yönetmeliği
2013	• Çalışanların Patlayıcı Ortamların Tehlikelerinden Korunması Hakkında Yönetmelik • Maddelerin ve Karışımların Sınıflandırılması, Etiketlenmesi ve Ambalajlanması Hakkında Yönetmelik • Kimyasal Maddelerle Çalışmalarda Sağlık ve Güvenlik Önlemleri Hakkında Yönetmelik • Kanserojen ve Mutajen Maddelerle Çalışmalarda Sağlık ve Güvenlik Önlemleri Hakkında Yönetmelik • İşyerlerinde Acil Durumlar Hakkında Yönetmelik
2014	• Zararlı Maddeler ve Karışımlara İlişkin Güvenlik Bilgi Formları Hakkında Yönetmelik • Çevre Şehircilik Bakanlığı ve Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı tarafından Hazırlanan “Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik”
2016	Muhtemel Patlayıcı Ortamlarda Kullanılan Teçhizat ve Koruyucu Sistemler ile İlgili Yönetmelik (2014/34/AB)
2019	• Büyük Endüstriyel Kazalarla ilgili Hazırlanacak Büyük Kaza Önleme

	Politika Belgesi Tebliği • Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik • Büyük Endüstriyel Kazalarla İlgili Hazırlanacak Güvenlik Raporu Tebliği
2020	• Maddelerin ve Karışımların Sınıflandırılması, Etiketlenmesi ve Ambalajlanması Hakkında Yönetmelik – Revizyon • Büyük Endüstriyel Kazalarda Uygulanacak Dahili Acil Durum Planları Hakkında Tebliğ • Muhtemel Patlayıcı Ortamlarda Kullanılan Teçhizat ve Koruyucu Sistemler ile İlgili Yönetmelik (2014/34/AB) • Büyük Endüstriyel Kazalarla ilgili Hazırlanacak Büyük Kaza Senaryo Dokümanı Tebliği
2021	• İşyerlerinde Acil Durumlar Hakkında Yönetmelik

Dünyanın birçok noktasında meydana gelen büyük endüstriyel kazalar ağır çevresel, sosyal ve ekonomik olumsuzluklara yol açmıştır. İtalya'nın Seveso (1976) kasabasında sikloheksan kimyasal sızıntısı sonucu meydana gelen buhar bulutu patlaması kimyasal proses güvenliği açısından bir dönüm noktası niteliğindedir. Bu kaza sonrasında, Avrupa Birliği (AB), benzer kazaların önlenmesini ve kontrolünü amaçlayan Seveso Direktifini yürürlüğe sokmuştur. Direktif, yaşanan büyük çaplı kimyasal proses endüstrisi kazalarından çıkarılan dersler dikkate alınarak belirli aralıklarla güncellenmektedir.

Ülkemizde 1996 yılında “Büyük Endüstriyel Kazalar için Yerel Acil Durum Planı Genelgesi” ile başlayan süreç, 2004-2006 yılları arasında Seveso II direktifinin uyumlaştırılması projesi (LIFE) ve 2012 yılında yürürlüğe sokulan “Büyük Endüstriyel Kazaların Kontrolü Hakkında Yönetmelik” ile devam etmiştir. 2014 yılında “Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik” olarak tekrar yenilenen ve güncellenen mevzuat, 2015-2020 arasında ilgili tebliğler çıkarılmasıyla revize edilerek son şeklini almıştır. Büyük endüstriyel kazalarla ilgili olarak AB mevzuatının gelişimi Şekil 3’te gösterilmiştir.



Şekil 3. AB Mevzuatının Kronolojik Gelişimi

Yaşanan kimyasal proses endüstrisi kazaları sonrasında global çapta revizyonlarla güncellenen SEVESO I, II ve III direktiflerine paralel olarak ülkemizde yürürlüğe sokulan “Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik” hükümleri kapsamında işletmeler, kullandıkları veya depoladıkları kimyasal miktarlarına göre “Üst Seviyeli Kuruluş”, “Alt Seviyeli Kuruluş” ve “Kapsam Dışı İşletmeler” olarak sınıflandırılmaktadır.

BEKRA sistemine göre belirlenen “Üst Seviyeli” kuruluşun yükümlülükleri şunlardır;

- Kantitatif Risk Değerlendirmesi (PKD kapsamında)
- Büyük Kaza Önleme Politika Belgesi
- Güvenlik Raporu
- Güvenlik Yönetim Sistemi
- Senaryolar uygun dahili ve harici acil durum eylem planlarının hazırlanması
- Yerel makamların ve halkın bilgilendirilmesi

“Alt Seviyeli” kuruluşların yükümlülükleri şunlardır;

- Kantitatif Risk Değerlendirmesi (PKD kapsamında)
- Büyük Kaza Önleme Politika Belgesi
- Eylem, iletişim ve raporlama (büyük bir kaza durumunda yükümlülükler)

“Kapsam dışı işletmeler” tanımı tehlike sınıfı itibariyle “Çok tehlikeli” sınıfta yer alan ancak BEKRA sistemine herhangi bir bildirim yükümlülüğü bulunmayan kimyasal proses endüstrisi işletmelerini ifade etmektedir. Bu işletmeler de “Çalışanların Patlayıcı Ortamların Tehlikelerinden Korunması Hakkında Yönetmelik” kapsamına alınmıştır ve yükümlülükleri şunlardır;

- Patlamadan Korunma Dokümanı (PKD)
- Kantitatif risk değerlendirmesi
- Dahili Acil Durum Planları
- Olası patlama riski konusunda çalışanların bilgilendirilmesi

Bu sınıflandırma, işletmelerin kanuni olarak hazırlamakla yükümlü oldukları belgelendirmelerin adını her ne kadar değiştirse de en önemli ortak nokta; olası bir patlama riskinin kantitatif metotla değerlendirilme zorunluluğudur. Olası bir patlamanın etkileri, olay anında müdahale tarzı, iletişim, müdahale kapasitesi ve mesafesi gibi birçok hususun değerlendirilmesi, risk sonuçlarının bilimsel, sistematik ve proaktif bir yaklaşım tarzı ile ele alınmasını gerektirmektedir. Bu tez çalışmasında önerilen “SAM-y” sayesinde kimyasal proses endüstrisi işletmelerinin kanuni olarak yerine getirmekle yükümlü oldukları “olası patlama riskinin kantitatif metotlarla değerlendirilmesi” zorunluluğu kanuni açıdan yerine getirilmiş olacaktır.

1.1.2 İnsani Açıdan Önemi

Son 50 yılda meydana gelen kazaların neden olduğu can ve mal kayıpları, olası patlama risklerine karşı “kayıp önleme” kavramının ortaya çıkmasına neden olmuştur [8]. Kimyasal proses endüstrisinde geniş çapta atıf yapılan; Flixborough, 1974, U.K; kazasında 28 ölüm ve 78 yaralı, San Juan Ixhuatepec, 1984, Meksika; kazasında 6400 yaralı ve 650 ölüm, 2000 yılı Enschede, Hollanda; kazasında 946 yaralı ve 18 ölüm, 2005 yılı Texas, U.S.A kazasında 170 yaralı ve 15 ölüm olayı ile sonuçlanmıştır. 1917 yılından beri yaşanan endüstriyel patlamalarda binlerce insan hayatını kaybetmiş, on binlerce insan yaralanmıştır. Ayrıca meydana gelen patlamalarda yerle bir olan tesislerin tekrar faaliyete geçirilmesi ve yaşanan psikolojik yıkım üzerinde durulması gereken bir diğer önemli problem olarak karşımıza çıkmaktadır. Geçmiş patlama kazalarında yaşanan insani kayıpların psikolojik ve sosyal boyutları, kimyasal süreçleri içeren endüstrilerde SAM-y metodunu içerisinde barındıran patlama risklerinin

kantitatif yöntemlerle ortaya koyulması ve analiz edilmesi kavramının nedenli önemli olduğunu açıkça ortaya koymaktadır.



Şekil 4. Geçmiş Kimyasal Proses Endüstrisi Patlamaları [9]

Türkiye’de 7 Temmuz 2020 tarihinde, Sakarya’nın Hendek ilçesinde, kimyasal bir tesiste meydana gelen patlamada 4 kişinin ölümü ve çevre köylerde tespit edilen hasar, olası patlamaların tesis ve çevresinde oluşturduğu etkiyi gözler önüne sermektedir (Şekil 5).



Tesis çevresindeki yaşam alanlarında aşırı basınç kaynaklı hasar

Şekil 5. Hendek Patlaması ve hasar görüntüleri [10]

1.1.3 Çevresel Sürdürülebilirlik Açısından Önemi

Kimyasal proses endüstrisini oluşturan kimyasal hammadde, ara ürün veya ürünlerin işlenme sürecinde bütünlük kaybına uğraması sonucu meydana gelen kazalar, çevredeki ekoloji, su kaynakları ve toprak üzerinde olumsuz etkiler yaratır. Bunun en belirgin örneği, 9 Temmuz 1976 tarihinde İtalya'nın Seveso kasabasındaki bir tesiste meydana gelen endüstriyel kazadır. 2,3,7,8-Tetrakoloro-p-dioxin kimyasalının (TCDD) çok az miktarının çevreye yayılması ve akabinde meydana gelen şiddetli yağmur, toksik olan TCDD kimyasalının toprağa karışarak yaklaşık 25 km²'lik bir alanı kontamine etmesine neden olmuştur. Söz konusu kimyasal bilinen en toksik kimyasallardan biridir ve ölümcül olmayan dozlarda bile maruz kalındığında birkaç yıl sürebilen kloroakne (akne benzeri bir hastalık)'ye sebep olmaktadır [11]. Yaşanan bu kazadan çıkarılan en önemli derslerden biri de kimyasal proses endüstrisinde meydana gelebilecek kazaların canlılığın temel bileşenleri olan çevresel ekoloji, su ve toprak üzerinde yarattığı kirliliktir.

Ekolojik çevre ve canlılık açısından risk teşkil eden toksik bir kimyasalın hava içerisinde dispersiyonu ile ilgili modelleme çalışmaları mevcut olsa da söz konusu kirleticinin toprak içerisindeki ilerleme ve su kaynaklarına ulaşma mekanizması ile ilgili

modellerin eksikliği, olası bir sızıntıda meydana gelebilecek zarar görülebilirliği tahmin etmeyi oldukça güçleştirmektedir.

1.2 Tezin Amacı

Kimyasal proses endüstrisi literatüründe yer alan geçmiş patlama kazaları incelendiğinde, patlamaların meydana getirdiği hasar; insan, tesis ve çevre açısından oldukça yıkıcı sonuçlara neden olduğu açıkça ortadadır.

Kimyasal proses endüstrisinde olası buhar bulutu patlaması riskinin değerlendirilmesi için kullanılan mevcut risk analizi yöntemlerinin yetersiz kalması ve sonuçlarının insan tesis ve çevre açısından yarattığı kayıplar, söz konusu riskin ve sonuçlarının daha kapsamlı değerlendirilmesini gerektirmektedir.

Kimyasal proses endüstrisinde meydana gelebilecek olası bir buhar bulutu patlamasının canlılar, tesis ekipmanları ve yapılar üzerine hasar etkilerinin araştırıldığı bu tez çalışması, patlama riskinin kapsamlı olarak değerlendirme imkânı sunmasının yanında; insan, işletme ve çevre sürdürülebilirliği açısından da oldukça önemlidir. Şekil 6’da SAM-y ve paydaşları gösterilmiştir.

Bu tezde ele alınan “Sonuç analizi modelleme yaklaşımı: SAM-y” sayesinde, olası bir patlamanın tesis, çevre ve canlılar açısından ne derece risk oluşturacağı bilimsel ve sistematik bir bakış açısı ile kantitatif olarak değerlendirilmiştir. Ayrıca ulusal literatürde yapılan araştırmalarda çalışmanın benzerine rastlanmamıştır. Bu açıdan da bu çalışmanın ulusal anlamdaki kimyasal proses güvenliği literatürüne katkı sunacağı düşünülmektedir. SAM-y için seçilen tesis; Tekirdağ ili sınırları içerisinde yer alan Marmara Ereğlisi gaz, enerji ve depo sahasında bulunmaktadır. Sıvılaştırılmış Propan gazı depolama, dolum ve transferinin yapıldığı bir tesiste gerçekleştirilen SAM-y’ nı ön plana çıkartan hususlar şunlardır;

- 1- Potansiyel buhar bulutu senaryolarının geometrik ortalama sızıntı çap yaklaşımına göre tahmin edilmesi.
- 2- ALOHA ve MARPLOT haritalama yazılımları üzerinden tesis içi ve çevresinde seçilen hassas lokasyonlar üzerindeki aşırıbasınç yükünün simülasyonu

3- Seçilen hassas lokasyonlarda patlamanın oluşturacağı hasarın ekipman, yapı ve insan üzerine etkilerinin Probit (olasılık) fonksiyonları üzerinden hem aşırı basınca hem de impals süresine bağlı denklemlerle tahmin edilmesi.

Türkiye’de bir LPG (sıvılaştırılmış Propan gazı) dolum terminalinde gerçekleştirilen SAM-y çalışması; ulusal anlamda buhar bulutu patlama riskinin tesis, kanuni mevzuat ve canlılar açısından kantitatif bir metotla değerlendirilmesine imkân sağlamasının yanında, uluslararası literatür içinde güncel yaklaşımları içeren sistematik ve bütüncül bir ön değerlendirme sunması açısından oldukça önemlidir. Ayrıca; önerilen SAM-y basamakları, buhar bulutu patlaması haricindeki diğer endüstriyel kazalar (yangın, toksik yayılım) için de proaktif yaklaşım imkânı sunar.

2 Proses Güvenliği ve Tarihsel Gelişimi

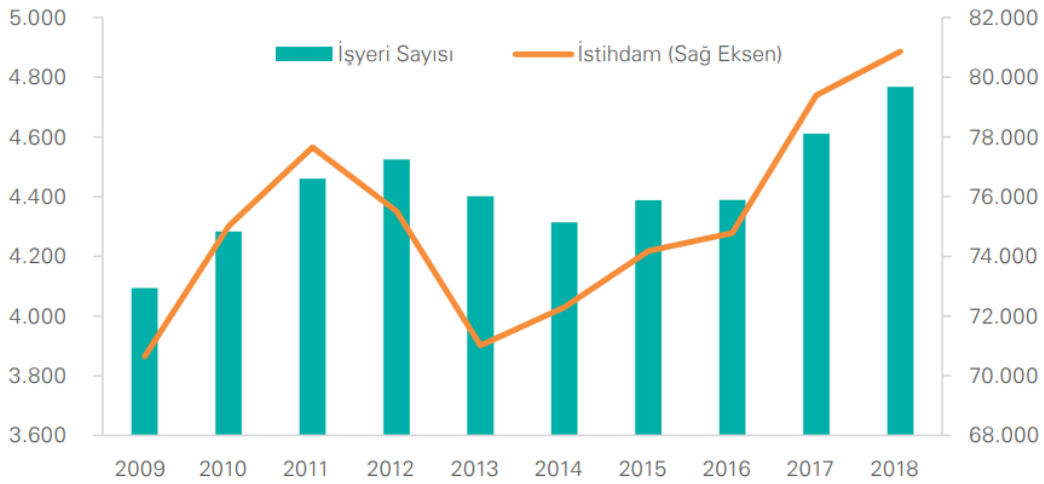
Kimyasal prosesler, plastikten kozmetiğe, ilaçtan boyalara kadar birçok sektörde sağladığı nihai ürünlerin yanında, diğer birçok sektör içinde ara mal ve hammadde temin eden bir sanayi dalı olarak, ekonomide büyük bir role sahiptir. Kimyasal prosesleri içeren sektörler imalat sanayinin en ana unsurlarından biridir. Endüstrileşmiş ülkelerde ilk 3 sanayiden biri olarak ortaya çıkan kimya sektörü bir gelişmişlik göstergesi konumundadır. Özellikle Türkiye petrokimya piyasası, Çin ve Hindistan’dan sonra dünyanın en hızlı büyüyen pazarlarından biridir. Plastik endüstrisi, petrokimya sanayinin bir alt grubu olarak hammadde ihtiyacının 90%’ını bu sektörden sağlamaktadır. Ülkemizde kimyasal proses endüstrisi, ağırlıklı olarak petrokimya, sabun, deterjan, gübre, ilaç, boya-vernük, sentetik elyaf, soda gibi kimyasal hammadde ve tüketim ürünlerinin üretiminin gerçekleştirildiği tesislerden oluşmaktadır. Kimya sanayi, lojistik önemi açısından çoğunlukla ülkenin kıyı bölgelerinde yerleşiktir. Petrol ve petrol ürünleri, deterjan, sabun, ilaç kimyasalları, boya gibi ürünleri üreten kimya firmalarının çoğu Marmara Bölgesinin üç büyük sanayi ili olan İstanbul, Kocaeli ve Sakarya’da, Ege Bölgesinde de İzmir’de yerleşim gösterirken; gübre ve petrol ürünleri firmalarının çoğu Akdeniz Bölgesinde toplanmıştır (Kimya Çalışma Grubu, 2019). Kimyasal kazalar, olası hasar ve zararlarının büyük olmaları ve etkilerinin kısa sürede doğadan silinememesi hatta hiç giderilememesi gibi sonuçlara neden olurlar. Ülkemizde gelişen sanayi ve ticaret ile beraberinde artan enerji ve ulaşım ihtiyaçlarının karşılanmasına yönelik olarak kurulan veya kurulması planlanan büyük ölçekli yapılar

(rafineri, yakıt depolama tesisleri, kimya fabrikaları, endüstriyel tesisler) yeni tehlike ve riskleri doğurmaktadır. Petrokimya endüstrisi başta olmak üzere, kimyasalların sebep olacağı patlama kazaları ciddi can kayıplarına ve çevresel felaketlere yol açmasının yanında, tesisin tekrar işlevselliğini kazanması açısından da büyük problemlere yol açmaktadır. Gelecekte daha fazla can kaybı, toplumsal sağlık sorunları, fiziksel altyapı zararı ve çevresel zararlara engel olmak için tüm afet türlerinde olduğu gibi endüstriyel kazalarda da planlama çalışmalarında yapılacak işlerin başında karşı karşıya olunan tehlikeleri tespit etmek ve riskleri değerlendirmek gelmektedir.

Tehlike ve riskler göz önüne alındığında tehlikeli maddenin üretimi, taşınması ve depolanması aşamalarında karşı karşıya kalabileceğimiz risklerin belirlenmesinde yangın, patlama, toksik gaz bulutu yayılımı modellenmesinin çok önemli olduğu görülmektedir. Bu hedefle hem kimyasal maddelerin bulunduğu kuruluşlarda ve kimyasal maddenin taşınması aşamalarında meydana gelebilecek muhtemel kazaların etki alanı modellemesi çalışmalarına önem verilmelidir. Modelleme sonuçlarına göre riskleri azaltmanın ve olay meydana geldiğinde yapılacak müdahale çalışmalarının önceden planlanmasının ekonomik açıdan da ülkemiz için önemli getirileri olacaktır. Bu tez çalışmasında tavsiye edilen SAM-y metodu, tesise özgü senaryolar üzerinden tesisin güvenli işletme olabilme kapasitesinin sorgulanması ve güvenlik açıklarının değerlendirilebilmesi için önemli bir kılavuz niteliğindedir.

2.1 Türkiye’de Kimyasal Proses Güvenliğine Dair İstatistikler

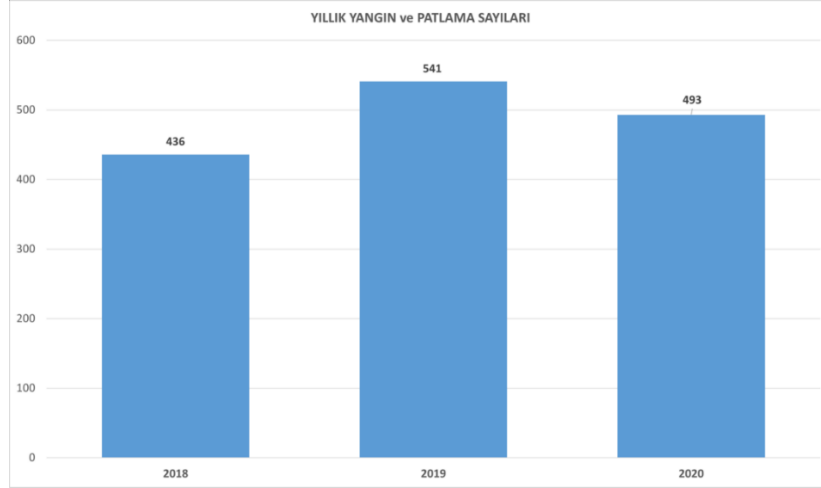
Ülkemizde Sosyal Güvenlik Kurumu (SGK) istatistikleri incelendiğinde iş güvenliği kapsamında sadece iş kazası ve meslek hastalıkları üzerine kayıtların tutulduğu, endüstriyel kazalara ilişkin herhangi bir kayıt tutulmadığı görülmektedir. Gelişmekte olan ülkemizdeki kimya sektöründe yer alan işyeri ve istihdam sayıları dikkate alındığında olası bir endüstriyel kazaya sebep olabilecek kimyasal proses endüstrisinin iş güvenliği kapsamında daha detaylı bir şekilde mercek altına alınmasının gerekliliği ortadadır. Sosyal Güvenlik Kurumuna ait 2009-2018 yılları arasındaki istatistikler incelendiğinde kimyasal ürünlerin imalatı üzerine çalışan firma sayıları Şekil 6’da gösterilmiştir.



Şekil 6. Kimyasal Endüstride Firma ve İstihdam Sayıları [12]

Söz konusu işletmeler BEKRA kapsamında sınıflandırılan kapsam dışındaki “diğer işletmeler” olarak düşünülebilir. Ayrıca ülkemizde BEKRA kapsamına giren yaklaşık 1000 SEVESO kuruluşu (%40 üst seviyeli kuruluş, 60% alt seviyeli kuruluş) bulunmaktadır [13].

TMMOB Kimya Mühendisleri Odası İstanbul Şubesi’nin 2018-2019 ve 2020 yıllarına ait endüstriyel patlama ve yangın istatistikleri üzerine hazırladığı rapor dikkat çekicidir. İtfaiye Daire başkanlıkları, sigorta acentelerinden elde edilen verilerle oluşturulan bu rapor ülkemizdeki kimyasal proses kazalarının incelenmesi ve sonuçlarının analiz edilerek dersler çıkarılması açısından oldukça önemlidir. Şekil 7’de verilen bilgilere göre; 2020 yılında yaşanan yangın ve patlama kazalarındaki olay sayısı ve kayıplar açısından dikkate değer artışlar söz konusudur. 2019 yılında meydana gelen endüstriyel kaza sayısı 2018 yılına nazaran 24% artarken, 2020 yılında bir önceki yıla nazaran 9% azalma meydana gelmiştir. Bilgi alınan kurumların kısıtlı olması sebebiyle kayıt altına alınmayan endüstriyel patlama ve kazaların toplam sayısının rapordaki rakamlardan daha fazla olduğu açıktır.

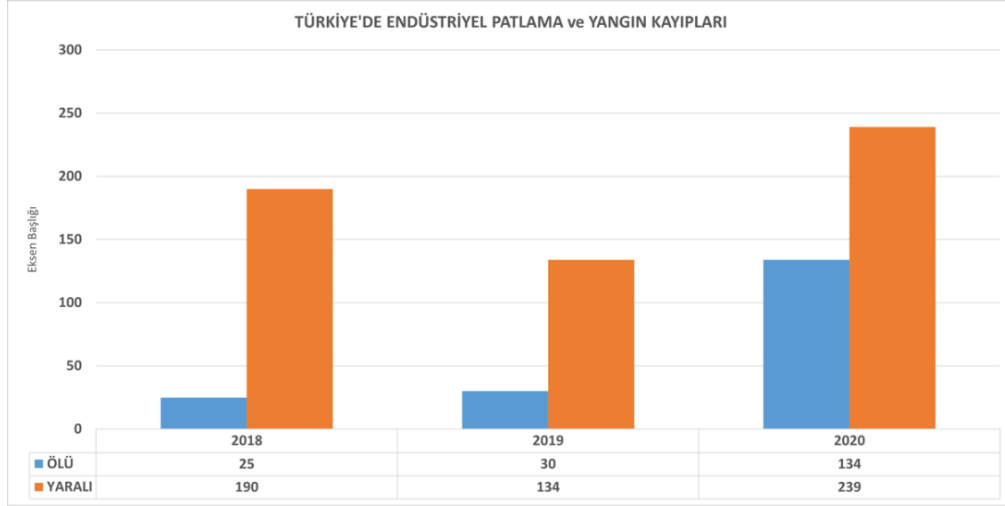


Şekil 7. Yangın ve Patlama Sayıları

2019 yılı ve 2020 yılı karşılaştırmasında meydana gelen olay sayısında 9% azalma meydana gelmesine rağmen, 2018 yılında 25 olan ölüm sayısı, 2019 yılında 30'a, 2020 yılında 134'e yükselmiştir (Şekil 8). Bu istatistik, meydana gelen endüstriyel kaza sayısından ziyade, sonuçlarının; kayıplara neden olan en önemli parametre olduğunu doğrular niteliktedir. Ayrıca söz konusu istatistikler, kimyasal proses endüstrisindeki teknik emniyet ve risk konseptlerinin daha bilimsel ve sistematik bakış açısıyla ele alınması gerektiğinin en önemli göstergesidir.

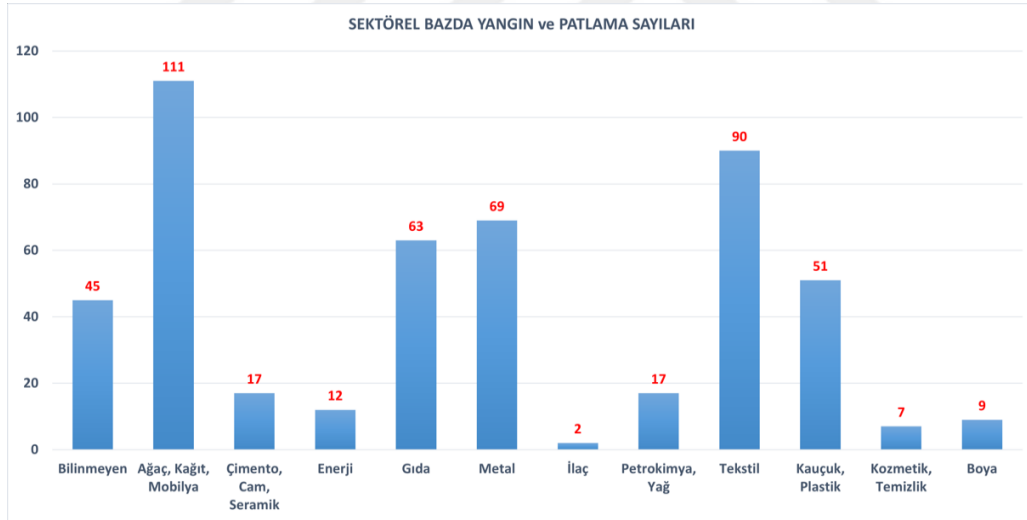
Kimya Mühendisleri Odası İstanbul Şubesi'nin hazırladığı rapora göre; 2018 yılında en az 436, 2019 yılında ise en az 541 patlama gerçekleşmiştir (Şekil 7). 2020 yılında ülkemizde gerçekleşen 493 endüstriyel kazanın; 441'i endüstriyel yangın, 52 tanesi ise endüstriyel patlama olarak kayıtlara geçmiştir.

Şekil 8'e göre, 2018 yılında yaralı sayısı 190 iken, 2019 yılı istatistiklerine göre bu rakam 134'e düşmüş ve 2020 yılında tekrar artışa geçerek 239'a yükselmiştir.



Şekil 8. Türkiye’de Endüstriyel Patlama ve Yangın İstatistikleri [13]

Şekil 9’da 2020 yılında, yaşanan 493 patlama ve yangın kazasının sektörel bazda sayıları ve yüzdesel dağılımı gösterilmiştir. Grafikler detaylı olarak incelendiğinde; endüstriyel yangın ve patlamaların metal, tekstil, ağaç, kâğıt, mobilya, kauçuk ve plastik sektörlerinde yoğun olarak yaşandığı görülmektedir.



Şekil 9. Türkiye’de Sektörel Bazda Yangın ve Patlama Sayıları [14]

Şekil 9’a göre meydana gelen endüstriyel kazalar, 22,5% ağaç, kağıt ve mobilya sektöründe, 18,3% tekstil sektöründe, 12,78% gıda sektöründe, 10,3% kauçuk ve plastik sektöründe, 14% metal sektöründe, 2,4% enerji sektöründe meydana gelmiştir.

Ülkemizde alevlenebilir özellikteki kimyasalların üretimi, kullanımı, depolanması ve transferi esnasında meydana gelen kimyasal proses endüstrisine ait majör kazalar Tablo 3'te gösterilmiştir.

Tablo 3. Ülkemizde Yaşanan Büyük Endüstriyel Kazalar [15]

Yıl	Lokasyon	Olay	Kayıp
1997	Kırıkkale	Mühimmat Fabrikasında Patlama/MKE	Büyük çaplı maddi hasar, şehrin tahliyesi
1999	İzmit	Akaryakıt Depolama Tanklarında Yangın/Tüpraş	200 milyon \$ zarar
2002	Kocaeli	LPG Dolum Tesisinde Yangın ve Patlama/Akçagaz	3 yaralı, 3 milyon TL zarar
2004	Mersin	Tank Yangını/Ataş	50 m çaplı tank kullanım dışı bırakıldı
2007	İzmir	Boya Vernik Fabrikası Yangını/Aliağa	Büyük çaplı maddi hasar
2011	Batman	LPG Dolum Tesisinde Patlama	3 ölü, büyük çapta maddi hasar
2014	Diyarbakır	Karayolu LPG Tankeri patlaması/Lice	34 ölü, 36 yaralı
2020	Sakarya	Havai fişek Fabrikası Patlaması/Hendek	7 ölü, 127 yaralı

2.2 Global Çapta Kimyasal Proses Güvenliğine Dair İstatistikler

Yaşanmış bir patlamanın nedenlerinin iyi anlaşılması, benzer kazaların tekrar yaşanmaması için gerekli derslerin çıkarılması, kimyasal proses endüstrisinde paylaşılarak uygun tedbirlerin alınabilmesi açısından oldukça önemlidir. Ülkemiz de bu anlamda patlama kazalarını içeren resmi bir veri tabanı olmasa da global anlamda ARIA, FACTS, INRS, MARS, ZEMA, Ility, CCPS, NTSB, JST, COSO, OSHA gibi birçok çevrimiçi patlama kazası veri tabanı mevcuttur. Tablo 4'te Selanik Aristotle Üniversitesi Termokimyasal özellikler ve çevresel süreçler laboratuvarında bulunan MInA(Büyük Endüstriyel Kazalar) veri tabanı için oluşturulan patlama kazalarının (1995-2011 yılları arası) listesi gösterilmiştir.

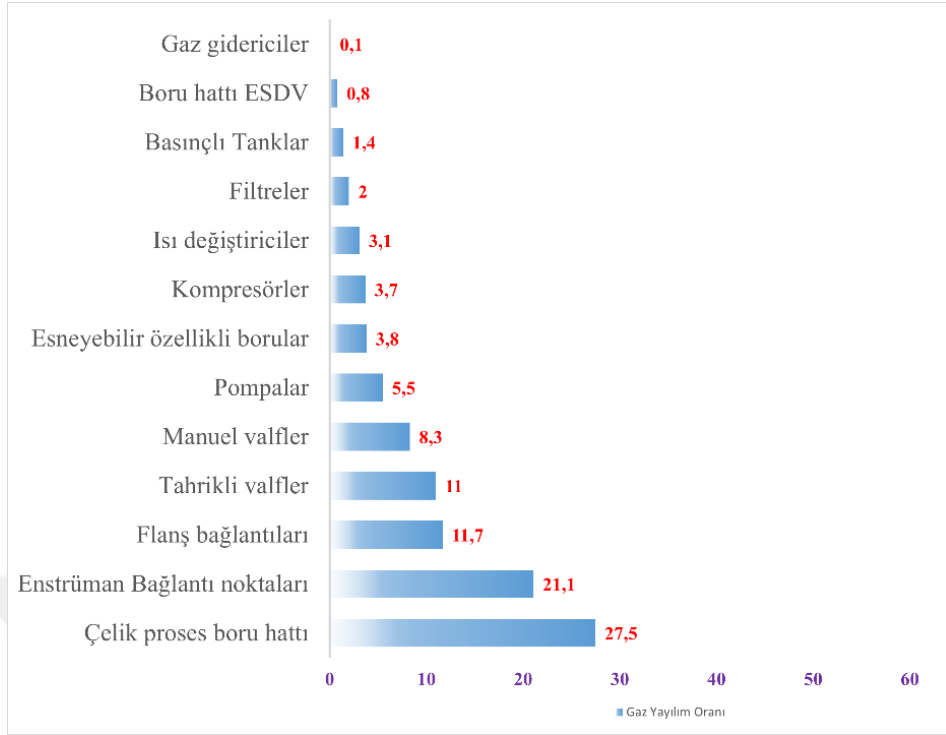
Tablo 4. 1995-2010 Yılları Endüstriyel Patlama Kazası İstatistikleri [16]

Tarih	Ülke	Lokasyon	Y*	Ö*	T*	Kimyasal
04.2010	USA	Gulf of Mex.	0	11	115	Petrol
08.2010	Çin	Harbin	153	20	2000	Patlayıcı
03.2008	İran	Arak	38	30	0	Deterjan
05.2006	Nijerya	Lagos	60	260	0	Petrol

Tablo 4. (Devam)

03.2005	USA	Texas	170	15	0	Hidrokarbon
12.2005	U.K	Fertfordshire	43	0	2000	Petrol
01.2004	Cezayir	Skikda	74	23	-	LNG
07.2004	Belçika	Ghislenghien	132	24	0	Doğal Gaz
09.2001	Fransa	Toulouse	3000	30	-	Amo. Nitrat
03.2001	Brezilya	CamposBasin	-	10	165	Gaz
05.2001	Tayvan	Tayvan	112	1	0	Gaz
04.2001	U.K	Humber R.	185	0	0	Gaz
06.2000	Kuveyt	Al Ahmadi	50	5	-	Hidrokarbon
03.2000	USA	Pasadena	69	1	-	Bütadien
07.2000	Nijerya	Adeje W.	-	250	-	Petrol
05.2000	Hollanda	Enschede	946	18	-	Barut
09.2000	Meksika	Salamanca	-	-	60000	Malatyon
03.1999	USA	Richmond	-	-	-	Hidrokarbon
06.1999	Almanya	Wuppertal	50	-	-	P.Hidroksit
12.1999	Tayland	Sri Racha	13	8	-	Hidrokarbon
01.1999	Kanada	Taylor	15	-	-	Ethan
09.1998	Avustralya	Longford	8	2	-	Hidrokarbon
06.1998	Kanada	St.John	-	1	-	Hidrokarbon
10.1998	Nijerya	Niger Delta	0	1000	0	Benzin
12.1997	Malezya	Bintulu	12	-	-	Gaz
06.1997	USA	Deer Park	30	-	-	Hidrokarbon
01.1997	USA	Martinez	46	1	-	Hidrokarbon
09.1997	Hindistan	Visakhapatna	100	60	6000	LPG
07.1996	Meksika	Cactus	30	6	-	LPG
04.1995	G.Kore	Taegu	104	101	10000	LPG

Kimyasal proses endüstrisi patlama kazaları genel de tesis ekipmanlarında meydana gelen bütünlük kaybı sonucunda, kimyasalın tutuşturucu bir kaynakla temas etmesi sonucu meydana gelmektedir. 1972-2001 yılları arasında yaşanmış en büyük 100 kazanın dalarının incelendiği araştırma sonuçları Şekil 11’de gösterilmiştir. Kazalara sebep olan ilk beş ekipman; 27,5% çelik proses boru hattı, 21,1% proses boru hattı enstrüman bağlantı noktaları, 11,7% flanş bağlantıları, 11% tahrikli valfler, 8,3% manuel valfler olarak sıralanmaktadır [17].



Şekil 10. Majör Kazalara Sebep Olan Ekipman Tipleri [17]

Şekil 10’da verilen çalışmanın en ilginç sonucu, en kompleks mekanik ekipmanlar olarak değerlendirilen pompalar, kompresörler ve basınçlı tankların kimyasal proses endüstrisinde yaşanan büyük kazalara sebep olma açısından minimum katkı sağlayan ekipman türleri olmasıdır. Söz konusu ekipmanların neden olduğu endüstriyel kazalardan kaynaklanan büyük çaptaki kayıplar “kayıp kontrolü ve önleme” kavramının ortaya çıkmasına yol açmıştır. Bu alandaki ilk çalışmalar “Endüstriyel Kaza Önleme” terminolojisiyle Heinrich (1959) ve Bird (1966) tarafından detaylı olarak çalışılmıştır. Farklı olay türleri arasındaki oran, kayıp kontrolünde kilit bir kavramdır. Farklı olay türleri arasındaki oranı veren ilk çalışmalar Heinrich (1959) tarafından yapılmıştır. Kimyasal proses endüstrisinde toplam kayıp kontrolünün uygulaması ilk olarak Webster (1974), Hearfield (1975) ve Ling (1979) tarafından çalışılmıştır [8]. Yaşanan kaza veya olaylar için toplam kayıp kontrol alanları; i) iş kesintisi ii) yaralanma iii) mal veya yapısal hasar iv) yangın v) güvenlik vi) sağlık hijyeni vii) kirlilik viii) ürün kayıpları olarak sınıflandırılmaktadır. Yapılan kaza/olay araştırma sonuçlarına göre elde edilen kayıp kontrol oranları araştırmaları aşağıda detaylı olarak gösterilmiştir [18].

a) Majör veya kayıp zamanlı yaralanma/Minör yaralanma/Yaralanmasız olay = 1:29:300 oranı Heinrich (1959) tarafından ortaya koyulmuştur [19].

b) Bird ve Germain (1985) tarafından 297 tesise ait 1,75 milyon olay üzerinden yaptıkları çalışmaya göre; Uzun kayıplı yaralanma/Minör yaralanma/Yapısal Hasar/Yaralanmasız veya hasarsız olay = 1:10:30:600 sonucuna ulaşmışlardır [20].

c) HSE 1991b raporunda verilen oranlar; uzun kayıplı(sakatlık) yaralanma/Minör yaralanma/ilk yardım gerektiren yaralanma/ Emlak(yapısal) hasarı/Yaralanmasız veya hasarsız olay = 1:3:50:80:400 şeklindedir.

d) Amerika’da 34.527 olayın incelenmesiyle ulaşılan sonuçlara göre kayıp oranları; ölümlü olaylar/Ciddi yaralanma/Minör yaralanma/Yaralanmasız olaylar = 1:7:44:300 şeklindedir [21].

Yukarıda açıklanan farklı tipteki olaylar için kayıp oranları Şekil 11’de kaza/olay piramidi grafiklerinde gösterilmiştir.



Şekil 11. Kimyasal Proses Endüstrisi için Kaza Olay Piramidi [19, 20, 21]

Şekil 11’de verilen kaza piramidi analizlerine göre; her 330 olaydan 1 tanesi majör veya kayıp zamanlı bir istenmeyen olayla, 29 tanesi minör yaralanmaya sebep olan olayla, 300 tanesi hasara veya yaralanmaya sebep olmayan olaylarla sonuçlanmaktadır (Şekil 11a, Heinrich, 1959). Kimyasal proses güvenliği literatüründe Seveso çalışmaları kapsamında hazırlanan senaryolar için kaza frekansı değerleri ülke genelinde, her 10 yılda 1 çoklu ölüme sebebiyet veren 1 majör endüstriyel kaza prensibine göre belirlenmektedir. Örneğin; 10 bin tesis olan bir ülke için tolere edilebilir risk kriteri; 1 majör kaza /10000 tesis/10 yıl = $1E-05 \text{ yıl}^{-1}$ olarak hesaplanmaktadır. Bu değer Türkiye için $1E-04 \text{ yıl}^{-1}$ olarak belirlenmiştir. Bu değer, kimyasal proses endüstrisi tesisleri için

senaryo edilen olaylarda kazanın meydana gelme frekansı 10 binde 1 olayın üzerine taşınır.

2.3 Literatür Taraması

Kimyasal proses güvenliği literatüründe geçmiş literatür çalışmaları incelendiğinde buhar bulutu patlama modellemesi üzerine birçok araştırma yapılmıştır [22, 23]. SAM-y çalışmasının temel yaklaşımlarını ve varsayımlarını içeren literatür çalışmalarına tez içerisinde ilgili bölümlerde ayrıca atıf yapılmıştır. Literatür araştırması; SAM-y çalışmasının oluşmasına katkı sunan ve belirsizliklerin deneysel ve teorik yaklaşımlarla giderilmeye çalışıldığı yangın, toksik yayılım gibi diğer endüstriyel kazalarında değerlendirildiği yayınları kapsamaktadır. Kimyasal proses güvenliği literatüründe ön plana çıkan olası BBP sonrası oluşması muhtemel kümülatif zarar görülebilirlik seviyesinin araştırıldığı çalışmalar ve ALOHA yazılımının kullanıldığı sonuç analizi yaklaşımları aşağıda kapsamlı olarak verilmiştir.

➤ Mercx, Van den Berg ve diğerlerinin 2000 yılında BBP modellerinin geliştirilmesi üzerine yaptıkları çalışma; BP International (U.K), Elf Atochem, Gaz de France, HSE, Norsk Hydro, Ministry VROM ve TOTAL Fransa şirketleri tarafından desteklenmiştir. Hacim blokaj oranı, ortalama engel büyüklükleri, laminar yanma hızları (cm/s), alev yolu uzunluğu (m) ve cephe aşırıbasıncı kavramlarının teorik ve CFD kodlarıyla analiz edildiği çalışma, GAME projesi olarak adlandırılan ve günümüz literatüründe yaygın olarak kullanılan olan AutoReaGas, ALOHA, PHAST gibi yazılım parametrelerinin oluşturulmasına büyük katkı sunmuştur [24].

➤ Carol S. ve diğerleri (2001) geçmişte yaşanan ve ölümcül kayıplara neden olan 352 kaza üzerinden yaptıkları eğri uydurma çalışmasında, BB kütlelerine bağlı fonksiyon üzerinden olası bir endüstriyel BBP'nin sonucundaki maksimum ölüm sayısını tahmin etmeye çalışmışlardır [25].

➤ I. Sellami ve diğerleri; Cezayir ulusal petrokimya ve gaz endüstrisi şirketi Sonatrach bünyesinde; 2018 yılında yaptıkları "Kantitatif sonuç analizi" çalışmasıyla LPG (sıvılaştırılmış petrol gazı) için BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion) termal etkilerini modelleyerek, aşırıbasıncın ve radyant ısının insanlar ve ekipmanlar üzerine olası hasarını ve etki mesafelerini "birleştirilmiş QRA-Sedow-Taylor yaklaşımı" adını verdikleri teorik çalışma ile ortaya koymuşlardır [26].

- Zhang, Zou ve diğerleri; 2019 yılındaki yaptıkları çalışmada, Çin’de 50.000 m³ kok fırın gazı (H₂, CH₄, CO, C₂H₆, H₂S, HCN, CO₂, N₂, O₂) tankı içeren bir tesiste meydana gelebilecek bütünlük kaybı sonucu oluşacak buhar bulutu patlaması (BBP) TNT eşdeğer kütle yöntemi ve CFD tabanlı FLACS yazılımı ile analiz edilerek, BBP’den kaynaklı kayıp aralıkları, hasar mesafeleri, kişisel ve sosyal risk tahminleri yapılmıştır [27].
- Ahumada, Papadakis - Wood ve diğerleri (2020); geniş çaplı BBP’da oluşması muhtemel detonasyon sonuçlarını, temelde aynı baskın parametreler üzerinde yoğunlaşan, Multi- enerji metodu (MEM), Baker-Strehlow-Tang (BST), sıkışıklık değerlendirme metodu (CAM), birincil patlama bölgesi (PES) gibi yöntemlerle değerlendirmişlerdir [28].
- Ustolin F. ve diğerleri (2020) 1 m³’lük sıvı hidrojen (H₂) tankı için yaptıkları deneysel BLEVE çalışmasında, patlama sonrası oluşan aşırıbasınç, patlama sonrası uçan parçaların etkisi ve olası alev topu yangını sonuçlarını deneysel ve ampirik korelasyonlarla modelleyerek bir hasar analizi çalışması gerçekleştirmişlerdir [29].
- Raman ve Grillo 2005 yılında yaptıkları çalışmada açık denizdeki bir petrokimya platformu için MEM metodu ve CFD metodlarını kullanarak buhar bulutu patlama riskini değerlendirmişlerdir. Sıkışıklık, ekipman yerleşimi, bulut hapsolme dereceleri gibi patlamayı etkileyen belirsizlikleri minimize etme amacıyla MEM sonuçlarını CFD analizi ile doğrulamaya çalışmışlardır. Çalışmanın en çarpıcı sonuçlarından biri, MEM metodunun aşırıbasınç eğrilerini oluşturmada sık başvurulan bir yöntem olmasına rağmen, kullanıcı yetkinliği ve varsayımlarının hala baskın bir faktör olmasıdır [30].
- Henrique da Silva A. ve arkadaşları (2022) belirledikleri senaryolar üzerinden katastrofik amonyak gazı (NH₃) sızıntısı sonrasındaki toksik maruziyeti ALOHA yazılımı ile modelleyerek, toksik probit denklemleri üzerinden bir sonuç analizi modelleme çalışması gerçekleştirmişlerdir [31].
- Jinlong ve diğerleri (2021) küresel LPG tank çiftliğinde 400 m³’lük bir küresel LPG tankı patlaması için MEM modeli üzerinden diğer tankların üzerinde oluşması muhtemel aşırıbasınç yükünü tahmin etmeye çalışarak olası tank hasarını probit denklem seti üzerinden değerlendirmişlerdir. Ayrıca domino etkisini, 52 m x 34 m x 11 m hipotetik bir kontrol hacmi üzerinden ANSYS CFD yazılımı ile değerlendirmişlerdir [32].

➤ Bariha, Ojha ve diğerleri (2022) bir LPG tüp dolum tesisinde dolum ve boşaltım işlemleri sırasında meydana gelebilecek muhtemel jet yangın ve havuz yangını kazalarını PHAST ve ALOHA yazılımları üzerinden analiz ederek etki mesafelerini incelemişlerdir [33].

➤ Pole ve Cheng (2021) yaptıkları çalışmada, FLACS yazılımı CFD algoritması üzerinden yaptıkları sonuç analizi çalışmasında, LPG_{mix}. (50% Propan+50% N-bütan) depolanan bir tank çiftliğinde aşırıbasınç ve yangın senaryosu sonrası radyant ısı dağılımını modellemişlerdir [34].

➤ Hou, Liu ve diğerleri; 2022 yılında yaptıkları çalışmada 2020 yılında Çin'de Wenling şehri yakınlarında yaşanan bir LPG tanker kazasında meydana gelen geniş çaplı bir BBP'da deflagrasyondan detonasyona geçiş (DDT) potansiyelini ve bina hasar seviyesini araştırmışlardır. Çalışma; yaklaşık 25 ton LPG (60% Propan+40% N-bütan) buhar bulutu(BB) kütesinin yaklaşık 40%-60% katkı sunduğu bir BBP senaryosu üzerinden MEM metodu patlama yoğunluğu şiddeti (N) 10 alınarak gerçekleştirilmiştir. Ayrıca ALOHA yazılımı ile yaptıkları değerlendirmede, MEM metodu ile elde ettikleri 4 aşırıbasınç konturu yarıçap değerinin, ALOHA yazılımından elde edilen yarı çap değerlerinden 2,5% -12,1% daha geniş olduğunu tespit etmişlerdir [35].

➤ X. Song ve diğerleri 2021 yılında yapmış oldukları sonuç analizi modelleme yaklaşımında; açık alanda aerosol (Propilen Oksit, JP-10 ve petrol eteri) bulutunun neden olduğu insan ve yapı hasarını; TNO Çoklu enerji modeli yöntemiyle elde ettikleri aşırıbasınç ve impuls süresine bağlı olasılık fonksiyonları (probit) üzerinden değerlendirmişlerdir [36].

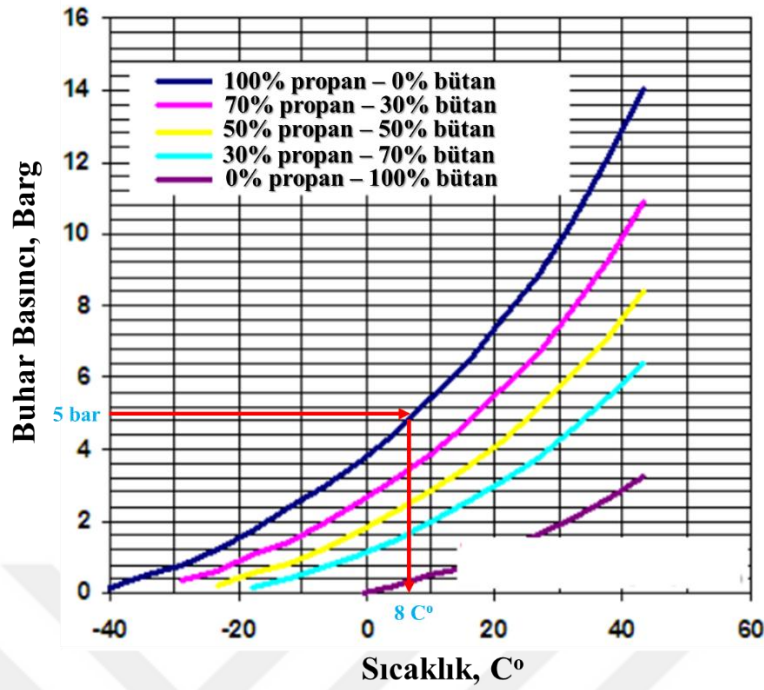
➤ Hu, Qian ve diğerleri (2022) Gexcon tarafından geliştirilen CFD-tabanlı ticari FLACS kodlarını ve teorik TNT eşdeğer kütle yöntemini kullanarak, bir LPG depolama tesisi için BBP riskini ve emniyetli mesafeleri araştırmışlardır [37].

Özellikle basınç altında sıvılaştırılmış gazların bütünlük kaybına uğraması ve tutuşması sonucu oluşabilecek buhar bulutu patlama (BBP) riskinin değerlendirilmesi, proses güvenliği literatüründe oldukça popüler bir konudur. Özellikle; sıvı fazda en düşük hacimde maksimum miktar prensibine dayanan depolama ve transfer şartları; hidrojen, Propan, N-bütan veya karışım LPG gibi kimyasalların oldukça yüksek miktarlarda tesis alanlarındaki depolama tankları veya transfer ekipmanları içerisinde bulunmasına neden olmaktadır. Bu sebeple olası bir BBP riskinin değerlendirilebilmesi için basınç altında

sıvılaştırılmış gazların bütünlük kaybına uğraması sonucu atmosfer içerisinde nasıl ve hangi şartlarda dispersiyona uğradığı, kapalı hacimden atmosfere genleşme şartları gibi birçok parametrenin hesaba katılması gerekmektedir.

2.4 Kimyasal Proseslerde Basınç Altında Sıvılaştırılan Gazlar

SAM-y çalışması için seçilen tesis LPG (sıvılaştırılmış petrol gazı) depolama, dolumu ve transferi yapan bir terminaldir. LPG genel itibarıyla Propan (C_3H_8) ve N-bütan (C_4H_{10}) karışımından oluşan, normal koşullarda gaz olmasına rağmen basınç altında sıvılaştırılabilen, ev, sanayi ve araçlarda yakıt olarak geniş çapta kullanılan bir kimyasaldır. 25 °C ve 1 atm. basınçta gaz halde bulunan Propan gazı ticari olarak N-bütan (C_4H_{10}) gazı karışımı olarak satışa sunulur. Ülkemizde kullanılan mix. LPG genellikle %70 N-bütan ve %30 Propan ihtiva eder. Özellikle soğuk aylarda veya bölgelerde Propan oranı daha yüksek olabilmektedir. Kimyasal proses endüstrisi literatüründe LPG üzerine yapılan patlama simülasyonu modellerinde genelde kaynama noktası (-42 °C) çok düşük olan Propan (C_3H_8) baz alınır. Normal koşullarda gaz fazda olan Propanın, depolanması ve transferi esnasında basınç altında sıvı fazda olması LPG tanımının “sıvılaştırılmış Propan gazı” olarak adlandırılmasına imkân tanımaktadır. Sıvı olarak depolanabilen basınçlı gazlar genellikle sıvı-buhar dengesindedir ve dolayısıyla tank basıncı; sıvının tank içi sıcaklığındaki buhar basıncına eşittir ve mutlak basınç (P_{mutlak}) olarak belirtilir [38]. Şekil 12’de ki eğrilerden görüldüğü gibi Propan; 0,980665 bar (1 kg/cm^2) basınç altında -25 °C’ de sıvılaşmaya başlar. Propan kimyasalına ait basınç - sıcaklık grafiği Şekil 12’de gösterilmiştir.



Şekil 12. Propan, LPG ve Bütan için Yoğuşma Eğrileri [39]

Şekil 12’de Propan (C_3H_8) için verilen yoğuşma eğrileri grafiğine göre, Propanın 8 °C’deki buhar basıncı yaklaşık 5 bar civarındadır. Bu durumda pratik olarak Propan gazı, atmosferik basıncın (1.01325 bar) 5 katı bir basınç altında sıvı fazda muhafaza edilebilir. Spesifik yoğunluğu ($\rho_{hava}=1 < \rho_{Propan}=1.52$) havadan yüksek olması sebebiyle yere yakın yerde biriken Propan gazı, sıvı fazdan gaz faza hızlı bir şekilde yaklaşık 250-280 kat hızla genişler ve buharlaşır. Bu genişleme aşağıdaki şekilde ifade edilebilir.

İdeal gaz denkleminde göre;

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \text{ ve } n = \frac{M}{M_{gaz}} \text{ ve } \rho_{gaz} = \frac{M}{V} \text{ olmak üzere;}$$

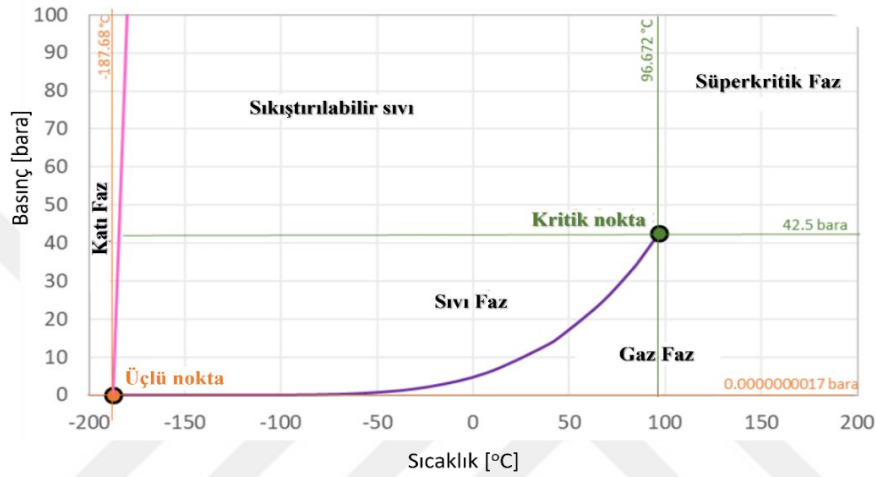
$$P \cdot V = \frac{\rho_{gaz} \cdot V}{M_{gaz}} \cdot R \cdot T \text{ ise; } \rho_{gaz} = \frac{P \cdot M_{gaz}}{R \cdot T}; \text{ kg/m}^3$$

Sıvı Propan için; $\rho_{propan} = 508 \text{ kg/m}^3$ ($P = 101325 \text{ Pa}$, $T = 25 \text{ C}^\circ = 298,15 \text{ K}^\circ$)

$$\rho_{Propan} = \frac{P \cdot M_{Propan}}{R \cdot T} = \frac{101325 \times 44,09}{8314 \times 298,15} = 1,80 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3},$$

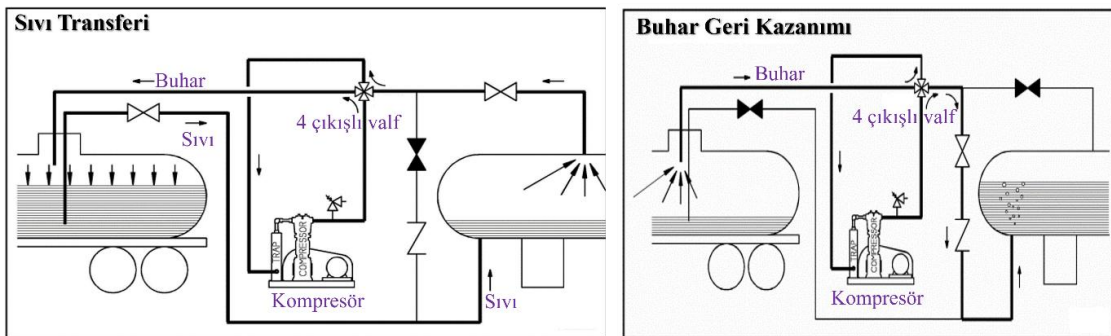
$$\rho_{sıvı}/\rho_{gaz} = 508/1,80 = 280 \text{ kat}$$

Basınç engelinden kurtulan sıvılaştırılmış Propan gaz fazına geçebilmek için gerekli ısıyı çevreden alabilecek vakit bulamadığı için kendi özgül ısını kullanır ve bu nedenle sıcaklık oldukça düşer. Dolayısıyla bu sıcaklıkla temas eden yüzey donar ve şiddetli soğuk yanıklarına neden olur. Şekil 13'te farklı basınç ve sıcaklıklarda Propan kimyasalının faz davranışlarını ifade eden “faz diyagramı” gösterilmiştir.



Şekil 13. Propan için Faz Diyagramı [40]

Propan bahsi geçen fizikokimyasal özelliklerinden dolayı sıvı fazda hava izolasyonlu yatay veya küresel tanklarda basınç altında depolanarak, pompa ve kompresör yardımıyla boru hatları içerisinde karayolu tankerlerine, gemiye veya nakliye için uygun kapalı ortama transfer edilir. Yatay silindirik bir tankta depolanan basınç altındaki sıvı Propan, butan veya LPG'nin bir karayolu tankerinden depolama tankına transferini ve buhar geri kazanımını tasvir eden operasyon Şekil 14'te gösterilmiştir.



Şekil 14. LPG Depolama ve Transfer Aşamaları [41]

SAM-y çalışması için seçilen Tekirdağ Gaz Enerji ve Depo Sahası içerisinde yer alan LPG Dolum Terminali operasyonları; i-) Karayolu tankerinden yatay silindirik tanka Propan transferi, ii-) Transfer edilen Propanın 180 m³'lük yatay silindirik tankta depolanması, iii-) Tanker veya silindirik tüplere dolumu yapılan Propan kimyasalının nihai kullanıcıya ulaştırılması şeklindedir.

Kimyasal proses endüstrisi için önerilen SAM-y çalışmasında kullanılan Propan kimyasalına ait özellikler Tablo 5'te gösterilmiştir.

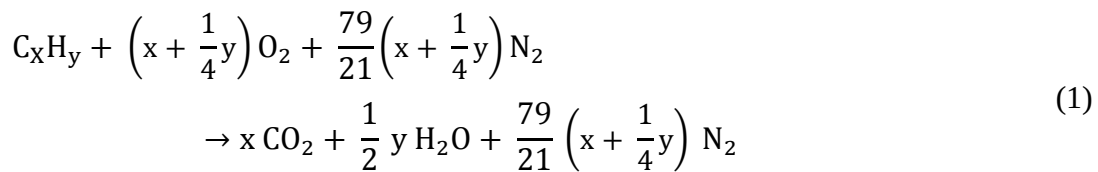
Tablo 5. Propan(C₃H₈) Fizikokimyasal Özellikleri (25 °C ve P_{atm.})

Kimyasal Formül	: C ₃ H ₈
CAS No	: 74-98-6
Molekül Ağırlığı	: 44,09 kg/kmol
Faz	: Normal şartlarda Gaz Fazında
Sıvı Fazında	
Kaynama Sıcaklığı; °C	: -42
Parlama Sıcaklığı; °C	: -105
Yoğunluk; kg/m ³	: 508
Buharlaşma Gizli Isısı; kcal/kg	: 90,50
Gaz Fazında	
Yoğunluk; kg/m ³	: 1,866
Gaz/Sıvı Hacim Oranı	: 272
LEL noktası; % v/v	: 2,1
UEL noktası; % v/v	: 9,4

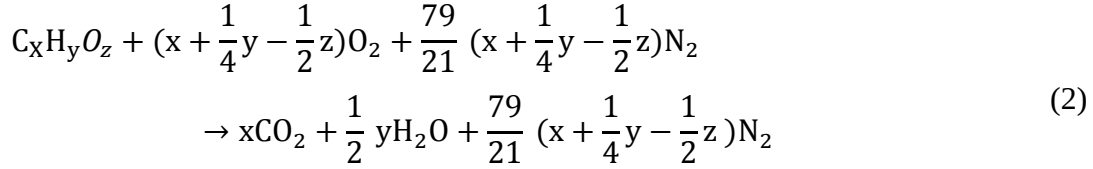
2.5 Hidrokarbonların Alevlenebilirlik Özellikleri

Patlama kavramını yanma olayından ayıran en önemli fark reaksiyonun gerçekleşme süresi ve ortam koşullarıdır. SAM-y çalışmasında ele alınan Propan(C₃H₈) kimyasalı C₁-C₄ gaz grubu içerisinde yer alan organik bir kimyasaldır. Hidrokarbonlar organik yapılarından kaynaklı tam yanma reaksiyonuna uğrarlar. Yanma reaksiyonu sonucunda CO₂ (karbondioksit) ve H₂O (su) ürünleri meydana gelir.

En genel ifadeyle karbon (C) ve hidrojen (H) atomlarından oluşan hidrokarbonlar için genel yanma reaksiyonu aşağıdaki şekilde ifade edilebilir [42];



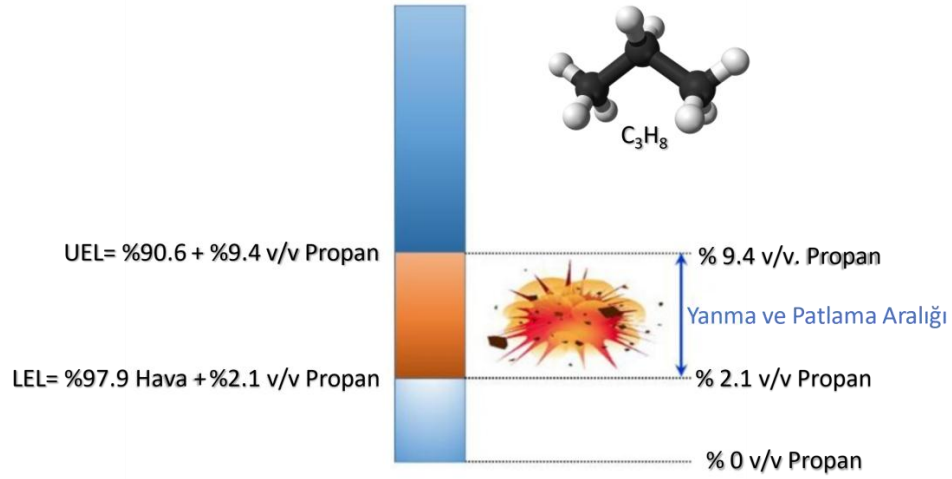
Oksijen içeren hidrokarbonlar için genel yanma reaksiyonu aşağıdaki şekilde ifade edilmektedir.



SAM-y çalışmasında kullanılan Propan gazı için yanma denklemi aşağıdaki şekilde ifade edilir.



Gazların patlayıcılık özelliği alt ve üst patlama limitleri olarak ifade edilen hava/gaz konsantrasyonu ile karakterize edilmektedir. Bir gazın tutuşturucu kaynak etkisi ile (açık alev, kıvılcım, statik elektrik, sıcak yüzeyler vb.) alevlenip patlayabileceği en düşük konsantrasyon, ‘alt patlama limiti’ (Lower Explosive Limit, LEL); en yüksek konsantrasyonda ‘üst patlama limiti’ (Upper Explosive limit, UEL) olarak adlandırılır. Gaz konsantrasyonunun LEL seviyesinin altında ve UEL seviyesinin üstünde olduğu durumlarda patlama gerçekleşmez. Gazın patlaması için en elverişli konsantrasyon alt ve üst patlama limitleri arasında kalan konsantrasyondur. Gaz konsantrasyonu patlayıcı aralığın üst sınırı UEL noktasının üzerinde ise, ortamda yanıcılık sağlayacak yeterli oksijen konsantrasyonu olmayacağından patlamanın gerçekleşmesi beklenmez. LEL ve UEL arasındaki mesafe ne kadar yüksekse patlama riski o derece yüksektir. Örneğin; Hidrojen gazı için alt ve üst patlama limitleri; hacimce LEL: %4, UEL: %75, asetilen gazı için LEL: 2.5, UEL: %81 bu aralığın oldukça geniş olduğu ve patlama riski açısından söz konusu gazların hassasiyetini ortaya koyan değerlerdir. Şekil 15’de Propan gazı için alt-üst patlama limitleri ve en uygun patlayıcı aralık arasındaki ilişki tasvir edilmiştir.



Şekil 15. Propan için Alt ve Üst Patlama Limitleri

Organik bileşiklerin alt ve üst patlama limitleri Shebeko ve Jones metodu kullanarak teorik olarak tahmin edilebilir [43].



Sitokiyometrik olarak denkleştirilen yanma reaksiyonu için ortaya çıkan M, X, Y ve Z değerlerine göre alt (LEL) ve üst patlama limiti (UEL) değerleri aşağıdaki şekilde teorik olarak hesaplanabilir.

$$LEL, \% (v/v) = \frac{0,55 * 100}{4,76M + 1,19X - 2,38Y} \quad (5)$$

$$LEL, \% (v/v) = \frac{3,50 * 100}{4,76M + 1,19X - 2,38Y} \quad (6)$$

Propan gazının meydana getireceği buhar bulutunun patlama riski ve sonuçlarının değerlendirildiği SAM-y metodunda, Propan gazı için denklem 5 ve 6 kullanarak alt patlama limiti kolayca teorik olarak tahmin edilebilir. Propan için LEL (% v/v) değeri aşağıdaki şekilde teorik olarak belirlenebilir.

$C_3H_8 + 5O_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O$ Yanma denklemine göre;

M=3, X=8, Y=0, Z=5

$$LEL, \% (v/v) = \frac{0,55 * 100}{4,76M + 1,19X - 2,38Y} = 2,1 \%v/v$$

Ayrıca tüketim ihtiyaçlarına göre bileşimi % olarak değişebilen N-bütan(C_4H_{10}) ve Propan(C_3H_8) karışımından oluşan LPG_{mix} için LEL ve UEL limitleri Le Chatlier Denklemi yardımı ile belirlenir. Karışımların alevlenebilirlik sınırlarını tahmin etmek için kullanılan yöntemlerin çoğu Le Chatlier denklemine dayanmaktadır [44].

$$LEL_{Karışım} = \frac{100}{\sum_{i=1}^n \frac{C_i}{LEL_i}} \quad (7)$$

$$UEL_{Karışım} = \frac{100}{\sum_{i=1}^n \frac{C_i}{UEL_i}} \quad (8)$$

Denklem 7 ve 8’de LEL_i ; her bir gaz için alt patlama limitini (LEL, %v/v), C_i ; karışımı oluşturan her bir gazın % fraksiyonunu, n; karışım içerisindeki patlayabilir gaz sayısını ifade etmektedir. Tablo 6’ da bazı kimyasallar için alt (LEL) ve üst (UEL) patlama limitleri gösterilmiştir.

Tablo 6. Bazı Kimyasal Gazlar için Alt ve Üst Patlama Limitleri [45]

Kimyasal	Alt Patlama Limiti (LEL) %	Üst Patlama Limiti (UEL) %
Amonyak	16	25
Aseton	2,6	12,8
Asetilen	3	82
Benzin	1,3	7,1
Hekzan	1,1	7,5
Hidrojen Sülfür	4	44
Karbon monoksit	12,5	74
LPG	2	9
Metan	5	15

2.5.1 Basıncın Bir Fonksiyonu Olarak Alevlenebilirlik Limitleri

Gaz/hava yanıcı karışımları içeren çoğu durum genellikle esas olarak atmosferik basınçta meydana gelse de depolama, nakliye bazen farklı koşullar altında gerçekleştirilir ve bu durum, yanıcılık limitlerinde değişikliklere neden olabilmektedir. Alevlenebilirlik limitleri basınca bağlıdır. Atmosfer basıncının altında, basınç düştükçe (sabit sıcaklıkta) iki sınırın değerleri yaklaşır ve aralarındaki boşluk, aynı değere sahip oldukları belirli bir basınca ulaşılan kadar daralır; daha düşük basınçlarda alev karışım içinde ilerleyemez. Bunun nedeni, gaz konsantrasyonunun yanmayı sürdürmek için çok düşük olmasıdır [46]. Basınç, atmosferik basıncın üzerine çıktıkça alevlenebilirlik sınırları daha da artar. Aslında, basınç arttıkça alt patlama limiti (LEL) çok az azalır, ancak üst patlama limiti (UEL) önemli ölçüde artar. UEL' in basınç arttıkça değişimi, aşağıdaki ampirik ifade kullanılarak tahmin edilebilir.

$$UEL_P = UEL + 20.6(\log(P_i \cdot 10^{-3}) + 1) \quad (9)$$

Denklem 9'da P_i ; mutlak basıncı (Pascal), UEL; atmosferik basınçta üst patlama limitini ifade etmektedir.

2.5.2 Sıcaklığın Bir Fonksiyonu Olarak Alevlenebilirlik Limitleri

Alevlenebilirlik sınırları sıcaklıkla değişiklik gösterir. Sıcaklık arttıkça, iki sınır arasındaki konsantrasyon aralığı genişler. Literatürde bu ilişkiyi belirlemek için kullanılan çeşitli korelasyonlardan en iyi bilinenleri Denklem 10 ve 11'de gösterilmiştir [47].

$$LEL_T = LEL_{298} - \frac{3.136}{\Delta H_c} (T - 298) \quad (10)$$

$$UEL_T = UEL_{298} - \frac{3.136}{\Delta H_c} (T - 298) \quad (11)$$

Denklem 10 ve 11'de T ; ilgili sıcaklığı (K) ve ΔH_c ; yanma entalpi değerini (kJ/mol) ifade etmektedir.

Bir gazın T sıcaklığındaki (K) alt patlama limiti (LEL) değerini, başka bir T_1 sıcaklığındaki aynı parametrenin bir fonksiyonu olarak tahmin etmek için bir diğer ampirik ifade Denklem 12’de gösterilmiştir [48].

$$LEL_T = LEL_{T_1} \left(1 - \frac{T - T_1}{873 - T_1} \right) \quad (12)$$

Denklem 12’de T sıcaklık değeri Kelvin birimindedir.

2.5.3 Parlama (Flash Point) Noktası

Parlama noktası, bir yanıcı sıvının, bir ateşleme kaynağı mevcudiyetinde hava ile bir yanabilir karışım oluşturmaya yetecek kadar buhar verdiği en düşük sıcaklıktır. Bir sıvının tutuşma kolaylığı hakkında bir fikir verir. Örneğin; benzin ($T_f = -42$ °C) pratikte her zaman tutuşmaya hazırdır, buna karşın dizel yağın ($T_f : 66$ °C) standart oda koşullarında tutuşması oldukça zordur. Daha yüksek parlama noktalarına sahip maddeler, daha düşük parlama noktalarına sahip maddelere göre daha az yanıcı veya tehlikelidir. Bu nedenle parlama noktası, bir maddenin yangın ve patlama riski açısından ne kadar tehlikeli olduğunun belirlenmesinde temel parametrelerden biridir. Parlama noktası sıcaklığı deneysel olarak elde edilir ve bunun için açık kap ve kapalı kap yöntemleri olmak üzere iki prosedür kullanılır. Kapalı kap yöntemleri daha düşük değerler verir. Bir sıvının kaynama noktası ile parlama noktası arasında yakın bir ilişki olduğu iyi bilinen bir gerçekliktir ve çoğu deneysel tahminlerle karşılaştırıldığında büyük sapmalar göstermesine rağmen birçok korelasyon (genellikle parabolik ve hiperbolik denklemler) yayınlanmıştır.

Satyanarayana ve Rao 1200 organik bileşik için verileri (kapalı kap parlama noktası sıcaklığı) yüksek doğruluk derecesiyle (ortalama mutlak hata %1’den az) elde edebilen aşağıdaki ifadeyi önermektedirler [49].

$$T_f = a + \frac{b \left(\frac{c}{T_0} \right)^2 e^{\frac{c}{T_0}}}{\left(1 - e^{\frac{-c}{T_0}} \right)^2} \quad (13)$$

Denklem 13'te T_0 ; atmosferik basınçta organik sıvının kaynama noktası sıcaklığını (K), a,b ve c Tablo 7'de verilen katsayıları ifade etmektedir.

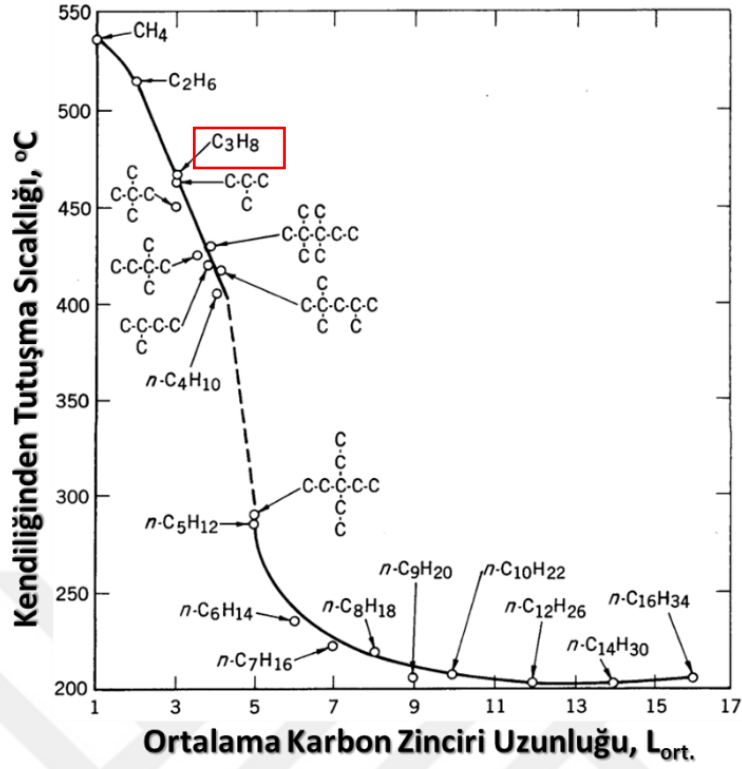
Tablo 7. Denklem 13 için kimyasal gruplar ve Katsayılar [49]

Kimyasal Grup	a	b	c
Hidrokarbonlar	225,1	537,6	2217
Alkoller	230,8	390,5	1780
Ketonlar	260,5	296,0	1908
Aldehitler	264,5	293,0	1970
Petrol Fraksiyonları	237,9	334,4	1807

2.5.4 Kendiliğinden Tutuşma Sıcaklığı

Kendiliğinden tutuşma olarak da adlandırılan bu kavram, herhangi bir açık alev, kıvılcım gibi tutuşturma kaynağı yokken, ortam sıcaklığına bağlı (sıcak yüzeyler, aşırı ısı vb.) bir maddenin tutuştuğu sıcaklıktır. Ayrıca, bir maddenin tutuşmasına neden olmak için yeterli oranda kendi kendine ısınmaya maruz kaldığı en düşük sıcaklık olarak tanımlanmıştır. Özellikle patlayıcı ortam oluşturma ihtimali bulunan gazların sınıflandırılmasında ve uygun ekipman tasarımında dikkate alınması gereken önemli bir parametredir. Elektrikli ekipmanlar, sıcak yüzeyler ve sürtünme veya temas sebebiyle tutuşma sıcaklığında kıvılcım çıkartabilecek kaynaklar ilgili gazın kendiliğinden tutuşmasına yetecek enerji üretebilmektedir. Özellikle organik bileşiklerin yapısındaki ortalama karbon (C) zinciri uzunluğu ve kendiliğinden tutuşma sıcaklığı arasında pozitif yönlü bir korelasyon söz konusudur. Bu korelasyon organik hidrokarbonların kendi içerisinde kolay alevlenebilirlik açısından değerlendirilmesinde farklı bir bakış açısı sunmaktadır.

Ortalama karbon zinciri uzunluğu ve organik kimyasalın kendiliğinden tutuşma sıcaklığı arasındaki ilişki Şekil 16'da gösterilmiştir. Tek karbon içeren metan (CH_4), üç karbonlu Propan (C_3H_8), dört karbon içeren N-bütan (C_4H_{10}) ve altı karbon içeren n-hekzan (C_6H_{14}) organik bileşikler için karbon sayılarına bağlı kendiliğinden tutuşma sıcaklıklarında meydana gelen düşüş net bir şekilde görülmektedir [50].



Şekil 16. Tutaşma Sıcaklıkları ve Karbon Zinciri İlişkisi [50]

Tablo 8’de patlayıcı ortam oluşturabilen kimyasalların alevlenebilirlik parametrelerini içeren değerler özetlenmiştir. Kimyasalın alt patlama limiti (LEL), üst patlama limiti (UEL), parlama noktası ve kendiliğinden tutaşma sıcaklığı gibi parametreler olası bir patlamanın değerlendirilebilmesi ve önleyici aksiyonların alınabilmesi açısından oldukça önemlidir.

Tablo 8. Seçilen Kimyasallar için Alevlenebilirlik Parametreleri [62]

Kimyasal	LEL %v/v	UEL %v/v	T _f , °C	T _{autoign.} , °C
Aseton	2,6	12,8	-17,8	700
Asetilen	2,5	80,0	-17,8	305
Amonyak	15,0	28,0	---	630
N-bütan	1,8	8,4	-60	405
Metan	5,3	15,0	-222,4	632
Etanol	3,5	19,0	12,8	558
Toluen	1,3	7,0	4,4	536
Propan	2,1	9,5	-104,4	493

Tablo 8’de T_f ve T_{autoign} sırasıyla parlama noktası (flash point) sıcaklığını ve kendiliğinden tutaşma sıcaklığını ifade etmektedir.

2.5.5 Laminer Yanma Hızı

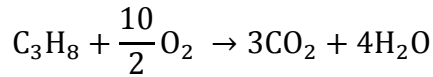
Laminer yanma hızı; ekipman ve prosesin güvenli tasarımı için temel parametrelerden biridir. Gaz için bu parametrenin bilinmesi; yanıcılık limitlerinin, minimum oksijen konsantrasyonunun ve gaz parlama indeksinin tanımlanmasına imkân tanımakla birlikte, sıkışık alan veya sıkışık olmayan alanlarda patlama senaryolarının gelişim mekanizmasının tanımlanmasında önemli bir role sahiptir. Patlama anındaki alev cephesinin gerçek hızı olan alev hızı ve gaza ait bir özelliği temsil eden yanma hızı arasındaki ilişkiyi ortaya koyması açısından da ayrıca önem arz etmektedir. Linnett (1953), hem düzlemsel hem de küresel alevler için eşit derecede geçerli olan ve her iki durum içinde aynı değere sahip olacak bir yanma hızı tanımının yapılmasının mümkün olmadığını ancak, en iyi sonucun; alev alanının, hacimsel akış hızına bölünmesi ile elde edilebileceğini belirtmiştir. Britton(2000) tarafından önerilen denklem 14 kullanılarak gazın laminer yanma hızı tahmin edilebilir [51].

$$S_u = 1666,1 + 34,228 \left(\frac{\Delta H_c}{\Phi_{O-f}} \right) + 0,18039 \left(\frac{\Delta H_c}{\Phi_{O-f}} \right)^2 \quad (14)$$

Denklem 14'te S_u ; laminer yanma hızını (cm/s), ΔH_c ; gaz için yanma ısısı değerini(kcal/mol), Φ_{O-f} ; oksijen yanma oranını ifade etmektedir.

Denklem 14 üzerinden Propan gazı için laminer yanma hızı şu şekilde analitik olarak hesaplanabilir.

Propan için yanma reaksiyonu;

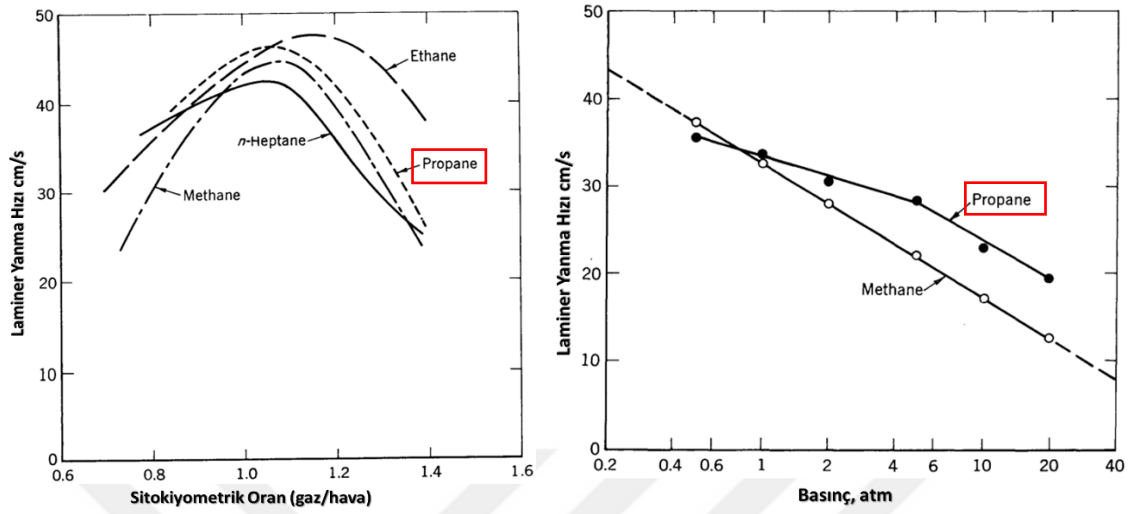


$$\Phi_{O-f} = 10/2$$

$$\Delta H_c = 50352 \text{ kJ/kg} = 2,215,488 \text{ kJ/kmol}$$

$$S_u = 1666,1 + 34,228 \left(\frac{2,215,488 * 2}{10 * 4186} \right) + 0,18039 \left(\frac{2,215,488 * 2}{10 * 4186} \right)^2$$

$S_u = 64,2 \text{ cm/s}$ (Propan için laminar yanma hızı)



Bu tezde önerilen SAM-y çalışmasında buhar bulutu patlama (BBP) modellemesi için kullanılan Baker-Strehlow-Tang (BST) metodu; yakıt reaktivitesi sınıflandırması için laminar yanma hızlarını kullanır ve ortam sıkışıklık geometrisi ile alev hızı arasındaki ilişki üzerinden deflagrasyondan detonasyona geçiş (DDT) olayını açıklar. Bu durum tezin ilerleyen bölümlerinde daha detaylı ifade edilmiştir.

Literatürde, Bosschaart ve Goey (2004), Joedicke ve diğerleri (2005), Senecal ve Beaulieu (1998) tarafından yapılan deneysel çalışmalarda laminar yanma hızları; S_u sırasıyla, 39,5 cm/s, 49,2 cm/s, 52 cm/s, 46,7 m/s olarak bulunmuştur [52, 53, 54]. Bu çalışmada önerilen SAM-y metodunda konservatif yaklaşım gereği Propan (C_3H_8) için laminar yanma hızı teorik hesaplamalar ve deneysel metotlardaki farklılıklardan dolayı, detonasyon senaryoları için yüksek reaktivite olarak kabul edilmiştir.

2.5.6 Hidrokarbonların Yanma Entalpisi

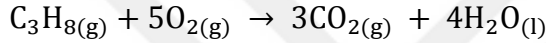
Alevlenebilir gaz ve buhar patlamalarının modellenmesinde, termodinamik özellikler hakkında gerekli verileri elde etme görevini basitleştiren belirli yaklaşımlar geliştirmek genellikle mümkündür. Hidrokarbon bulutu patlaması için entalpi değişimini hesaplamada kullanılan genel yöntem, standart oluşum entalpisi üzerinden ΔH_c yanma entalpisi değişimini belirlemek ve buna bir "patlama verimliliği" veya verim faktörü

uygulamaktır. Yanma reaksiyonunun entalpi değişimi ΔH_c ; Tablo 9’da verilen standart oluşum entalpileri ile hesaplanarak elde edilebilir.

Tablo 9. Propan için Yanma Entalpisi Parametreleri [55]

Yanma Reaksiyonu	ΔH_c ; kJ/mol
$C_3H_{8(g)}$	-103.7
$O_{2(g)}$	0
$CO_{2(g)}$	-393.5
$H_2O_{(l)}$	-285.8

SAM-y yaklaşımında Propan gazının patlama riskini değerlendirmek için elde edilmesi gereken yanma entalpisi değişimi Tablo 9’da verilen termodinamik değerler aracılığıyla aşağıdaki hesaplanabilir.



$$\Delta H_{c-C_3H_8} = \sum \Delta H_{c[\text{ürünler}]} - \sum \Delta H_{c[\text{girenler}]}$$

$$\Delta H_{c-(C_3H_8)} = [3 \times \Delta H_f(CO_2) + 4 \times \Delta H_f(H_2O)] - [\Delta H_f(C_3H_8) - 3\frac{1}{2} \times \Delta H_f(O_2)]$$

$$\Delta H_c(C_3H_8) = [3 \times (-393,5 \text{ kJ mol}^{-1}) + 4 \times (-285,8 \text{ kJ mol}^{-1})] - [(-103,7 \text{ kJ mol}^{-1}) - 2 \times (0 \text{ kJ mol}^{-1})]$$

$$\Delta H_c(C_3H_8) = -2220 \text{ kJ mol}^{-1}$$

$$\frac{-2220 \text{ kJ}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ mol } C_3H_{8(g)}}{44,09 \text{ gram}} \times \frac{1 \text{ gram}}{10^{-3} \text{ kg}} = 50352 \text{ kJ/kg}$$

Propan gazı için elde edilen bu değer 298,15 Kelvin (25 C°) ve 101325 Pascal basınçtaki standart durumda, gazın tam yanması sonucu oluşan ürünlerin (CO₂ ve H₂O) oksidasyona uğramasıyla meydana gelen entalpi artışıdır. Patlama ısısı, patlama enerjisi ve yanma ısısı kavramları arasındaki farklar ölçüm yöntemlerine atıfta bulunularak açıklanabilir [56].

Sonuç olarak; yayılan enerji, ölçekleme kurallarına göre hedef mesafe içerisinde farklı konturlarla ifade edilerek, olası bir patlamanın hasar verici etkisi analiz edilmektedir.

2.6 Detonasyon ve Alevlenebilirlik Parametreleri Arasındaki İlişki

Gaz ve hava karışımlarının patlayabilirliği, alevlenebilirlik limitleri ve ateşleme kaynakları açısından karakterize edilmektedir. Literatürde, patlayıcı ortamın türüne göre açık ve kapalı alan olması durumlarında, alevlenebilirlik parametrelerinin (LEL, UEL, %v/v) değişebileceği tartışması Burgess ve arkadaşları tarafından 1968 BM RI 7196 kodlu raporda açıkça dile getirilmiştir. Kapalı durumlar için patlama limiti ölçümleri tüplerde yapılmaktadır. Bu tür çalışmalara ilişkin açıklamalar Michels, Munday ve Ubbelohde (1970) ile Borisov ve Loban (1977) tarafından tartışılmıştır. Açık alandaki gaz bulutlarında patlama limitlerinin ölçülmesi daha zordur [57].

Tablo 10'da açık ve kapalı ortam durumlarında alevlenebilirlik limitlerinde meydana gelen değişimler, Nettleton(1980) tarafından yapılan çalışmalarda gösterilmiştir.

Tablo 10. Detonasyon ve Alevlenebilirlik Parametreleri Değişimi [62]

Kimyasal	Detonasyon Limitleri (% v/v)				Alevlenebilirlik Limitleri (% v/v)	
	Kapalı Tüp		Açık Alan		LEL	UEL
	LEL	UEL	LEL	UEL		
Etan	2,87	12,20	4,0	9,2	3,0	12,4
Propan	2,57	7,37	3,0	7,0	2,1	9,5
N-bütan	1,98	6,18	2,5	5,2	1,8	8,4
Asetilen	4,20	50,0	-	-	2,5	80,0
Etanol	5,1	9,8	-	-	3,3	19,0
Hidrojen	18,3	58,9			4,0	75,0

Yapılan deneysel çalışmalar göstermektedir ki, patlayıcı ortamın açık veya kapalı özellikte olması, olası BBP sonuçlarının tahmin edilebilmesi açısından oldukça önemli bir parametre olarak karşımıza çıkmaktadır.

2.7 Basınç Altında Sıvılaştırılan Gazın Kesit Alanından Akış Karakteristiği

Kimyasal proseslerde bütünlük kaybının meydana geliş şekline ve proses şartlarına bağlı olarak akış karakteristiğinin bilinmesi BBP modellemeleri için büyük önem arz etmektedir. Buhar bulutu oluşması için gerekli gaz kütlesi aşağıdaki durumlarda meydana gelebilir;

- Tesis içerisinde tasarlanan boru hatları üzerinde deformasyona bağlı bir yırtık veya bağlantı noktalarındaki (flanş, valf vb..) sızıntılar
- Tank duvarında korozyon veya çevresel etkilerden kaynaklı meydana gelebilecek yırtıklar, delikler
- Pompa ve kompresör sızdırmazlık elemanlarından meydana gelen kaçaklar
- Kimyasalın buharlaşma oranına bağlı olarak tanktan meydana gelen taşmalar veya dayk sahası içerisindeki beton üzerinde meydana gelen havuzdan buharlaşma sonucu meydana gelen buhar bulutları

Şekil 18’de drain boru hattı ve flanş bağlantısından meydana gelen LPG sızıntısı örnekleri gösterilmiştir.



a) 50,8 mm (2 inç) drain borusundan meydana Gelen salım

b) 101,6 mm (4 inç) flanş bağlantısından oluşan salım

Şekil 18. SAM-y Yaklaşımı için Salım Örnekleri

Çalışmanın gerçekleştirildiği tesiste basınç altında sıvılaştırılarak depolanan ve transfer edilen LPG %v/v 2.1 alt patlama limitine sahip, $\sim 410 - 580\text{ C}^{\circ}$ de kendiliğinden kolayca alevlenebilen (Auto Ignition Temperature) bir gazdır. Kaynama noktası ($\cong -42\text{ C}^{\circ}$) çok düşük olması sebebiyle olası bir sızıntı sonrası, basınç engelinden kurtularak hızla gaz faza geçerek, buhar bulutu oluşturur. Bu akış gazın kesitten çıkış hızı ve şekli ile karakterize edilir. Literatürde; 1.9 bar ve üzerindeki tüm akışlar sonik akış olarak değerlendirilmektedir [58].

Depolandığı proses basıncına ve kesit alanına bağlı olarak bütünlük kaybına uğrayan gaz için akış, ses hızının üstünde (gaz çıkış hızı $> 20\text{ C}^{\circ} \sim 343\text{ m/s}$) ise; sonik yayılım veya ses hızının altındaki bir hızda (gaz çıkış hızı $< 20\text{ C}^{\circ} \sim 343\text{ m/s}$) subsonik yayılım olarak gerçekleşir.

$$V_{\text{gaz}} = \sqrt{\gamma \frac{R T}{M_{\text{gaz}}}} \quad (15)$$

$$V_{\text{gaz}} = \frac{dG/dt}{\rho_0 S} \quad (16)$$

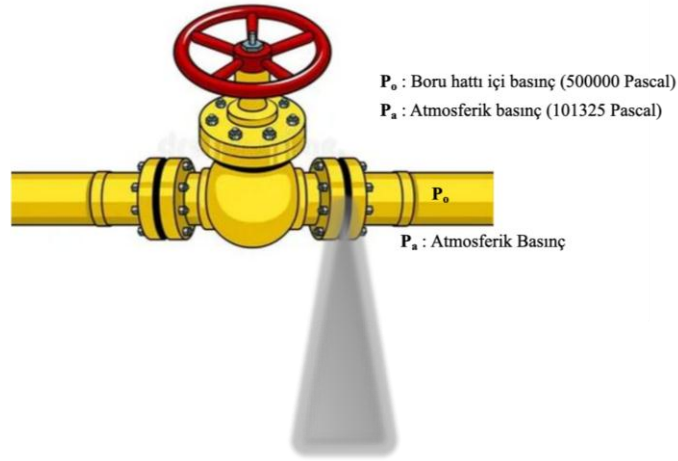
$$\rho_0 = \rho \left(\frac{P_0}{P} \right)^{1/\gamma} \quad (17)$$

Denklem 15 ve 16 yardımıyla belirli bir T sıcaklığında (Kelvin) kesit alanından çıkan gazın hızı (V_{gaz} ; m/s) hesaplanabilir. Bir gaz akışında, basınç değişimi önemli ve hız yüksekse, kinetik ve sıkıştırılabilirlik etkileri önemli bir rol oynar ve gaz bir açıklıktan akarken basınç, sıcaklık ve yoğunluk önemli ölçüde değişir [59]. Akış sıkıştırılabilir kabul edilir ve hesaplamak için farklı yöntemler uygulanmaktadır.

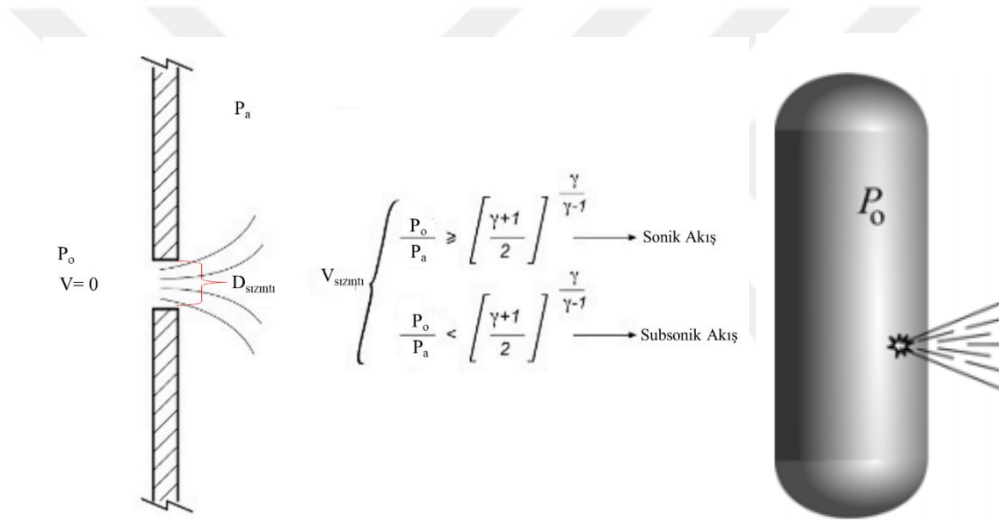
Gazın kesit alanından çıkış karakteristiğini belirlemek, sıvı faz hacminden gaz faza hacmine genleşen bir gazın kütleli akış oranı (kg/s) açısından oldukça önemli bir parametredir. Bu kararın verilebilmesi için; kritik basınç değerlendirmesi yapılmalıdır. Operasyon basıncı; P_0 (Pascal) olmak üzere; izentropik genleşme varsayımı üzerinden engellenmiş (choked) basınç ve tank içerisindeki basınç arasındaki ilişki Denklem 18 ile ifade edilmektedir [60].

$$P_c = P_a \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (18)$$

Denklem 18' de P_c ; kritik basınç (Pascal), γ ; politropik indeks ($1 < \gamma < 1,8$), P_a ; atmosferik basınca atıf yapmaktadır. $P_0 > P_c$ durumunda akış sonik, $P_0 < P_c$ durumunda akış subsonik olarak değerlendirilir. Şekil 19'da basınçlı bir tank duvarından ve boru hattı üzerindeki bir kesit alanından atmosferik ortama kaçan gaz veya buhar için sonik akış örneği gösterilmiştir.



a. Boru Hattı Flanş Noktasında Sonik Salım



b. Basınçlı Gaz veya Buhar Salımı

c. Tank Duvarından Sonik Salım

Şekil 19. Bir Sızıntı Kesit Alanından Basınçlı Gaz veya Buhar Akışı [61]

Şekil 19’da bir gazın kesit alanından sonik hızla atmosfere sızdıktan sonra genişlemesi tasvir edilmiştir. Bu esnada basınç nedeniyle içerdiği enerji, kinetik enerjiye dönüşür. Gaz kesit alanından boşalırken yoğunluk, basınç ve sıcaklık parametrelerinden değişiklikler meydana gelir. Literatürde basınç altında sıvılaştırılan gazların meydana getirdiği sızıntıların izentropik genişleme davranışı gösterdiği varsayılmaktadır. Denklem 19’da verilen mekanik enerji denklemi gazların sıkıştırılabilir akışını tanımlar [62].

$$\int \frac{dP}{\rho} + \Delta \left(\frac{\bar{u}^2}{2\alpha g_c} \right) + \frac{g}{g_c} \Delta z + F = - \frac{W_s}{\dot{m}} \quad (19)$$

Denklem 19’da P; basınç (Pascal), ρ ; yoğunluk (kg/m³), $\bar{u}$; ortalama akış hızı (m/s), g_c ; yerçekimi sabiti (m/s²), α ; hız profili doğrulama faktörü (birimsiz, laminar akış için $\alpha = 0,5$, türbülanslı akış için 1,0 alınır), z; dikey yükseklik (m), F; net sürtünme kaybı (N), W_s ; iş (Joule) ve $\dot{m}$; kütleli akış oranını (kg/s) ifade etmektedir.

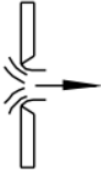
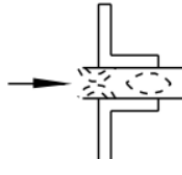
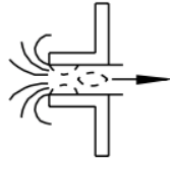
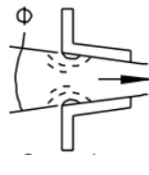
Basınç altında sıvılaştırılan bir gazın belirli bir kesit alanından atmosferik ortama yayılması ve ne kadar büyüklükte bir patlayabilir buhar bulutu oluşturabileceğinin tahmin edilebilmesi için kütleli akış oranının(kg/s) bilinmesi gerekir. Belirli bir kesit alanından sonik akış özelliği gösteren gaz veya buhar için kütleli akış oranı Denklem 20 yardımıyla hesaplanabilir [63].

$$dG/dt = C_D * S * P_o * \psi * \sqrt{\gamma \frac{M_{gaz}}{Z R T} \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\gamma+1/\gamma-1}} \quad \text{kg/s} \quad (20)$$

Sonik akış için; $\psi = 1$

Denklem 20’de; dG/dt: sonik hızla yayılan gazın kütleli akış oranı (kg/s), C_D : (0,50 - 1) boşalma katsayısını, S: gazın çıktığı kesit alanı(m²), P_o : gazın maruz kaldığı proses basıncını (Pascal), ψ : gazın hızına bağlı boyutsuz bir faktör, γ : politropik indeks($1 < \gamma < 1,8$), M_{gaz} : gazın molekül ağırlığı(kg/kmol), R: evrensel gaz sabiti (8314 J/kmol.K), T: gazın maruz kaldığı sıcaklığı (Kelvin) ifade etmektedir. C_D (-), sürecin izentropik olmadığını hesaba katan bir katsayıdır.

Şekil 20’de literatürde atıf yapılan C_D ; boşalma katsayısı değerleri gösterilmiştir.

				
Keskin kenar	Yuvarlak kenar	Kısa boru	Girintili köşe	Açısal kenar
$C_D=0,60$	$C_D=0,97$	$C_D=0,82$	$C_D=0,72$	$C_D=\sim\emptyset$

Şekil 20. Delik Kesitleri için Boşalma Katsayısı Sabitleri [64]

Bir boruda tam delikli bir yırtılma için $C_D = 1,0$ ' dır. Yanlışıklıkla serbest bırakılan keskin kenarlı delikler için (yüksek Reynolds sayısı), bazı yazarlar $C_D = 0,62$ 'yi tavsiye ederken, diğerleri 1,0 gibi ihtiyatlı bir değer önermektedir.

İdeal gazlar için politropik indeks Denklem 21 ve 22 yardımıyla hesaplanabilir [65].

$$\gamma = \frac{M_{\text{gaz}} C_p}{M_{\text{gaz}} C_p - R} \quad (21)$$

$$C_p = C_v + R \quad (22)$$

Denklem 21’de M_{gaz} ; gazın molekül ağırlığı (kg/kmol), C_p ; sabit basınçtaki spesifik öz ısı kapasitesi (J/kg.K⁰), R; evrensel gaz sabiti (8314 J/Kmol.K⁰ ifade etmektedir.

Spesifik ısı kapasitesi (C_p); basınç altında sıvılaştırılan Propan ve türevleri için Denklem 23 yardımıyla hesaplanabilir [65].

$$C_p = \frac{(C_1)^2}{t} + C_2 - 2C_1C_3t - C_1C_4t^2 - \frac{(C_3)^2t^3}{3} - \frac{C_3C_4t^4}{2} - \frac{(C_4)^2t^5}{5} \quad (23)$$

$$T_r = T/T_c ; t = 1 - T_r ; T: \text{mutlak sıcaklık}, T_c : \text{kritik sıcaklık} \quad (24)$$

SAM-y metoduna konu edilen Propan (C_3H_8 : 44,096 kg/kmol) kimyasalı ve seçilen hidrokarbonlar için politropik indeks ($\gamma = C_p/C_v$) değerleri Tablo 11’de hesaplanmıştır.

Tablo 11. Seçilen Gazlar için Politropik İndeks Değerleri

Hidrokarbon	Molekül ağırlığı; kg/kmol	$\gamma = C_p/C_v$
Etan, C ₂ H ₆	30,0	1,22
Propan, C ₃ H ₈	44,1	1,15
Bütan, C ₄ H ₁₀	58,1	1,11

5 bar ($P_o=500000$ Pascal) basınç altında sıvı fazda depolanan Propan (C₃H₈) kimyasalının tank cidarı veya boru hattı üzerindeki bir kesit alanından sonik veya subsonik hızda yayılımını tespit etmek için yapılan kritik basınç değerlendirmesine göre;

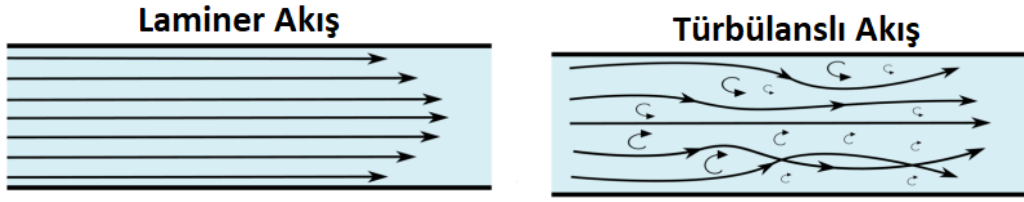
$$P_c = P_a \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} = 101325 * \left(\frac{1,076 + 1}{2} \right)^{\frac{1,076}{1,076 - 1}} = 171830 \text{ Pascal} \quad (25)$$

P_o (500000 Pascal) > P_c (171830 Pascal) olduğundan akış soniktir.

Yapılan akış değerlendirmesi neticesinde gaz salımının sonik karakterde gerçekleşmesi, olası bir basınçlı gaz sızıntısında patlayabilir BB kütlesinin ve dispersiyonun tahmin edilebilmesine imkân tanır.

2.7.1 Laminer ve Türbülanslı Akışlar

Kimyasal proses güvenliğinde akış rejiminin tanımlanması temel bir husustur. Başarılı model seçimi ve hesaplama yaklaşımları, kesinlikle akışın özelliklerinin anlaşılmasına bağlıdır. Basınçlı kaplardan sıvıların, buharların ve gazların salımı proses güvenliğindeki en önemli senaryolardan biridir. Bu senaryolar kendi içlerinde yalnızca tehlikeli bir istenmeyen olayı temsil etmekle kalmaz, aynı zamanda akış yönündeki dispersiyon olaylarının çoğu, bu salımın şekli tarafından tetiklenir ve bu akış rejiminin özelliklerinden etkilenir [66]. Boru hattı içerisinde akışkanın girdaplar oluşturmadan düzenli bir şekilde hareket etmesi “laminer akış” aksi durum “türbülanslı akış” olarak adlandırılır. Laminer akışta hız, basınç, yoğunluk ve diğer akışkan özellikleri akışın her noktasında sabittir, değişmez. Türbülanslı akış rejiminde akışkanın bu özellikleri sürekli olarak değişir. Şekil 21’de laminer ve türbülanslı akış rejimi tasvir edilmiştir.



Şekil 21. Laminer ve Türbülanslı Akış Rejimleri [67]

Reynolds sayısı(Re), akış rejimi tanımı için dikkate alınması gereken boyutsuz bir parametredir [67].

$$Re = \frac{\rho \cdot u \cdot D}{\mu} \quad (26)$$

Denklem 26’da ρ ; akışkanın yoğunluğu (kg/m^3), μ ; akışkanın dinamik viskozitesini (Pa/s), u ; akışkanın hızını (m/s) ve D ; boru çapını (m) ifade etmektedir. Laminer rejimler; Reynolds sayıları, atalet ve konvektif eylemler üzerindeki viskoz ve difüzyon taşıma mekanizmalarının yaygınlığı ile ilgilidir. Tablo 12’de Bird ve arkadaşları tarafından 2002 yılında önerilen ve çeşitli proseslerle ilgili akış rejimlerinin tespiti için ilgili Reynolds aralıklarını gösteren bir kılavuz paylaşılmıştır.

Tablo 12. Akış rejimleri için kılavuz değerler [68]

Akış Senaryosu	Laminer Rejim	Geçiş Rejimi	Türbülans Rejim
Dairesel akış	< 2000	2000	> 2000
Teğet laminer akış	< 100,000	100,000 – 500,000	>500,000
Dairesel borularda akış	< 2100	2100	>2100
Küre etrafında akış	< 200,000	200,000	>200,000
Dairesel silindir etrafında enine akış	< 10	10-10,000	>10,000

Akış rejiminin bilinmesi, basınçlı bir tank duvarı veya boru hattı üzerindeki bir kesit alanından gazın sonik jet özelliğinde çıkışının karakterize edilmesi ve bununla bağlantılı olarak dispersiyon momentumu veya muhtemel bir jet alevin modellenmesi açısından büyük önem taşımaktadır. Özellikle Propan, N-bütan veya karışımları gibi basınç altında sıvılaştırılan gazlar, basınç engelinden kurtulduktan sonra fişkıma şeklinde bir momentuma sahip olur. Özellikle boru hattı içerisinde laminer akış özelliği

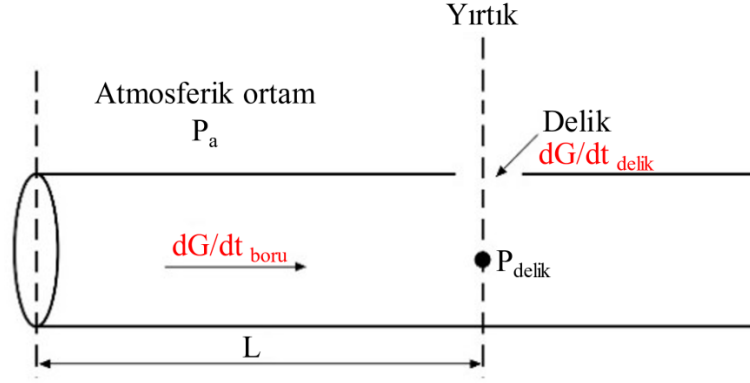
gösteren akışkan, sızıntı noktası (yırtık veya delik) itibariyle türbülansa uğramış bir gaz jeti şeklinde davranır. Bu noktada, akışkanın hızı, yoğunluğu, viskozitesi, basıncı gibi hat içerisinde sabit seyreden parametrelerde değişiklikler meydana gelir. Oosthuizen (1983)'e göre, $Re=10,000$ e kadar akışkan dinamiği dengesizliklerinin gösterildiği çok çeşitli Reynolds sayıları mevcuttur. API (Amerikan Petrol Enstitüsü)'nün 521 kod numaralı standardına göre, gaz hızının 12 m/s'den büyük veya gaz jeti/rüzgâr hızı oranının 50'den az olması ve Reynolds sayısının aşağıdaki şartı sağlaması durumunda, jet dispersiyon parametrelerinin genellikle baskın olduğunu belirtmektedir [69].

$$Re \geq 15400 \cdot \frac{\rho_{gaz}}{\rho_{hava}} \quad (27)$$

Denklem 27'de ρ_{gaz} ; gazın yoğunluğunu (kg/m^3), ρ_{hava} ; havanın yoğunluğunu(kg/m^3) ifade etmektedir. Oosthuizen 'in (1983) bulgularına göre, 5000 ile 10,000 arasındaki Reynolds aralığında önemli dengesizlikler gösteren bir gaz jeti oluşmaktadır. Reynolds sayısı 5000'den önemli ölçüde küçükse, gaz jet akışının laminar olması beklenebilir ve Rankin ve arkadaşlarına göre (1983), 1000'e kadar Reynolds sayılarında laminar rejim için kararlı çözümler bulunmuştur. Basıncı bir boru hattı üzerinde oluşacak bir gazın dispersiyonunda, atmosfere çıkışta akış soniktir ve genişlemenin adyabatik bir dönüşüme göre gerçekleştiği varsayılır [69].

2.7.2 Boru hattı Üzerindeki Bir Delikten Gazın Akış Karakteristiği

Risk analizinde tipik bir durum, yukarı akış sabit basınç kaynağına (genellikle bir tank) bağlı bir borudan gaz akışının hesaplanmasıdır (Şekil 22). Gaz çıkışı, borunun tamamen delinmesi yoluyla veya boru duvarında oluşan bir delikten gerçekleşebilir. Her iki durumda da borudaki basınç, deliğin hemen önündeki bir noktada tahmin edilmelidir. Bu, sırasıyla sabit basınç kaynağı ile deliğin hemen önünde belirtilen nokta arasındaki basınç düşüşüne bağlı olan gaz akış hızının bilinmesini gerektirir [70].



Şekil 22. Boru Hattı Yırtığında Oluşan Sızıntı Örneği

Yukarı akış basınç kaynağı ile ortam arasındaki toplam basınç düşüşü, borudaki basınç düşüşü ve açıklık (bir delik veya tamamen kırılmış boru) boyunca oluşan basınç düşüşünün toplamıdır. Bu durum şu şekilde ifade edilmektedir.

$$\Delta P = P_{\text{tank}} - P_a = (P_{\text{tank}} - P_{\text{delik}}) + (P_{\text{delik}} - P_a) = \Delta P_{\text{boru}} - \Delta P_{\text{delik}} \quad (28)$$

Denklem 28’de, P_{tank} ; tank içi basıncı(Pa), P_a ; atmosferik basıncı (101325 Pa), P_{delik} ; deliğin hemen önünde boru içi basıncı (Pa) ifade etmektedir. Boru içinden geçen kütleli akış hızı, borudan geçen basınç düşüşüne bağlıdır ve delikten geçen kütleli akış hızı, delikten geçen basınç düşüşüne bağlıdır. Kütlenin korunumu yasasına göre, çevreleme kaybı (m_{boru}) nedeniyle borudan geçen kütle akışı, delikten (m_{delik}) geçen kütle akışına eşit olmalıdır:

$$m_{\text{boru}} = m_{\text{delik}} \quad (29)$$

Bir borudan geçen kütleli akış oranı, borunun her iki ucundaki basınca bağlıdır ve aşağıdaki ifade ile hesaplanabilir [71].

$$m_{\text{pipe}} = A_p \sqrt{\frac{2 \int_{P_{\text{tank}}}^{P_p} \rho(P) dP}{4 f_F \left(\frac{L}{d_p} \right)}} \quad (30)$$

Denklem 30’da A_p ; boru kesit alanını (m^2), ρ ; gazın yoğunluğunu (kg/m^3), f_F ; havalandırma sürtünme faktörü (-), L ; borunun uzunluğu (m), d_p ; boru çapını (m) ifade

eder. Denklem 30'da ki integral, sabit bir sıkıştırılabilirlik faktörü ve sabit bir hacimde (C_v) sabit özgül ısı varsayımı üzerinden analitik olarak çözülebilir; $Z = 1$ için;

$$\int_{P_{\text{tank}}}^{P_P} \rho(P) dP \cong - P_{\text{tank}} \rho_{\text{tank}} \left(\frac{\gamma}{1 + \gamma} \right) \left(\left(\frac{P_{\text{delik}}}{P_{\text{tank}}} \right)^{\frac{1+\gamma}{\gamma}} - 1 \right) \quad (31)$$

Bu denklem seti, boru açıklığının hemen önündeki boru iç basıncını; P_{delik} , deneme yanılma yoluyla çözer. Bunun için aşağıdaki prosedür izlenmelidir.

- Boru açıklığının hemen önündeki borunun içindeki basınç tahmin edilir. ($P_a < P_{\text{delik}} < P_{\text{tank}}$)
- Denklem 30 (kütlesel akış denklemi) ile boru açıklığından geçen gaz için kütlesel akış hızı hesaplanır. (Boru duvarındaki bir delik için $C_D = 0,62$; tam geçiş için $C_D = 1$).
- Denklem 30 ve 31 ile boru boyunca kütlesel akış hızı hesaplanır.
- İki kütle akış hızı karşılaştırılır ve eşit değillerse, P_{delik} değerini düzeltip prosedürün tekrarlanması sağlanır.

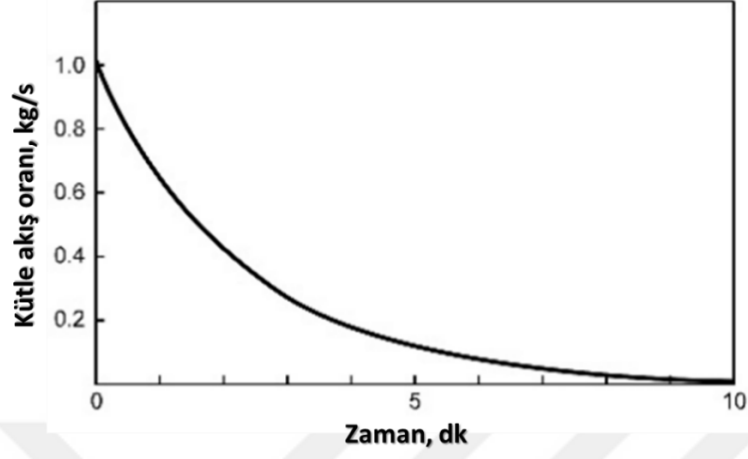
Yukarıda verilen prosedür, numerik analiz yöntemiyle bilgisayar programlarında kolayca çözülebilmektedir.

Yukarıda önerilen ifadeler sabit bir basınç kaynağına salınan bir gazın kütle akış hızını tahmin etmektedir. Örneğin, basınçlı gaz içeren bir tank durumunda olduğu gibi, akış basıncı sabit değilse, bu ifadeler yalnızca sızıntının ilk birkaç dakikasına uygulanabilir. Delikten gaz salımı ilerledikçe, boru hattı içindeki basınç azalır. Bu nedenle, kütle akış hızını zamanın bir fonksiyonu olarak hesaplamak için akış basıncı belirli zaman aralıklarında düzeltilmelidir. Gaz salımının azalması temel iki faktör olan ilk sızıntı oranı ve kap içindeki ilk gaz kütlelerinin bir fonksiyonudur. Üstel bir eğilim izleyen sızıntının azalması kabaca aşağıdaki ifadeyle açıklanabilir [71].

$$m_{(t)} = m_{\text{başlangıç}} \exp\left(\frac{-m_{\text{başlangıç}} t}{W}\right) \quad (32)$$

Denklem 32'de $m_{(t)}$, sızıntının başlamasından sonraki t zamanında kütle akış hızını (kg/s), $m_{\text{başlangıç}}$; sızıntı başladığındaki kütle akış oranı (kg/s), W ; tank içinde sızıntı öncesi gaz kütlesi (kg), t ; sızıntı başlangıcı itibarıyla geçen süreyi (s) ifade etmektedir.

Şekil 23'te zamanın bir fonksiyonu olarak kütleli akış oranı (kg/s) değişimi gösterilmiştir.

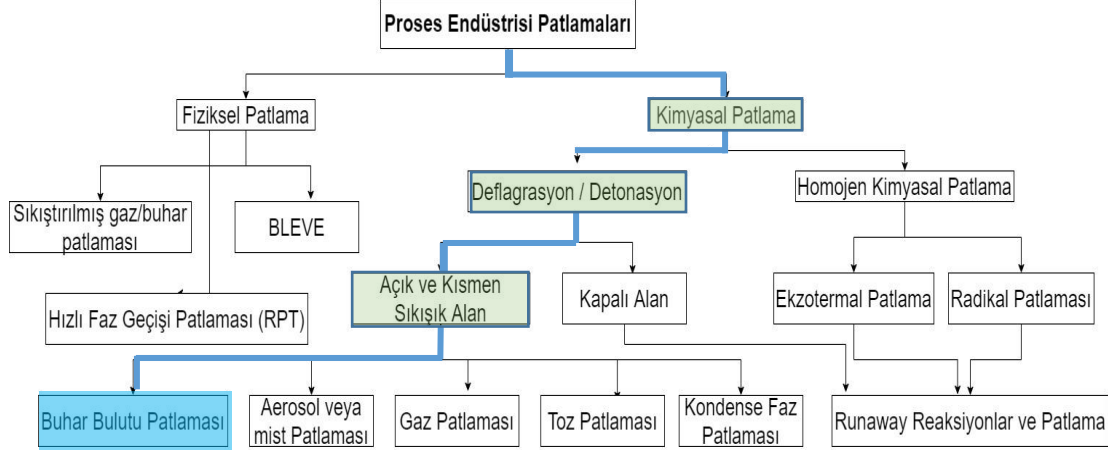


Şekil 23. Bir delikten gazın zamana bağlı akışı [71]

3 KİMYASAL ENDÜSTRİLERDE BUHAR BULUTU PATLAMALARI

Patlama en genel tanımıyla ani ve şiddetli bir enerji salınımı olarak ifade edilmektedir [69]. Patlamanın şiddeti, enerjinin serbest bırakılma hızı ile ilişkilidir. Örneğin, bir araba lastiğinde depolanan enerjinin aniden serbest kalması fiziksel bir patlamaya neden olabilir, ancak kademeli olarak serbest bırakılırsa bu enerjinin kontrollü bir şekilde dağıtılması sağlanabilir. Kimyasal enerji, bir kimyasal reaksiyondan elde edilir ve kimyasalların kontrolsüz bir şekilde hızlı yanması ile ortaya çıkan kontrol edilemeyen enerjidir. Patlama sonrası ortaya çıkan kimyasal enerjinin %40 ile %60 oranında mekanik enerjiye dönüşerek, hasar verme potansiyelini domine ettiği literatür yazarları tarafından yapılan küçük ölçekli deneysel çalışmalarda not edilmiştir [61].

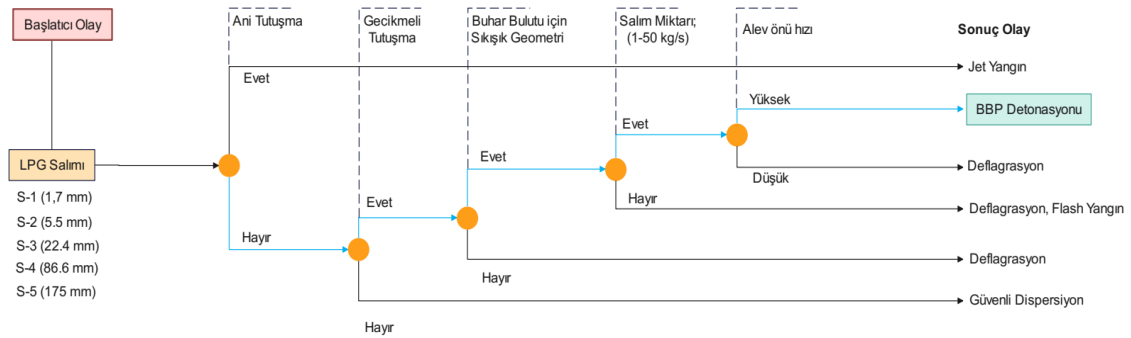
Genel olarak fiziksel, kimyasal ve nükleer enerji salımına dayanan 3 tür sınıflandırma, patlamanın meydana gelme koşullarının belirlenmesine yardımcı olur. Şekil 24'te kimyasal proses endüstrisinde meydana gelen patlama türleri için bir sınıflandırma gösterilmiştir [72].



Şekil 24. Kimyasal Proses Endüstrisindeki Patlamaların Sınıflandırılması

Kimyasal prosesleri içeren tesislerdeki en tehlikeli olaylardan biri yanıcı gazın kazara serbest kalması sonucu meydana gelen büyük bir buhar bulutu kütlelerinin tutuşturucu bir kaynakla teması sonucu meydana gelen buhar bulutu patlamalarıdır. 1980’li yılların başına kadar buhar bulutu (VCE-Vapor Cloud Explosion) terimi açık alandaki bir patlamaya atıf yaparken, sonraki süreçte açık alan buhar bulutu patlaması (UVCE-Unconfined Vapor Cloud Explosion) olarak sınıflandırılmıştır [73]. Açık alan buhar bulutu patlamaları literatür verileri genel olarak; “Açık Alan Buhar Bulutu Patlamaları”

Gugan(1979), “Patlama Tehlikesi ve Değerlendirme” (W.E. Baker ve diğerleri, 1983), “Gaz-Hava Patlamaları” (Q.H.S. Lee ve Guirao, 1982), “Majör Kimyasal Tehlikeler” (V.C. Marshall, 1987), Brasie ve Simpson (1968), Strehlow (1973), Strehlow ve Baker (1976), V.C. Marshall (1976), Davenport (1977,1983), Kletz (1977), J.H.S. Lee ve arkadaşları (1983), Pikaar (1983) ve Rasbash (1986) tarafından yapılan çalışmalarla oluşmuştur [74, 75, 76, 77]. Bir LPG buhar bulutu patlamasının meydana gelebilmesi için gerekli süreç Şekil 25’te ki olay ağacı üzerinde detaylı olarak gösterilmiştir.



Şekil 25. Buhar Bulutu Patlaması için Olay Ağacı Analizi

Şekil 25’te gösterilen olay ağacı analizine göre, bütünlük kaybına uğrayan(atmosferik ortama kaçan) Propan; depolandığı veya transfer edildiği boru hattı içerisinde atmosferik ortama kaçtığı anda hızla buhar faza geçecektir. Tank veya boru hattı içerisinde basınç altında sıvı fazda bulunan Propan, kesit alanından jet (fışkırma) dispersiyona uğrayarak ortama yayılır. Bu esnada tutuşturucu kaynak etkisiyle ani bir şekilde meydana gelecek alevlenme jet yangını oluşumuna sebebiyet verir. Eğer ani bir tutuşma söz konusu değilse, hızla gaz faza geçen Propan çevresel şartların etkisiyle(rüzgar hızı, buharın hapsolmesine neden olan engeller, ortamın sıkışıklık geometrisi vb.) bir buhar bulutu meydana getirir ve bulut oluşumundan sonra meydana gelecek bir tutuşma buhar bulutu patlamasına sebebiyet verir.

Son yıllarda global çapta çok sayıda petrokimya kazası meydana gelmiştir ve bunların %40’ından fazlası kazara meydana gelen patlamalardır (Zhang ve Zheng, 2012; Wang ve diğerleri, 2020a) [77, 78]. Garrison (1988)’un 1957-1986 yılları arasında petrokimya endüstrisinde yaşanan 100 kazayı değerlendirdiği çalışmasına göre endüstriyel majör kazaların % 42’si buhar bulutu patlamalarından kaynaklanmaktadır [79].

1976-2006 (MinA 2006) yılları arasındaki 15 büyük BBP ve oluşan maddi hasar rakamları (2005 maliyetlerine göre) Tablo 13'te gösterilmiştir.

Tablo 13. Majör Endüstriyel BBP ve Maliyetleri [79]

Tarih	Lokasyon	Ünite	Kaza Türü	Maliyet (milyon \$)
06.07.1988	UK-Kuzey Denizi	Platform	BBP	1503
23.10.1989	USA-Pasadena	Petrokimya	BBP	1030
21.09.2001	Fransa-Toulouse	Petrokimya	BBP	888
20.01.2004	Cezayir-Skilkda	Rafineri	BBP	845
15.03.2001	Brezilya-C.Basin	Platform	BBP	610
24.04.1988	Brezilya-Enchova	Platform	BBP	546
25.06.2000	Kuveyt-Al Ahmadi	Rafineri	BBP	512
05.05.1988	USA-Norco	Rafineri	BBP	398
09.11.1992	Fransa-La Mede	Rafineri	BBP	376
24.02.1986	Yunanistan-Thessaloniki	Petrol Tankı	BBP	368
25.12.1997	Malezya-Sarawak	Petrokimya	BBP	348
14.11.1987	USA-Pampa	Petrokimya	BBP	340
23.07.1984	USA-Romeoville	Rafineri	BBP	325
16.04.2001	UK-Grimsby	Rafineri	BBP	308
16.10.1992	Japonya-Sodegaura	Rafineri	BBP	232

BBP'ları sadece tesis içerisi için değil tesis etrafındaki yaşamsal alanlar içinde büyük bir risk teşkil etmektedir. Geçmişte yaşanan buhar bulutu patlamaları, tesis ekipmanlarında ve canlılar için ciddi fiziksel hasarın yanında, tesisin tamamen yok olmasına neden olabilecek derecede aşırı basınç dalgasının oluşabileceğini göstermiştir. Yıkıcı sonuçları olan büyük buhar bulutu patlamalarının örnekleri arasında Flixborough (İngiltere, 1974), Beek (Hollanda, 1975), Pasadena (ABD, 1989), La Mede (Fransa, 1992), Milford Haven (İngiltere, 1994), Longford (Avustralya, 1998), Skikda (Cezayir, 2004), Texas City (ABD, 2005), Buncefield (İngiltere, 2005), Big Spring (ABD, 2008) ve Amuay (Venezuela, 2012) [80]. Daha yakın tarihli büyük VCE'ler arasında Vohburg (Almanya, 2018) ve Daesan (Güney Kore, 2020) patlamaları günümüzde sebepleri ve

sonuçları üzerine araştırma ve tartışmaların devam ettiği buhar bulutu patlamalarıdır. Vohburg (Almanya,2018) ve Daesan (Güney Kore, 2020) buhar bulutu patlamaları yakın tarihli BBP'leri olarak proses güvenliği literatüründe yerini almıştır [81]. Marsha'a (2016) göre, enerji sektöründeki en büyük kayıp frekansı BBP'lerinden kaynaklanmaktadır. Şekil 26'da DNV(Det Norsk Veritas) firması tarafından 2009 yılında özel olarak hazırlanan bir test ortamına ait bir buhar bulutu patlama deneyinde aşırıbasınç dalgasının oluşumu gösterilmiştir.



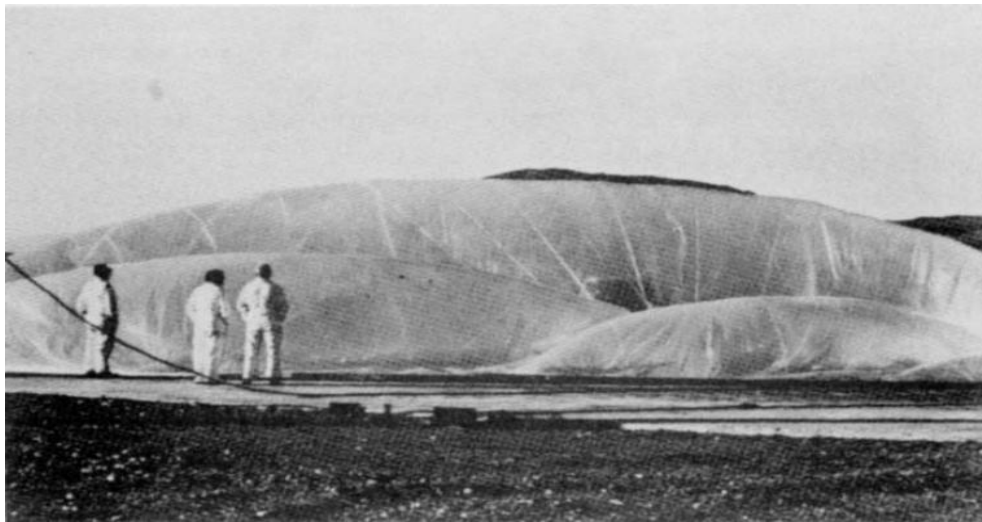
Şekil 26. Buhar Bulutu Patlaması (DNV Test Sahası)

3.1 Buhar Bulutu Patlama Mekanizması ve Ortam Geometrisinin Etkisi

Açık bir alanda büyük kütleli bir buhar/gaz bulutunun meydana gelmesi için salımın belli bir salım noktasından (boru hattı yırtıkları bağlantı noktaları, pompa ve kompresör keçeleri, tank veya reaktör duvarında meydana gelen yırtık veya delikler vs.) süre devam etmesi ve açık alanda patlayıcı konsantrasyona ulaşacak yoğunlukta kararlı bir yapıya ulaşması gerekir. Patlama fenomeni normal şartlarda deney ve gözlem sahasından uzaktır. Geçmişte yaşanan patlama kazaları sonrasında yapılan araştırmalar böyle bir fenomenin varlığını ve üzerinde önemle durulması gereken bir kimyasal proses riski olduğunu ortaya koymuştur. Ayrıca; BBP (buhar bulutu patlaması) ve sonuçlarının deneysel olarak karakterize edilmesi oldukça riskli, zahmetli ve maliyetli bir iştir. Poitiers Üniversitesi'ndeki araştırmacılar (Desbordes ve Manson 1978; Girard ve diğerleri 1979; Deshaies ve Leyer 1981; Leyer 1981; Okasaki ve diğerleri 1981; Leyer 1982), sabun köpüğü içerisindeki yanıcı gaz/hava karışımını ateşleyerek BBP

mekanizmasını laboratuvar ölçeğinde karakterize etmeye çalışmışlardır [82, 83, 84, 85]. Patlayıcı ortam içerisindeki engellerin varlığı veya sıkışık geometrinin patlama şiddetini artırıcı etkisi ilk olarak bu deneylerle ortaya koyulmuştur. Yapılan laboratuvar ölçekli deneyler silindirik kabarcıktan belirli bir mesafede ölçülen basınçların, engelsiz veya sıkışık geometrilere sahip olmayan patlayıcı ortamda ölçülen basınçtan yaklaşık 2-3 kat fazla olduğu sonucunu ortaya çıkarmıştır.

Havadaki yanıcı gazların büyük ölçekli balon deneyleri Lind (1975, 1977), Brossard ve diğerleri tarafından yapılmıştır. Harris (1985), Wickens (1989), Scheneider ve Pfortner (1981) sıkışık bir geometri olmadan (balonlara hiçbir engel yerleştirmeden) gerçekleştirdikleri deneylerde önemli bir aşırıbasınç değeri oluşmamıştır. Bu testler arasında en yüksek alev hızı Scheneider ve Pfortner (1981) tarafından H_2 /hava karışımının olduğu 20 m çapındaki bir balonda elde edilmiştir ki bu durum yakıt reaktivitesinin patlamaya olan etkisi üzerine yeni çalışmaların yapılmasına neden olmuştur [86, 87]. Söz konusu deneysel çalışmalarda alev ivmelenmesi minimum düzeyde olduğu veya hiç görülmediği raporlanmıştır. Alevin daha büyük mesafelerde ve sıkışık olmayan bir geometride yayılmasına izin verildiğinde hızlanıp hızlanmayacağını araştırmak için, 45 m uzunluğunda açık kenarlı bir deney ortamında testler yapılmıştır. (Harris ve Wickens 1989) ve alev ivmelenmesinin balon deneylerinden daha büyük olmadığı bulunmuştur. Şekil 27’de kimyasal proses güvenliği literatüründe buhar bulutu patlamalarını (Propan/hava) karakterize edebilmek için Lind ve Whitson tarafından 1977 yılında tasarlanan bir deney sahası gösterilmiştir.



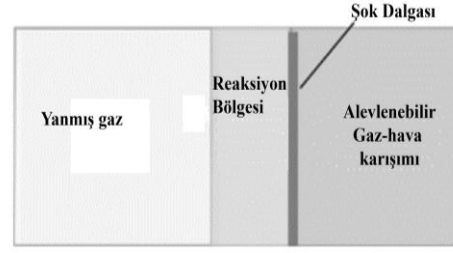
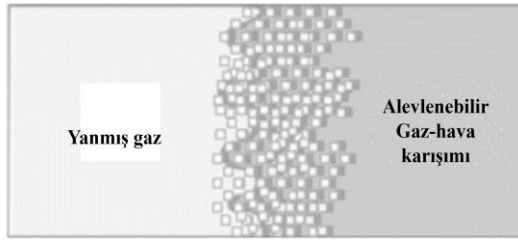
Şekil 27. Buhar Bulutu Balon Testi [87]

Vanvingerden ve Zeeuwen (1983)'in tek bir plaka (60 cm x 60 cm) üzerine monte edilmiş bir dizi dikey engel bulunan ortamda gerçekleştirdiği küçük ölçekli deneylerde, engellerin alev ivmelenmesini arttırmada 2-10 kat arasında katkıda bulunduğu sonucu farklı ölçekteki denemelerle ortaya koyulmuştur [88].

Yapılan deneysel çalışmalara göre; sınırlandırılmamış, açık alan, yarı açık alan (unconfined) patlayıcı ortamlarda engellerin varlığı alevin hızlanmasına neden olmuştur ve bu bilimsel sonuç sonraki dönemlerde BBP'nin modellenmesi için kullanılacak metotların (Baker, Strehlow, Tang-BST Metodu, Multi-Enerji Metodu-MEM, Sıkışıklık Değerlendirme-CAM Metodu) temelini oluşturmaktadır. Kimyasal proses güvenliği literatüründe, bir BBP' nın genişleme mekanizması Tablo 19'da ki aşamalarla ifade edilmektedir.

Tablo 19. BBP Genişleme Mekanizması [89]

1. AŞAMA Buhar bulutu tutuştuğunda alev; oluşan aşırı basınçla orantılı bir hızla, ateşlenme noktasından uzağa yayılmaya başlar. Yanıcı gaz-hava karışımı alevin önüne itilir. Bu aşamada yanma ürünlerinin akışı laminer olarak kabul edilir. Alev hızı 5-30 m/s, aşırıbasınç çok düşüktür.	2. AŞAMA Alevin kararsız doğası ve türbülanslı girdaplar nedeniyle alev önünde buruşuk bir çerçeve ortaya çıkar ve bu durum alev yüzeyinin artmasına dolayısıyla yanma oranı ve hızına artışa neden olur. Bu aşamada deflagrasyon (parlamanın) başlar. Alev hızı 30-500 m/s aşırı basınç 2-3 mbar mertebesinde.



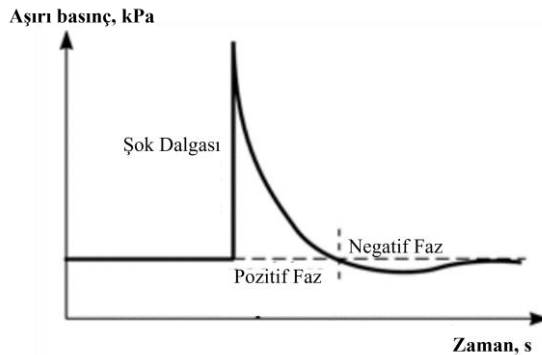
3.AŞAMA

Akışta engellerin varlığı, alev hızının daha da artmasına neden olur. Akış türbülanslı hale gelir ve yanan cephe, yanıcı maddeler ve yanma ürünlerinin bir arada bulunduğu bir bölgeye dönüşür.

Bu yüzey artışı, yanma hızının daha da artmasını sağlar. Deflagrasyon devam eder. Alev hızı 500-1000 m/s, aşırı basınç 1 bar civarındadır.

4.AŞAMA

Alev hızı artmaya devam eder ve türbülanslı yanma bölgesinin önündeki reaktif karışım, yanma ürünleri ile karışması nedeniyle sıkıştırma ve ısıya maruz kalır. Bu nedenle, kendiliğinden tutuşma noktasından daha yüksek sıcaklıklara ulaşılır ve bu da bir şok dalgasının oluşmasına neden olur. Detonasyon Aşaması. Alev hızı 2200-3000 m/s mertebesindedir. Aşırı basınç 20 bar mertebesindedir.



5.AŞAMA

Kimyasal enerji, şok dalgası yoluyla mekanik enerjiye dönüşür (%40-%60 dönüşüm). Şok dalgası, çevreleyen alanın özelliklerinde (basınç, yoğunluk, moleküler hız) şiddetli bir değişikliğe neden olur. Bu özellikler anında artar (pozitif faz), daha sonra ortamdaki değerlerden daha düşük değerlere (negatif faz) daha yavaş oranlarda azalır, daha sonra yavaş yavaş ortam değerlerine döner.

3.2 Patlama Enerjisi Termodinamiği

Patlama sonucu meydana gelen enerji üzerine tartışmalar High Pressure Safety Code raporunda (B.C.Cox ve Saville,1975), Kinney(1962), Kinney ve Graham(1985), Burgess ve diğerleri (1968 BM RI 7196), Eisenberg, Lynch ve Breeding (1975), W.E. Baker ve diğerleri (1983) ve Crowl (1991, 1992'a,c) tarafından kapsamlı bir şekilde tartışılmıştır [90, 91, 92]. Patlama enerjisi ΔE , iç enerji değişimi olarak ifade edilir. Bir patlamanın etkilerini tahmin edebilmek için patlama termodinamiğinin bilinmesi oldukça önemlidir. Bu çevreye karşı yapılan iş veya iş enerjisi olarak adlandırılır. İş; gazın genişlemesine bağlı şu şekilde ifade edilir;

$$W = - \int_1^2 P dV \quad (33)$$

Denklem 33'te P mutlak basıncı, V hacmi, W ise; genişleme işini ifade etmektedir. Denklem 33'te açık alanda patlama dalgası ile aktarılan enerji şeklinde karakterize edilen işi integral olarak tanımlayabilmek zordur. Genel olarak ortaya çıkan değer Helmholtz serbest enerji değişimi, ΔA ' ya eşit kabul edilir [93].

$$- \int_1^2 P dV \cong \Delta A \quad (34)$$

İş ve Helmholtz serbest enerji değişimi arasındaki ilişki Kiefer, Kinney ve Stuart (1954) ve W.J.Moore (1962) tarafından gösterilmiştir [94, 95]. Patlama sonucu açığa çıkan enerji, Helmholtz serbest enerji değişiminden biraz daha az olma eğilimindedir. Bunun nedenlerinden biri sürecin geri döndürülemez olmasıdır. Diğer bir neden ise; patlama sonucu meydana gelen yanma ürünlerinin genellikle ortam sıcaklığından daha yüksek bir sıcaklıkta olmasıdır. Çoğu zaman bir bileşik için Helmholtz serbest enerji değişimi hakkında veriler mevcut değildir, ancak Gibbs serbest enerji değişimi için mevcuttur. Hidrokarbonlarda dahil olmak üzere birçok madde için fark çok büyük değildir ve Helmholtz serbest enerjisi yerine Gibbs'in kullanılmasıyla ilgili hata küçüktür. Sabit sıcaklık ve basınçta tersinir bir sürece uygulanan aşağıdaki termodinamik ilişkiler patlama modellerindeki hesaplamalar açısından oldukça faydalıdır [93].

$$H = E + PV \quad (35)$$

$$A = E - TS \quad (36)$$

Sistemdeki izotermal değişim için;

$$\Delta H = \Delta E + \Delta(PV) \quad (37)$$

$$\Delta A = \Delta E - T\Delta S \quad (38)$$

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (39)$$

Yukarıda verilen denklemlerde; ΔA , Helmholtz serbest enerji değişimini, ΔE ; iç enerji değişimini, ΔG ; Gibbs serbest enerji değişimini, ΔH ; Entalpi değişimini, ΔS ; Entropi değişimini ve T mutlak sıcaklığı ifade etmektedir.

Standart koşulları ifade eden $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ ve $1,01\text{ bar}$ atmosferik basınçtaki patlama reaksiyonu için iç enerji değişimi, entalpi ve patlama entropisi sırasıyla denklem 40, denklem 41 ve 42 ile ifade edilir.

$$\Delta E = (\Delta E_f^o)_{\text{ürünler}} - (\Delta E_f^o)_{\text{girenler}} \quad (40)$$

$$\Delta H = (\Delta H_f^o)_{\text{ürünler}} - (\Delta H_f^o)_{\text{girenler}} \quad (41)$$

Patlama reaksiyonu için entropi değişimi;

$$\Delta S = (S)_{\text{ürünler}} - (S)_{\text{girenler}} \quad (42)$$

şeklinde ifade edilmektedir. Patlama reaksiyonu için Helmholtz serbest enerji değişimi ΔA , alternatif olarak Denklem 43 ile ifade edilebilir.

$$\Delta A = (\Delta A_f)_{\text{ürünler}} - (\Delta A_f)_{\text{girenler}} \quad (43)$$

İdeal gaz varsayımı üzerinden, girenlerin ve ürünler için mol başına entropi ve Helmholtz serbest enerjisi için;

$$S = S^o - R \ln p \quad (44)$$

$$A = A^o - RT \ln p \quad (45)$$

Denklem 44 ve 45'te R evrensel gaz sabitidir. Katılar ve sıvılar için Denklem 44 ve 45'in sağ tarafındaki ikinci terim ihmal edilebilir. Entropi terimi TΔS, girenlerin ve ürünlerin mol sayısı arasında büyük bir fark olduğunda önemlidir ve genellikle yanıcı gaz ve buharlar için geçerli değildir. Mol sayısındaki değişimin önemli olmadığı durumlarda Helmholtz serbest enerji değişimi iç enerji değişimine eşit kabul edilebilir.

$$\Delta A \approx \Delta E \quad (46)$$

Bu durumda entalpi değişimi Denklem 47 ile ifade edilmektedir.

$$\Delta H = \Delta E + \Delta nRT \quad (47)$$

Hidrokarbon reaksiyonlarında girenlerin ve ürünlerin mol sayısındaki değişim; Δn önemsiz olduğundan dolayı, ΔH ≈ ΔE olarak değerlendirilir. Bu varsayım için Propan kimyasalının yanma reaksiyonu örnek olarak gösterilebilir.

$C_3H_8 + 5O_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O$ Girenlerin mol sayısı toplamı 6, ürünlerin mol sayısı toplamı 7 olduğundan, Δn=1 olduğundan önemsizdir.

Helmholtz serbest enerji değişiminden elde edilen patlama enerjisi yaklaşık bir değerdir ve Crowl (1991) tarafından sabit bir sıcaklık prosesine uygulandığı fakat gerçek bir patlamada sistemin başlangıç durumunun daha yüksek sıcaklık veya basınçta olabileceği gerekçesiyle diğer literatür yazarları tarafından eleştirilmiştir. Bu durum patlama enerjisini hesaplayabilmek için "Termodinamik Mevcudiyet" yönteminin ortaya sürülmesine neden olmuştur [96].

Söz konusu durum ideal gaz davranışı gibi düşünüldüğünde;

$$\Delta B = -R \left[T_a \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right) - T_1 \left(1 - \frac{P_a}{P_1} \right) \right] \quad (48)$$

$$- C_p \left[T_a \ln \left(\frac{T_2}{T_1} \right) - (T_2 - T_1) \right]$$

Denklem 48’de ΔB ; termodinamik mevcudiyetteki değişiklik(kcal/mol), C_p sabit basınçtaki özgül ısıdır (kcal/mol K), P ; mutlak basınçtır (Pa), R ; evrensel gaz sabitidir (kcal/mol.K), T ; mutlak sıcaklıktır (K) ve a , 1 ve 2 alt simgeleri sırasıyla ortam, başlangıç durumu ve son durumu belirtmektedir. Başlangıç ve bitiş sıcaklıklarının ortam sıcaklığına eşit olduğu durum için ($T_1 = T_2 = T_a$) Denklem 49 elde edilir.

$$\Delta B = -R T_a \left[\ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right) - \left(1 - \frac{P_a}{P_1} \right) \right] \quad (49)$$

Eğer gaz/hava karışımı, ortam basıncından farklı bir basınçtaysa, girenlerin toplu mevcudiyeti, terimlerin eklenmesiyle aşağıdaki şekilde düzenlenebilir.

$$\delta B = nR T_a \left[\ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right) - \left(1 - \frac{P_a}{P_1} \right) \right] \quad (50)$$

Termodinamik mevcudiyet yöntemi Keenan (1941), Vogler ve Weissman (1988) tarafından açıklanmıştır. Crowl tarafından genel olarak patlama enerjisine ve özel olarak gazların yanmasıyla (Crowl, 1991, 1992a) ve tank patlamalarıyla (Crowl, 1992a,c) bağlantılı patlama olayları için uygulanmıştır [96, 97, 98]. Özetle bir tank patlaması için, patlama enerjisi yığın mevcudiyetindeki değişiklik olarak ifade edilmektedir.

3.2.1 Buhar Bulutu Patlamalarında Gazın Genişleme Enerjisi

Patlamalar yüksek basınç altındaki gaz veya sıvılardan kaynaklanabilir. Sıkıştırılmış gazın patlama genişmesi ile açığa çıkardığı enerji Denklem 33 ile ifade edilebilmektedir (Bkz. Bölüm 2.2).

İdeal bir gazın 1 molü için, ideal gaz ve izotermal genişleme varsayımına göre, patlama enerjisinin başlangıç ve final sınırları arasındaki değeri aşağıdaki şekilde ifade edilir [99].

$$W = \int_1^2 P \Delta V \approx T \Delta S = RT \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \quad (51)$$

İzentropik genişleme varsayımına göre patlama enerjisi;

$$W = \frac{P_1 V_1 - P_2 V_2}{\gamma - 1} \quad (52)$$

PV^γ = sabit yaklaşımı üzerinden V_2 denklemden çıkarılabilir. Bu durumda;

$$W = \frac{P_1 V_1}{\gamma - 1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{1-\gamma/\gamma} \right] \quad (53)$$

$\gamma = C_p/C_v$; ideal gaz için sabit basınçtaki ve sabit hacimdeki spesifik ısı oranını diğer bir ifade ile politropik indeksi (-), P_2 ; atmosferik basıncı (101325 Pascal), P_1 ; başlangıçtaki patlama basıncını (Pascal), V ; tank hacmini (m^3) ifade etmektedir. İlk olarak Erode (1959) tarafından verilen patlama enerjisi denklemine göre; sabit hacimdeki gazın basıncını atmosferik basınçtan başlangıç veya patlama basıncına yükseltmek için gereken enerji, ilk ve son basınçlar arasındaki iç enerji değişimi olarak ifade edilmektedir.

$$E = \frac{P V}{\gamma - 1} \quad (54)$$

Denklem 54'te E ; iç enerji (Joule), P ; tank içerisindeki mutlak basınç ve V ; tankın hacmi (m^3) olarak gösterilmiştir.

Kimyasal proses güvenliği literatüründe basınçlı bir gazın patlama enerjisini tahmin etmek için Brode denklemi, izentropik genişleme, izotermal genişleme ve termodinamik kullanılabilirlik olmak üzere dört yöntem kullanılır. Brode'un yöntemi (1959) en basit yaklaşımdır. Sabit hacimdeki gazın basıncını ortam basıncından kabın patlama basıncına yükseltmek için gereken enerjiyi belirler [100].

$$E_{\text{Brode}} = \frac{(P_1 - P_2) V}{\gamma - 1} \quad (55)$$

Brode'un patlama enerjisi eşitliğine göre; E patlama enerjisini (Joule), P_1 ; ortam basıncı (Pascal), P_2 ; mutlak basıncı (Pascal), V; tank hacmini (m^3), γ ; gaz için politropik indeksi (-) ifade etmektedir. $P_2 > P_1$ olduğundan hesaplanan enerji pozitifdir ki bu durum tank yırtıldığından enerjinin çevreye salındığını gösterir.

Baker tarafından literatüre kazandırılan izentropik genleşme yöntemi; gazın ilk durumdan son durumuna izentropik olarak genişlediğini ($\Delta S=0$) varsayar. Bu durum denklem 56 ile ifade edilmektedir [101].

$$E_{Ba} = \left(\frac{P_2 V}{\gamma - 1} \right) \left[1 - \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\gamma-1/\gamma} \right] \quad (56)$$

Kinney (1962) tarafından sürülen diğer bir yaklaşım, gazın izotermal olarak genişlediğini varsayar ve bu durum aşağıdaki şekilde ifade edilir [102].

$$E_{Ki} = nRT \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \quad (57)$$

Kinney tarafından önerilen patlama enerjisi denkleminde n; gazın mol sayısını ifade etmektedir.

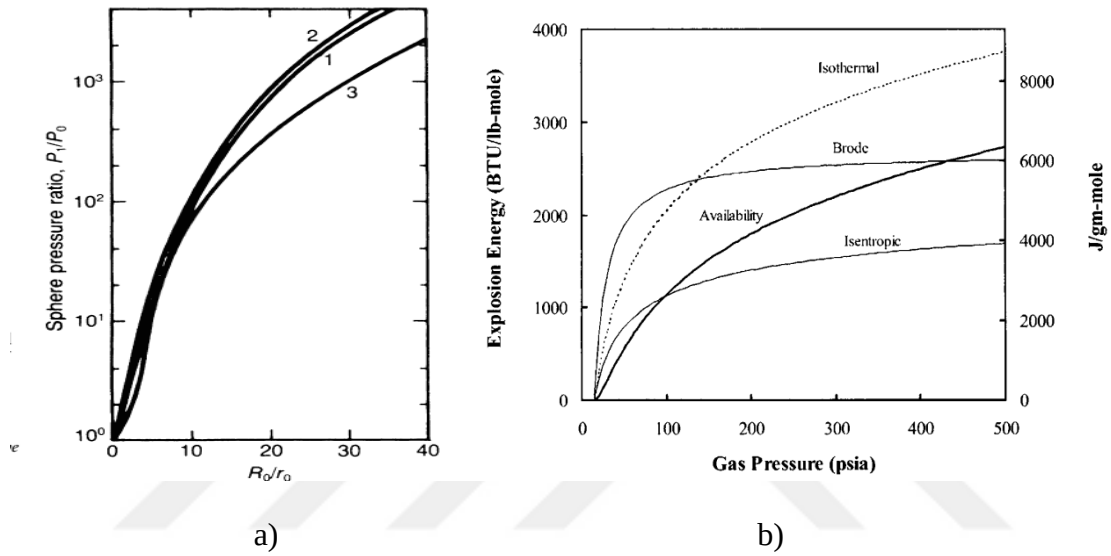
Aslanov ve Granovsky (1989) Baker'in yaklaşımını genişleterek, gazın genleşmesiyle yer değiştiren havanın iç enerjisini hesaba katarak Denklem 58'i elde etmişlerdir [103].

$$E_{AG} = \left(\frac{P_1 V_1 - P_2 V_2}{\gamma_1 - 1} \right) + \frac{P_2 (V_2 - V_1)}{\gamma_2 - 1} \quad (58)$$

Patlama enerjilerini elde etmek için kullanılan ifadelerin karşılaştırmaları; Strehlow, Ricker (1976) ve Center of Chemical Process Safety-CCPS (Kimyasal Proses Güvenliği Merkezi, 1994/75) tarafından ölçeklenmiş bir çap; R_0 olarak tanımlanmıştır [104].

$$R_0 = \left(\frac{E}{P_0} \right)^{1/3} \quad (59)$$

Şekil 28’de, belirli bir r_o gerçek mesafesinde, boyutsuz R_o/r_o oranı için Erode, Baker ve Kinney patlama enerjisi eşitlikleri için elde edilen değerler gösterilmiştir. Daha yüksek basınç oranlarında (P/P_o), Kinney denklemi tarafından elde edilen sonuçlar diğer denklemlerden farklıdır. Center of Chemical Process Safety (CCPS) ve patlama enerjisinin tahmini üzerine çalışan literatür yazarları Erode tarafından literatüre kazandırılan denklemin patlama enerjisini tahmin etmek için kullanılmasını önermektedirler.



Şekil 28. Patlama Enerjisi ve Ölçeklenmiş Mesafe Karşılaştırmaları [105]

Yukarıdaki değerlendirmeler ışığında gaz fazda depolama yapılan tankların patlama enerjisinin tahmini için tercih edilen yöntemin Erode yöntemi olması daha makul sonuçlara ulaşılması açısından önemlidir. Alternatif yöntem Baker yöntemi olarak değerlendirilebilir. Kinney yönteminin ise, patlama enerjisini tanımlamada önemli ölçüde aşırı tahmin yaptığı açık ve net bir şekilde gösterilmiştir.

Özellikle gaz patlama modellerinde oldukça sık atıf yapılan TNT eşdeğeri; Erode denkleminin aşağıdaki versiyonu ile ikinci Canvey Raporunda verilmiştir [106].

$$E = 1.43 \times 10^{-6} \frac{(P_1 - P_2)V}{\gamma - 1} \quad (60)$$

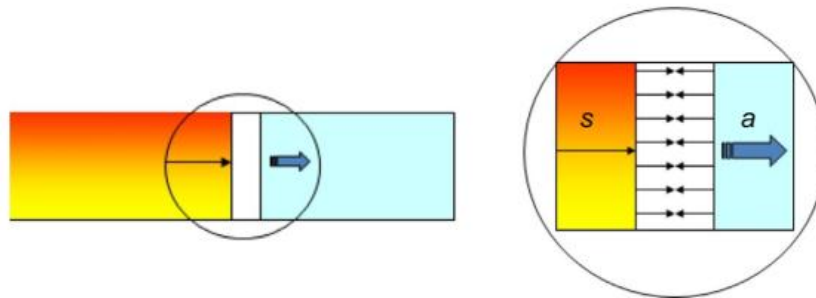
Denklem 60' da E; patlama enerjisi (Eşdeğer TNT miktarı için), P_1 ; Tank basıncı ya da başlangıç basıncı (kPa), P_2 ; atmosferik basınç veya çevre basıncı (kPa), ve V; tank hacmi (m^3)'ni ifade etmektedir.

3.3 Deflagrasyondan Detonasyona Geçiş – DDT

Kimyasal proses güvenliği literatüründe alevlenebilir özellikteki gazlardan kaynaklanan patlamalar deflagrasyon (parlama) ve detonasyon (patlama) olmak üzere iki başlık altında incelenmektedir. Deflagrasyon; subsonik (ses altı) hızlarda gerçekleşen bir olaydır. Hidrokarbonlardan kaynaklanan deflagrasyon olayları tipik olarak 300 m/s mertebesindedir. Detonasyon (patlama) olayı oldukça farklı bir mekanizma üzerinden gerçekleşir. Alev cephesi şok dalgasını sürdürmek için enerjiyi serbest bırakan bir yanma dalgası tarafından yakından takip edilen bir şok dalgası olarak hareket eder [107]. Oluşan bu şok dalgasının hızı ses hızının çok üstündedir. Hidrokarbonlar için detonasyon hızı 2000-3000 m/s mertebesindedir [108]. Detonasyon olayı deflagrasyon olayından daha fazla aşırıbasınç oluşturur ve daha yıkıcıdır. Yapılan deneysel çalışmaların sonuçlarına göre; deflagrasyon olayında meydana gelen aşırıbasınç 8 bar civarında iken, detonasyon olayı 20 bar civarında aşırıbasınç meydana getirebilir [109].

Bir patlama noktasını çevreleyen havanın gaz yoğunluğu, basıncı ve hızında geçici bir değişiklik meydana gelir. İlk değişiklik süresiz veya kademeli olabilir. Süresiz bir değişim; şok dalgası, kademeli bir değişim ise basınç dalgası olarak adlandırılmaktadır [110]. Bir şok dalgası ses hızından (20 C° için $\sim 343\text{ m/s}$) daha hızlı hareket eder.

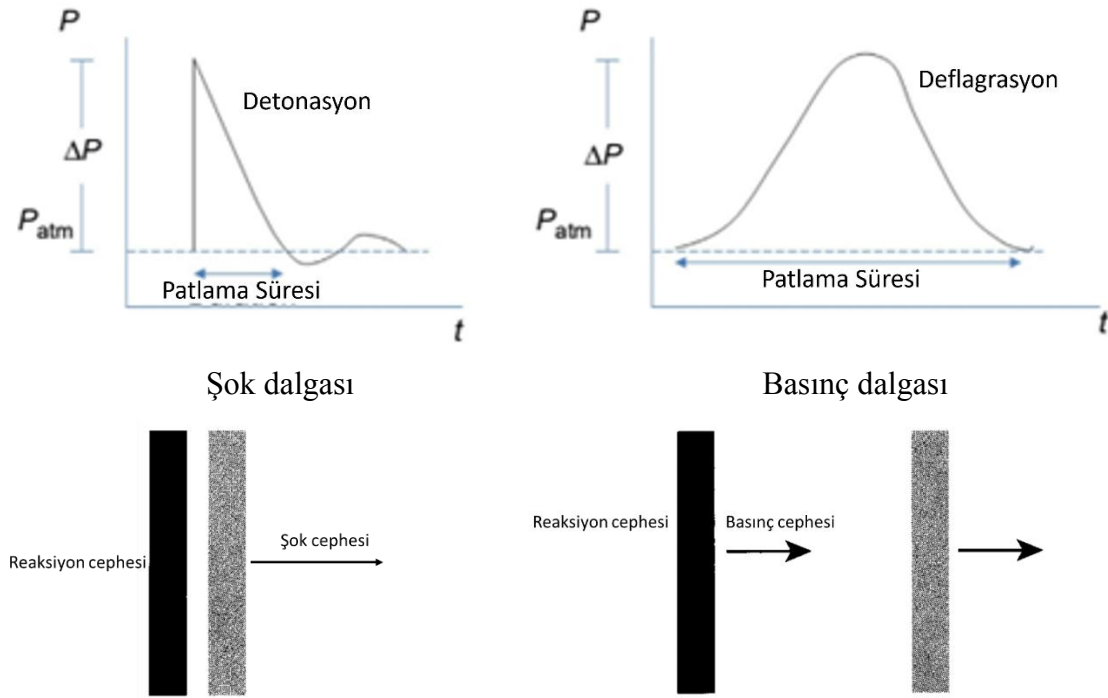
Alevin hareketi, yanmamış karışımda(hava/gaz) yani yanma reaksiyonuna girmemiş karışımda, adyabatik sıkıştırmadan kaynaklı oluşan ve ses hızında hareket eden bir şok dalgası üretir (Şekil 29'da S: alev önü hızı, a: reaksiyona girmemiş hava/gaz karışımı hızı).



Şekil 29. Deflagrasyonda alev önü hızı ve ses hızı ilişkisi [52]

Sıradan bir alevde alev önü hızı (S); reaksiyona girmemiş hava/gaz karışımının hızından (a) daha düşük bir hızla hareket eder. Bu durum deflagrasyonu yani parlamayı ifade eder. Reaksiyon cephesi; önündeki reaksiyona girmemiş hava/gaz karışımını, kendiliğinden tutuşma sıcaklığının çok üzerinde bir sıcaklıkta sıkıştırarak güçlü bir basınç dalgası meydana getirir [111]. Reaksiyon cephesinin önünde gerçekleşen bu ani basınç değişimi şok dalgası olarak ifade edilmektedir ve ses hızının üzerinde (>343 m/s) gerçekleşir. Bu durum hasar kapasitesi ve yıkıma sebep olan detonasyonu (patlamayı) ifade etmektedir (alev önü hızı: $V_s >$ yanmamış hava/gaz karışımının hızı: V_a).

Şekil 30'da parlama ve patlama basınçları ile parlama, patlamanın süresi arasındaki fonksiyonel değişim ve açıkta; gaz fazda meydana gelen bir yanma reaksiyonu için parlama (deflagrasyon) ve patlamanın (detonasyon) fiziksel farklılıkları gösterilmiştir.



Şekil 30. Detonasyon ve Deflagrasyon Basıncı [52, 62]

Detonasyon olayında reaksiyon cephesi, ses hızından daha büyük bir hızla hareket eder. Reaksiyon cephesinin hemen önündeki kısa mesafede bir şok cephesi oluşur ve bu şok cephesi; reaksiyon cephesi tarafından sağlanan enerji ile sonik (ses hızında) veya daha

yüksek hızlarda sürmeye devam eder. Tablo 14’te günümüzde hala tartışması devam eden bazı geçmiş BBP kazalarındaki DDT olayları gösterilmiştir.



Tablo 14. DDT ve Geniş Çaplı Buhar Bulutu Patlama Olayları [112]

Yıl	Olay	BBK; kg	Türü	BA	DDT*	Referans
1970	Port Hudson, Louisiana, USA	70 ton	Boru hattı	0,1 km ²	A	Burgess ve Zebatakis (1973)
1974	Flixborough, UK	30 ton	Boru Hattı	0,6 km ²	A	Hoiset ve diğerleri (2000)
1974	Decatur, Illinois, US	176 kg/s	Yol Tankeri	0,96 km ²	C	Oran ve diğerleri (2020)
1975	Beek, Hollanda	40 kg/s	Boru hattı	30-90 m	B	Van Wingerden (1995)
1978	Donnellson, Iowa, US	320 ton	Boru hattı	>0,3 km ²	C	NTSB(1979)
1983	Newark, New Jersey, USA	100 litre/s	Tank taşması	450-600 m	B	Bouchard (1983)
1989	Ufa, Rusya	300 ton	Tank taşması	2,5 km ²	A	Bradley(2013), Makhviladze
1989	Pasadena, Texas, USA	37,5 ton	Reaktör hatası	0,1 km ²	A	Chamberlain(2019)
1992	Brenham, Texas, US	500-1600 m ³	Tank sızıntısı	500 m çap	B	Washington(1993)
2004	Skikda, Cezayir	10 kg/s	Proses alanı	50 m çap	A	Achour B ve Hached A(2004)
2005	Buncefield, UK	300 ton	Tank taşması	200 m çap	A	Davis ve diğerleri(2006)
2009	Jaipur, Hindistan	1000 ton	Tank valf hatası	350 m çap	A	Johnson 2012b, Sharma(2013b)
2009	CAPECO, Porto Riko	600 ton	Tank taşması	370 m çap	A	Chamberlain(2016)
2012	Amuay, Venezuela	4 ton/dk	Pompa hatası	300 m çap	C	Yerel Petrokimya Dairesi (2013)
*A: Kabul edilmiş DDT olayı, B: DDT olayı kesin değil, C: Bilinmiyor,						
BBK: Buhar Bulutu Kütlesi, BA: Bulutun Kapladığı Alan, DDT: Parlamadan Patlamaya Geçiş						

Proses güvenliği literatüründe geçmişte meydana gelen LPG buhar bulutu patlamaları (Pord Hudson, USA, Aralık 1970; CAPECO, Portoriko, 23 Ekim 2009; Brenham, Texas, USA, 7 Nisan 1992; Ufa, Rusya, 4 Haziran 1989) üzerine süregelen tartışmalar, bahsi geçen buhar bulutu patlamalarının DDT olayı olarak değerlendirilmesine neden olmuştur. Bu patlama araştırmalarından çıkan en önemli mesaj, açık ve sıkışık olmayan alanlar dahil olmak üzere buhar bulutu patlaması kazalarında yüksek aşırı basınçların oluştuğuna dair açık ve tartışılmaz kanıtların olmasıdır [113].

3.4 Hasara Neden Olan Parametrelerin Değerlendirilmesi

Bir buhar bulutu patlamasında salınan enerjiyi hangi faktörlerin etkilediğini belirlemek adına son 20 yılda kapsamlı araştırmalar yapılmıştır. Ortamdaki sıkışıklık, buhar bulutunun hapsolma derecesi, ateşleme noktası ve enerjisi gibi birçok değişken bu faktörlerin arasında yer almaktadır. Ayrıca, patlamanın ürettiği aşırıbasınç ve bu basınca bağlı impals ve pozitif faz süresi gibi parametrelerde kritik faktörler arasındadır. Özellikle, aşırıbasınç ve aşırıbasıncın bir fonksiyonu olarak ortaya çıkan impals süresi olası bir BBP sonrası oluşacak hasarın yaklaşık olarak tahmin edilebilmesi açısından oldukça önemlidir. 11 Aralık 2005 tarihinde Hertfordshire depolama terminalinde meydana gelen Buncefield patlaması, tesis çevresindeki yaşamsal ve ticari yapılarda önemli hasara sebep olmuştur. Yaklaşık 500 kişiyi istihdam eden yaklaşık 20 firma tamamen yıkılmış olup birçok işletme ağır hasar görmüştür [114].

Mannan (2009) patlama sonrası tesis civarında yaptığı incelemelerde yaşamsal alanların %76'sının (761 konut) majör veya minör yapısal hasara uğradığını, rapor edilen hasarların patlamanın yaşandığı tesisten 9,5 km uzaklıkta olduğunu belirtmiştir [115].

Türkiye’de patlama riskinin söz konusu olduğu işletmeler; bu riskin tamamen ortadan kaldırılması veya sonuçlarının kabul edilebilir düzeye indirilmesi konusunda ulusal ve uluslararası düzenlemelerle yükümlülük altına alınmıştır.

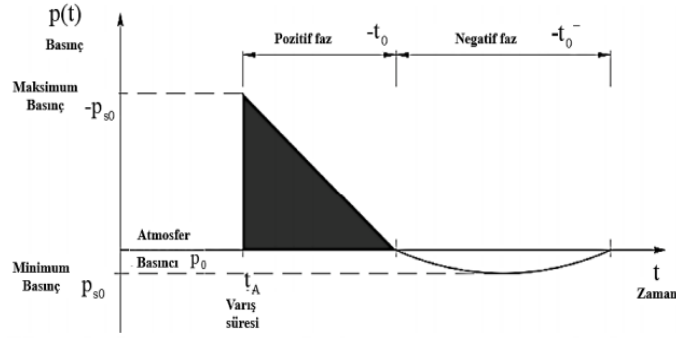
Ulusal çapta yürürlükte olan “Çalışanların Patlayıcı Ortamların Tehlikelerinden Korunması Hakkında Yönetmelik” ve “Büyük Endüstriyel Kazaların Önlenmesi ve Etkilerinin Azaltılması Hakkında Yönetmelik” hükümleri, olası patlamanın etkilerinin ve sonuçlarının değerlendirilebilmesi için önemli bir kılavuz niteliğindedir, fakat bu değerlendirmenin nasıl bir kantitatif yöntemle yapılması gerektiği hususunda fikir birliğine varılamamış birçok nokta mevcuttur. Bu çalışmada ele alınan SAM-y önerisi,

Propan gazının oluşturabileceği büyük çaplı buhar bulutu patlaması riskinin detaylı bir şekilde değerlendirilebilmesine imkân tanır. Olası bir BBP'nin yaratacağı hasarın boyutlarını tahmin edebilmesi açısından da oldukça önemlidir. Özellikle TNT eşdeğer kütle yöntemi, kimyasal proses tesisinde meydana gelen bir patlamanın etkilerini tahmin etmek için hesaplamalarda yaygın olarak kullanılmaktadır. Bir eşdeğer patlayıcı kütlesi referans alınarak (genellikle TNT) yapılan hesaplamalarda, meydana gelen hasarın derecelerini tanımlayan R yarıçapı, patlayıcı kütlesi (W_{TNT}) ve küp kök kuralı ile ifade edilir.

$$R \sim W^{1/3} \quad (61)$$

Gaz patlamaları sonucunda atmosfere hızlı bir şekilde yayılan enerji bir aşırıbasınç dalgası üretir [116]. İnsanlarda ciddi yaralanma ve yapısal hasar olasılığı, patlama merkezinden uzaklığın bir fonksiyonu olarak ifade edilen aşırıbasınç sayesinde belirlenebilir. Hasar, Aşırıbasınç dalgasının hem şekli hem de büyüklüğü ile ilişkilidir. Aşırıbasınç dalgası dışarı doğru hareket ettikçe her ikisi de değişir. Aşırıbasınç dalgası neredeyse anlık olan ses hızında hareket eder ve çevredeki yapı veya popülasyona ciddi zararlar verir [117]. Aşırıbasınç (bu çalışmada P_s olarak ifade edilmiştir), patlama sonucu oluşan şok dalgasına atıf yapan, patlama pik basıncı ve atmosferik basınç farkını ($P_{pik} - P_{atmosfer} = \Delta P$) ifade eden bir kavramdır. Proses Güvenliği literatüründe açık alanda aşırıbasınç oluşumuna neden olabilecek buhar bulutu büyüklüğünü belirleme adına yapılan deneysel çalışmalar oldukça sınırlıdır. Kapalı tüp denemelerine göre; kütlesi 0,5 – 500 kg arasındaki çok küçük bulutların neden olduğu patlamalar bile hasar verme kapasitesine sahip aşırıbasınç oluşumuna yol açabilir [118].

Şekil 31'de ideal bir aşırıbasınç dalgasının hasar parametreleri (P_s : Aşırıbasınç-Pascal, I_s : impals-Pa.s, t_d : pozitif faz süresi-saniye) gösterilmiştir [119]. Aşırıbasınç ile yakından ilişkili bir diğer önemli hasar parametresi de impals süresidir.



Şekil 31. İdeal Aşırıbasınç Dalgası Formu

Hasarın boyutu, patlamanın meydana getirdiği şok dalgasının yapı üzerinde ne kadarlık basınçla ne kadar süre etkileştiği ile yakından ilişkilidir. İmpuls süresi denklem 62 ile hesaplanabilir [120].

$$\dot{I}_s = \frac{1}{2} \cdot P_s \cdot t_d \quad (62)$$

Denklem 62’de $\dot{I}_s$: impuls süresi (Pa.s), P_s : aşırıbasınç (pascal), t_d : pozitif faz süresini(saniye) ifade etmektedir. Patlama olayı anlık ve çok kısa süre içerisinde gerçekleşen bir olay olduğundan Pozitif faz süresi t_d ; patlamanın yapı üzerinde etki gösterdiği süre (patlama süresi) olarak karakterize edilir. Kimyasal proses endüstrisi kayıp önleme literatüründe geçmişte yapılan deneysel çalışmalar; buhar bulutu kütlesi (M_{gaz} ; kg) ve gaz patlamasının pozitif faz süresi(t_d ; saniye) arasındaki ampirik korelasyonun Denklem 2 ile ifade edilebileceğini göstermiştir [121].

$$t_d \cong \sqrt[6]{M_{gaz}} \quad (63)$$

Patlama fenomeni; sonuçlarının ciddi risk teşkil etmesinden dolayı deney ve gözlem sahasından uzaktır. Bu sebeple tesise özgü oluşturulacak senaryolar üzerinden yapılması gereken matematiksel ispatların; ciddi uzmanlık gerektirmesi, zaman ve maliyet gibi birçok açıdan olumsuzluk teşkil etmektedir. Bu durumda, buhar bulutu patlaması sonrasında oluşabilecek hasarın tahmin edilebilmesi oldukça zor ve karmaşık bir hal almaktadır. Teknolojik gelişmelere bağlı, uluslararası firmaların geliştirdiği simülasyon programlarının kullanımı son yıllarda global çapta artış göstermiştir. Olası bir patlamanın sonuçları, özel olarak hazırlanan ortamlarda ve deney düzeneklerinde elde

edilen sonuçların yazılıma dökülmesiyle tesise özgü senaryolar üzerinden hızla modellenebilmekte ve sonuçları analiz edilmektedir. Olası patlamaların sonuçlarını tahmin etmek için literatürde en çok bilinen ve atıf yapılan; ALOHA, PHAST, SAFETI, BREEZE, RMP Comp, EFFECTS, TerEx, ROZEX gibi yazılımlar geniş çapta kullanılmaktadır [122].

3.4.1 Tutuşma Enerjisi

Sitokiyometrik (ideal hava/yakıt karışımı oranı) karışımlar çok az miktarda enerji ile tutuşabilir. Bu enerji gereksinimleri mili joule (mJ) birimi ile ifade edilebilecek derecede küçüktür ve bu nedenle, sitokiyometrik hava/gaz karışımlarının tutuşması için pek çok potansiyel tutuşturucu kaynak söz konusudur. Açık alev kaynakları, kaynak veya kesme işlemleri esnasında oluşan ısı ve kıvılcıklar, elektriksel kıvılcıklar, statik elektrik boşalmaları, sürtünmeden kaynaklı ısınan yüzeyler veya kıvılcıklar, yıldırım gibi tutuşturucu kaynaklar potansiyel tutuşturucu kaynakların başında gelmektedir. Evsel yakıt olarak kullanılabilen birçok hidrokarbonun tutuşma enerjisi yaklaşık 0,30 mJ civarında veya daha azdır (Metan/ $\text{CH}_4(\text{g})$ için; 0,20 mJ, Propan/ $\text{C}_3\text{H}_8(\text{g})$ için; 0,26 mJ, N-bütan/ $\text{n-C}_4\text{H}_{10}(\text{g})$ için; 0,25 mJ). Bu enerjiler, günlük yaşamdaki yaygın faaliyetlerden kaynaklanan tutuşma enerjileri ile kıyaslandığında oldukça düşüktür. Sıradan bir bujinin deşarj enerjisi 25 mJ 'dür. 200 pF (pikofarad) kapasitansa (bir cismin elektrik yükü depo etme yeteneği) sahip insan vücudu, bir halı üzerinde yürümek, bir araba koltuğu üzerinde sürtünmek veya bir ceket çıkarmak gibi normal rutin işlemler sırasında birkaç kilovolt (kV)'a kadar statik elektrik ile yüklenebilir. Bir insan, iletken dokunduğunda ve enerji boşaldığında(deşarj) "iğne batması" gibi bir rahatsızlık hisseder, ancak kişiye herhangi bir zarar vermez. Bu tür insan vücudu deşarjları 10 mJ 'den fazladır [123]. Benzer şekilde yanıcı kimyasal prosesleri içeren fabrika veya tesislerde 10 mJ 'den fazla enerji üreten mekanik, sürtünme, açık alev gibi birçok potansiyel kaynak mevcuttur. Bu sebeple, yanıcı kimyasalların oluşturacağı sitokiyometrik buhar bulutlarını tutuşturabilecek birçok potansiyel kaynak rutin olarak çalışma ortamlarında mevcuttur [124].

Cox ve arkadaşlarının (1990) yaptıkları bir araştırmaya göre; kimyasal proses endüstrisinde rapor edilen 968 olay için yaygın tutuşma nedenleri; 24,5% açık alevler (237 olay), 12,4% sıcak çalışmalar (120 olay), 7,2% elektriksel kaynaklı (70 olay),

4,9% sıcak yüzeyler (48 olay), 3,9% sigara (38 olay), 3,7% sürtünme kaynaklı etkiler (36 olay), 2,6% kendiliğinden tutuşma (25), 2% statik elektrik (19 olay) olarak ortaya çıkmaktadır [125]. Gazlar veya buharlar tutuşma enerjilerine veya maksimum deneysel güvenlik açıklıklarına (MESG; alev sızdırmazlık ile ilgili olarak) göre sınıflandırılmasının yanında, belli bir değere ulaşan sıcaklıklarda kendiliğinden tutuşma sıcaklıklarına (T_{ig}) göre de bir sınıflandırmaya tabi tutulmuştur.

Tablo 15’te verilen sıcaklık sınıflarına göre patlayıcı ortamlarda kullanılması gereken ATEX özellikli uygun ekipmanların tasarımına karar verilerek, olası bir sızıntıda gazın tutuşma olasılığının ortadan kaldırılması amaçlanmaktadır.

Tablo 15. Gazlar için Sıcaklık Sınıfları [126]

Sıcaklık sınıfı	Max. Yüzey Sıcaklığı; C°	Tutuşma Sıcaklığı; T_{ig} , C°
T1	450	> 450
T2	300	$300 < T_{ig} \leq 450$
T3	200	$200 < T_{ig} \leq 300$
T4	135	$135 < T_{ig} \leq 200$
T5	100	$100 < T_{ig} \leq 135$
T6	85	$85 < T_{ig} \leq 100$

Tablo 16’da minimum tutuşma enerjilerine göre gaz gruplarının nasıl oluşturulduğu açıklanmıştır [126]. Bu tutuşma enerjileri, patlayıcı ortamlarda kullanılacak ekipmanların seçilmesinde önemli rol oynamaktadır. Gaz sıcaklık sınıfları ve minimum tutuşma enerjilerine göre yapılan gruplandırma her ne kadar “patlamadan korunma” terminolojisi içerisinde ele alınsa da majör patlama kazalarının (Seveso çalışmaları) oluşmasını engellemede hayati öneme sahiptir.

Tablo 16. Tutuşma Enerjilerine Göre Gaz Grupları Sınıflandırması [126]

Gaz Grubu	Gaz Kategorisi	Minimum Tutuşma Enerjisi
I	Yeraltı madenlerinde Grizu(Metan)	0,20 mJ
IIA	Endüstriyel metan, Propan, metanol	Yüksek; 0,20 mJ üzeri
IIB	Etilen, Karbonmonoksit, etanol	Orta; 0,02 mJ - 0,016 mJ arası
IIC	Hidrojen, asetilen, karbon disülfid	Düşük ~ 0,009 mJ ve 0,016

Özellikle ülkemizde patlama riski taşıyan baz kimyasal proses endüstrisi tesislerinin; tutuşturucu kaynakları minimum düzeye indirilmesi ile ilgili olarak ex-proof ekipman dizaynı çalışmalarında yetersiz olduğu gözlenmektedir. Söz konusu çalışmaların yüksek yatırım ve maliyet gerektirmesinin yanında, olası bir patlamanın neden olacağı sonuçların açık ve bilimsel bir şekilde tesis üst yönetimine sunulamaması, bu yetersizliğin en göze çarpan nedenleri arasındadır. 6331 Sayılı İş Salığı ve Güvenliği Kanunu'nda belirtildiği gibi işyerindeki mevcut risklerden kaynaklı zarar görülebilirlik seviyesinin değerlendirilmesi gerekmektedir. Bu tez çalışmasında önerilen SAM-y metodu, olası bir patlamanın neden olacağı hasarın boyutlarını kapsamlı bir şekilde ele almaktadır. Aynı zamanda SAM-y sayesinde kantitatif olarak ifade edilebilen olası bir buhar bulutu patlaması (BBP) riski söz konusu yatırım çalışmaları için itici bir güç niteliği taşımaktadır.

3.4.2 Ortam Sıkışıklık Geometrisi

Türbülans oluşturan engellerin ve sıkışık geometrinin etkisi, bir deflagrasyonda alev hızının ve aşırıbasıncın belirlenmesinde baskın bir faktör olarak karşımıza çıkmaktadır [127]. Son yıllarda kimyasal proses endüstrisi literatüründe yapılan kapsamlı araştırmalar, açık alan buhar bulutu patlamalarında sıkışık geometrilerin (tesis içi yapılar, tanklar, boru hattı, ağaçlar, araç parkları, duvarlar vb.), hasar seviyesini artırıcı yönde etki gösterdiğini ortaya koymaktadır [128]. Bu sebeple olası bir buhar bulutu patlamasının modellenmesinde kullanılan ampirik tabanlı tahmin metotları içerisinde, buhar bulutunun hapsolme derecesini belirleyen sıkışıklık geometrisi ve deflagrasyondan detonasyona geçişte (DDT) başat faktör olan alev hızı kavramlarını hesaba katan multi enerji metodu (Baker ve diğerleri, 1994) ve BST (Baker Sthrelow Tang, 1997, 2004) metotları geliştirilmiştir.

Bu çalışmada kullanılan ALOHA© yazılımı aşırı basıncı (Ps; Pascal) BST metoduna göre hesaplar (ALOHA© Versiyon: 5.4.4, Teknik Dokümantasyon, 2013). BST metodu; Mach sayısı (alev hızı), yakıt reaktivitesi, ortam geometrisinin sıkışıklık durumu gibi patlama sonuçları üzerine direkt etkisi olan parametreleri hesaba katmaktadır ki, bu durum yöntemi diğerlerine nazaran daha güvenilir kılmaktadır. BST metodu, sıkışıklık seviyesini 3'e ayırır. Patlama bölgesi içerisindeki sıkışıklık alan blokaj oranı (ABO) ile karakterize edilir. ABO; tesisi genelinin 10%'undan düşüğe

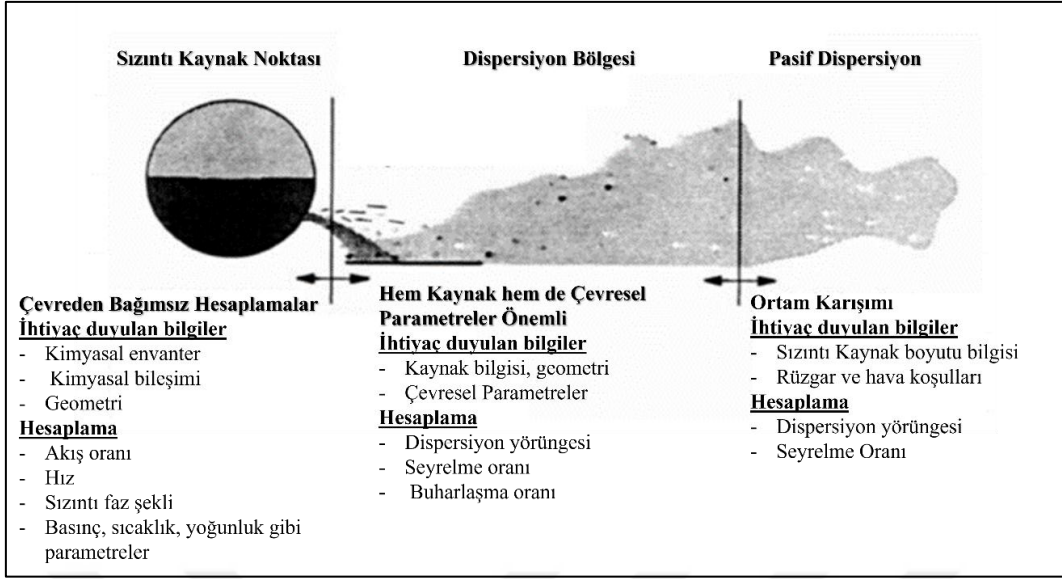
“düşük derecede sıkışık”, 10% ve 40% arasında ise “orta derecede sıkışık”, 40%’ın üzerinde ise “yüksek derecede sıkışık” olarak ifade edilir [129]. Tablo 17’de SAM-y çalışması için seçilen tesisin ve kimyasalın parametrelerini içeren BST metodu korelasyonları verilmiştir.

Tablo 17. BST Alev Hızı, Sıkışıklık ve Yakıt Reaktivite Korelasyonları [129]

Boyut	Reaktivite	Sıkışıklık		
		Yüksek	Orta	Düşük
3D	Yüksek	DDT	DDT	DDT
(Tamamen	Orta	0,50	0,44	0,11
Açık Alan)	Düşük	0,34	0,23	0,026

3.5 Buhar Bulutu Patlamalarının Modellenmesi

Buhar bulutu patlamalarının modellenmesi, kazara salımların analizi, acil durum müdahale planlarının geliştirilmesinde ve süreç tehlike analizinin bir parçası olması açısından oldukça önemlidir. Ayrıca olası gaz sızıntılarını önleme yöntemlerinin değerlendirilmesinde ve önerilen hafifletme stratejilerinin değerlendirilmesinde yararlı bir araçtır. Süreci tahmin etmek ve anlamak, kaynak davranışı ve atmosferik taşıyım-dağılım mekaniği ile yakından ilgilidir. Kazara yayılımın rüzgârın etkisiyle hangi yönde disperse olduğu, bulut ilerleyiş yönünde tutuşturucu kaynakların varlığı, etkilenecek hassas lokasyonların varlığı gibi birçok durumun analiz edilmesi BBP senaryolarının oluşturulmasında temel konular olarak karşımıza çıkmaktadır. Bu sebeple, potansiyel BBP modellenmesinde önemi rol oynayan dispersiyon ve tutuşma sonrasında oluşacak şiddetin tahmini için kullanılması gereken yöntemler bu bölümde detaylı olarak tartışılmıştır. Şekil 32’de kazara meydana gelen bir sızıntı sonrasında gerçekleşen ağır gaz dispersiyon prosesi aşamaları detaylı olarak gösterilmiştir.

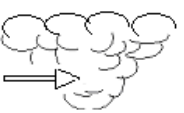
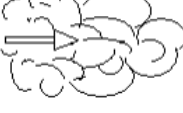
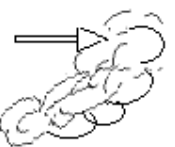
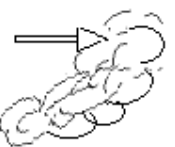
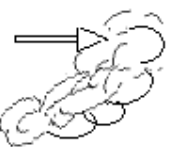


Şekil 32. Kimyasalın Rüzgâr Yönündeki Dispersiyon Prosesi [130]

Şekil 32’de gösterilen dispersiyon prosesine göre, kaynak noktasında başlayan bir kimyasal salımın kütsel akış oranı, envanter tahmini ve sızıntı süresinin belli yaklaşımlarla belirlenmesi gerekmektedir. Dispersiyon sürecindeki bir sonraki aşamayı belirlemek için sıvı, buhar veya aerosolün atmosfere boşalma hızının ve yoğunluğunun yanı sıra zaman içerisinde kütsel salım oranı(kg/s) değişim tahminlerine de ihtiyaç duyulur. Kaynak ve dispersiyon rejimlerinde hem kaynak hem de çevresel koşullar oldukça önemlidir. Özellikle dispersiyon bölgesinde salım koşulları rüzgâr alanını etkileyebilir. Hasara sebebiyet verebilecek bir buhar bulutunun homojen dağılımı yukarıda bahsedilen dispersiyon parametreleri ile yakından ilişkilidir. Bu sebeple olası bir BBP modellemesi için kapsamlı bir dispersiyon analizinin yapılması gerekmektedir. Pasif dispersiyon gazın hava ile seyreddiği ve homojen buhar bulutu yapısını kaybetmeye başladığı aşama olarak değerlendirilir. Gazın veya sıvı havuz oluşturan kimyasalın buharlaşma oranı, hızı ve substrat yüzeyi pasif dispersiyonun devamlılığını sağlaması açısından önemlidir. Bu aşamada gazın konsantrasyonu diğer dispersiyon bölgelerine göre daha düşüktür.

Olası gaz sızıntıları sonrasında gazın hava içerisindeki hareket davranışları CEI 31-35 Patlayıcı Ortamların Sınıflandırılması kılavuzunda Tablo 18’de gösterildiği şekliyle tasvir edilmiştir [131]. Gaz dispersiyonu, gazın yoğunluğuna, kaynaktan hangi doğrultuda yayıldığı ve alandaki hâkim rüzgâr yönü gibi kaynak ve meteorolojik parametrelerle yakından ilgilidir.

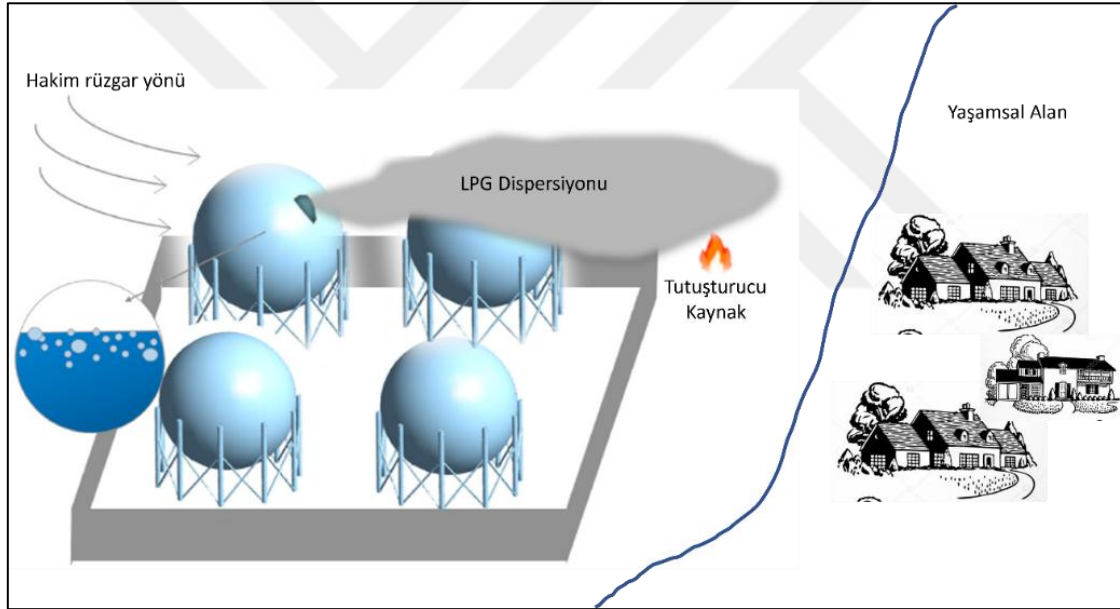
Tablo 18. Gazların Hava İçerisinde Dispersiyonu [131]

Gazın Yayılım Yönü	Rüzgâr yönü	Ağır Gazlar $\rho_{\text{gaz}} > 1,2$	Hafif Gazlar $\rho_{\text{gaz}} < 0,8$	Ara Gazlar $\rho_{\text{gaz}} = 0,8 - 1,2$
Yukarı yönlü 				
				
	Yok			
				
Aşağı Yönlü 	Yok			
				
				
				
Yatay 				
				

Potansiyel sızıntı senaryoları ve BBP senaryoları için ihtiyaç duyulan meteorolojik hava koşulları bilgileri resmi makamlardan veya tesis içi ölçüm sonuçlarına göre kayıt altına alınmalı ve olası bir BBP senaryosu bu kayıtlar üzerinden tesise ve bölgeye özgü koşullar dikkate alınarak analiz edilmelidir.

3.5.1 Buhar Bulutu Dispersiyonu

Açık alanda meydana gelebilecek bir buhar bulutu patlamasının verebileceği hasarın boyutlarını tahmin edebilmek oldukça kompleks bir süreçtir. Başta tesis içi ve etrafındaki sıkışıklık geometrisi dahil olmak üzere, meteorolojik şartlar gibi birçok parametre olası bir buhar bulutu patlamasının sonuçlarını etkilemektedir. Özellikle meteorolojik şartlar (rüzgâr hızı, yönü, nem, sıcaklık vb.) olası bir gaz dispersiyonunda kimyasalın kaza mahalinden uzağa, diğer tesislere veya yaşamsal alanlara hava yoluyla taşınması ve bu noktalarda tutuşturucu kaynakla teması sonrasında büyük çaplı kayıpların yaşanabileceği endüstriyel bir patlamanın nedeni olabilmektedir. Şekil 33’ te olası bir sızıntı sonrasında LPG bulutunun rüzgârın etkisiyle taşınma mekanizması tasvir edilmiştir.



Şekil 33. LPG dispersiyonu ve bulutu oluşumu

Kimyasal bir gazın dispersiyonu esnasında maksimum konsantrasyonu salım noktasında (gazın hava ile göreceli yoğunluğuna göre zemin seviyesinde olabilir) meydana gelir. Hava şartlarının etkisiyle hava katmanında meydana gelen türbülanslı dağılıma nedeniyle rüzgâr yönündeki konsantrasyonu daha azdır (Özellikle pasif dispersiyon bölgesinde, Bkz. Şekil 34). Kimyasal gazların (toksik veya alevlenebilir) atmosferik dispersiyonunu etkileyen birçok parametre mevcuttur [132].

- Rüzgâr hızı
- Atmosferik kararlılık

- Çevresel Şartlar (binalar, ekipmanlar, ağaçlar)
- Salımın sürekli veya ani olması
- Zeminden itibaren salımın meydana geldiği yükseklik
- Yayılan kimyasalın hava içerisindeki uçuculuk ve momentum özellikleri (göreceli yoğunluğu havadan ağır veya hafif gazlar)

Kimyasal gaz veya buharların dispersiyon modellemesi, havaya göre göreceli yoğunluğuna göre havadan hafif veya havadan ağır olmasına göre ve sürekli veya ani bir salım oluşmasına göre farklılık göstermektedir. SAM-y çalışmasında kullanılan Propanın havaya göre göreceli yoğunluğu $\rho_{g-C_3H_8} = 44,01 / \sim 29 (M_{\text{Propan}}/M_{\text{hava}}) = 1,52$ olduğundan bu tez çalışmasında havadan ağır gazların dispersiyonu ile ilgili yaklaşımlara yer verilmiştir. Ampirik tabanlı ağır gaz dispersiyon modelleri, gaz bulutunun dağılımını tanımlayan bir dizi nomogram ve basit korelasyonlara dayanır [133].

Dispersiyon modellemesinde bir diğer önemli karar kriteri salımın sürekli veya kesikli olması durumudur. Bu kararı vermek için aşağıdaki ampirik korelasyon kullanılmaktadır.

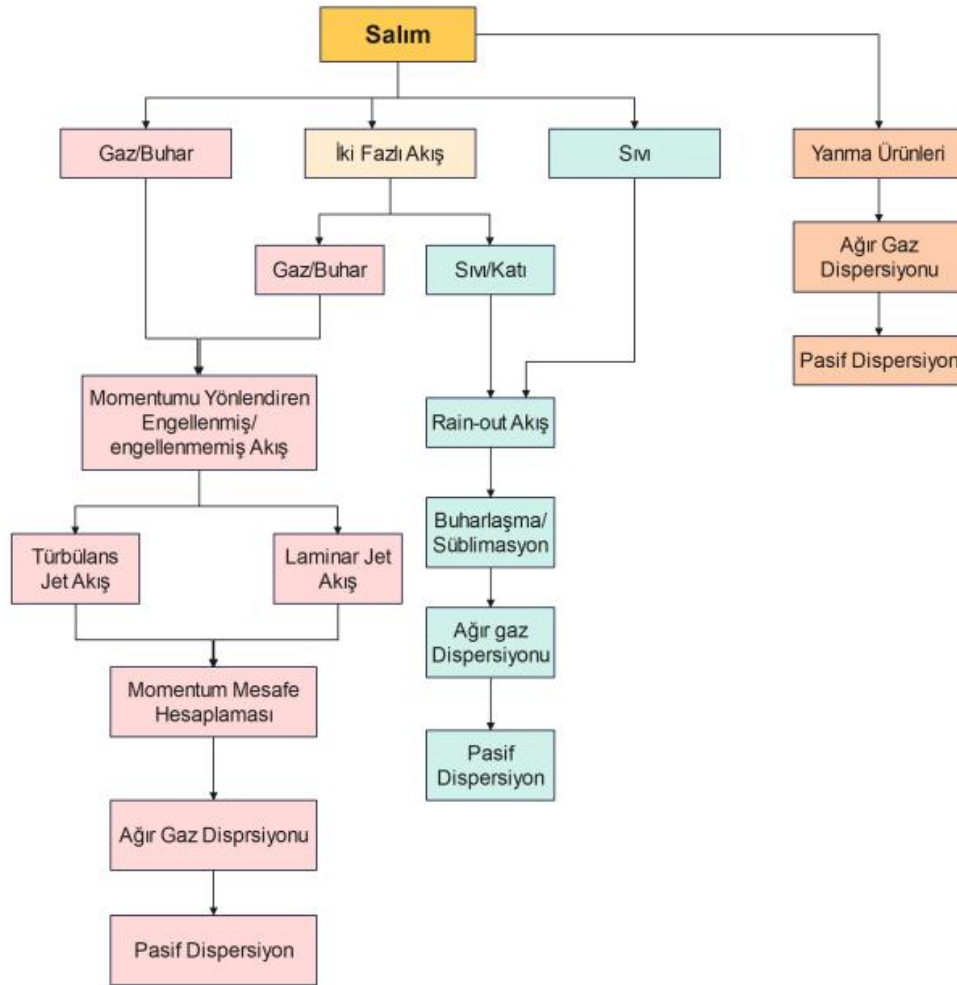
$$\frac{u_w \cdot R_d}{x} > 2.5 \quad (64)$$

Denklem 64' te R_d ; salım süresini (s), x ; hedef mesafeyi (m), U_w ; rüzgâr hızını (m/s) ifade etmektedir. Eğer sonuç, denklem 64'te verilen eşitliği sağlarsa “Sürekli yayılım”, ≤ 0.6 ise ağır gaz dispersiyonu “ani veya süreksiz yayılım” olarak değerlendirilmektedir. Herhangi bir ara değer için, sürekli ve anlık salım için her iki model kullanılır ve ortaya çıkan minimum konsantrasyon seçilir. Örneğin, ortalama rüzgâr hızı 5 m/s olan bir yerde atmosfere 5 dakika (300 s) boyunca bir gaz salımı için yukarıdaki şartlar şu şekilde uygulanmalıdır.

$$\frac{u_w \cdot R_d}{x} = \frac{5 \cdot 300}{x} > 2.5 \rightarrow 600 \quad (65)$$



Bahsi geçen ağır gaz dispersiyonu için 600 m'ye kadar sürekli, 600 m ve 2500 m arası sürekli ve ani salım parametreleri, 2500 m sonrasında ani salım parametreleri geçerlidir. Kimyasal proses endüstrisinde olası ağır gaz dispersiyonları için öngörülen dispersiyon aşamaları Şekil 34'te detaylı olarak gösterilmiştir.

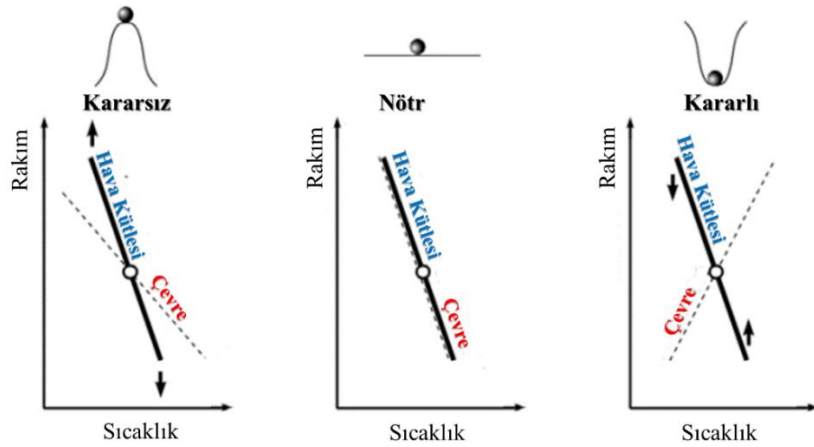


Şekil 34. Ağır Gaz Dispersiyon Ağacı [52]

3.5.2 Meteorolojik Şartlar ve Atmosferik Kararlılık

Kimyasal bir tesiste meydana gelebilecek herhangi bir kazara salımın dispersiyonu büyük ölçüde rüzgâr ve hava koşullarına kısacası meteorolojik şartlara bağlıdır. Senaryo

edilen kazara gaz sızıntısı senaryolarından kaynaklanan potansiyel patlama riskinin analiz edilmesinde, genellikle ilk olarak rüzgâr yönündeki en büyük mesafedeki en yüksek konsantrasyonlarla sonuçlanan atmosferik koşulların değerlendirilmesi gerekmektedir. Yer seviyesinde meydana gelen sızıntılar için bu genellikle türbülanslı karışım oranlarının sınırlı olduğu sakin, düşük rüzgâr hızı koşullarıdır. Rüzgâr hızı arttıkça Şekil 33'te tasvir edilen buhar bulutu daha uzun ve dar bir yapıda, rüzgâr yönünde hızla taşınır ve hava ile hızlı bir şekilde seyreltilir. Gazın salım süresine bağlı olarak oluşturacağı buhar bulutu kütlelerinin çevresel şartlarında etkisiyle belli bir alan içerisine hapsolmesi, rüzgârın etkisiyle gazın seyrelmesini engelleyici yönde etki gösterir ve buhar bulutu homojenitesini artırır. Bu durum detonasyon şiddetini ve detonasyon oluşması için gerekli şartların sağlanmasına katkı sunmaktadır. Sızıntı kaynağından disperse olan gaz bulutunun homojen bir şekilde veya hava ile seyreterek çevreye dağılması atmosferik kararlılık ile de yakından ilişkilidir. Meteoroloji biliminde atmosferik yüzey katmanının üç ana durumu; kararsız (unstable), nötr (neutral) ve kararlı (stable) olarak ifade edilmektedir. Şekil 35'te bu üç atmosferik kararlılık koşulu, bir daire ile işaretlenmiş yükseklikten başlayan ve dikey olarak hareket eden bir hava kütlesi için gösterilmiştir. Bu belirli yükseklikte hava kütlesinin sıcaklığı ortam sıcaklığına eşittir.



Şekil 35. Atmosferik Kararlılık [134]

Hareket eden hava kütlesinin sıcaklığı ortamın sıcaklığına eşitse (bu yoğunlukları eşit olduğu anlamına gelir), bu durumda hava kütlesi ilk hızıyla(nötr kararlılık) devam eder. Ve çevredeki ortamdan hava kütlesine hiçbir kuvvet uygulanmaz. Kararsız durumda

hareket, hava kütlesinin sıcaklığı ve çevredeki ortamla doğrudan ilişkilidir. Hava kütlesinin sıcaklığı ortamın sıcaklığından yüksekse yukarı, tersi durumda aşağı yönde hareket eder. Kararlı koşullar altında, sıcaklık ilişkisi hava kütlesinin herhangi bir hareketine karşı çalışır. Pasquill (1961) ve Turner (1994) kaldırma kuvvetlerini (güneş radyasyonundan kaynaklı) mevcut rüzgâr hızıyla birlikte güneş ışığı ve bulutların ilişkisini dikkate alan bir atmosferik kararlılık hesaplama yöntemi Tablo 19’da gösterilmiştir.

Tablo 19. Pasquill Atmosferik Kararlılık Sınıfları [135]

Rüzgâr Hızı*, m/s	Bağıl Bulut Kapsamı				
	Gündüz			Gece	
	0/8- 2/8	3/8- 5/8	6/8- 8/8	<3/8	>4/8
<2	A	A-B	B	F	F
2-3	A-B	B	C	E	F
3-5	B	B-C	D	D	E
5-6	C	C-D	D	D	D
>6	C	D	D	D	D

* 10 m yükseklikteki rüzgâr hızı (m/s)

Atmosferik kararlılık sınıfları türbülansı tanımlamak için kullanılır. Atmosferik kararlılık sınıfı D ile gösterilen nötr koşullar, hareketli hava kütlesinin hızı (rüzgâr hızı) büyük olduğunda veya bulutlar olduğunda mevcuttur. Kararsız atmosferik koşullar 3 sınıfta kategorize edilir;

- Çok kararsız, atmosferik kararlılık sınıfı A
- Kararsız, atmosferik kararlılık sınıfı B
- Hafif derecede kararsız, atmosferik kararlılık sınıfı C

Kararlı atmosferik şartlar aşağıdaki şekilde sınıflandırılmaktadır.

- Hafif derecede kararlı, atmosferik kararlılık sınıfı E
- Kararlı, atmosferik kararlılık sınıfı F
- Çok kararlı, atmosferik kararlılık sınıfı G (dispersiyon modellemesinde genellikle kullanılmaz)

Kararlı atmosferik şartlar ve düşük rüzgâr hızı geniş buhar bulutlarının oluşmasına yol açar. En elverişsiz hava şartları F kararlılık sınıfı ve 2 m/s rüzgâr hızı olarak değerlendirilmektedir. Tablo 19’da sunulan atmosferik kararlılık sınıflandırması, rüzgâr

hızının ve bağıl bulut kapsamının bir fonksiyonu olarak ifade edilmektedir ve aşağıdaki varsayımlara dayanmaktadır.

- Güçlü güneş radyasyon durumu (bağıl bulut kapsamı), genellikle yaz ortasındaki güneş radyasyonuna karşılık gelir.
- Benzer şekilde düşük güneş radyasyonu durumu (nispi bulut kapsamı 8/8), kış ortasındaki güneşten gelen ısı miktarına karşılık gelir.
- Gece koşulları yani gün batımından 1 saat önce başlayan ve gün doğumundan bir saat sonra biten zaman dilimine karşılık gelir.

Dispersiyon modellerinde bahsi geçen rüzgâr hızı, belirli bir referans yüksekliğe (genellikle 10 m) atıfta bulunur. Denklem 65; belirli referans yükseklikte (z_{ref} ; m) gözlemlenen rüzgâr hızını (u_{ref} ; m/s), başka bir yükseklikteki (h_s ; m) rüzgâr hızına (u_s ; m/s) ayarlamak için kullanılmaktadır [136].

$$u_s = u_{ref} \left(\frac{h_s}{z_{ref}} \right)^p \quad (66)$$

Denklem 66'da p (-); atmosferik stabiliteye bağlı olarak rüzgâr profili üssünü belirtir. Üstel “ p ” değerleri kırsal ve kentsel alanlar için Tablo 20’de verilmiştir.

Tablo 20. Rüzgâr Profili Üstel p Değerleri [137]

Kararlılık Sınıfı	Kırsal	Kentsel
A	0,07	0,15
B	0,07	0,15
C	0,10	0,20
D	0,15	0,25
E	0,35	0,30
F	0,55	0,30

Teorik olarak veya Marmara Üniversitesi Bilimsel Araştırma Projesi kapsamında alınan PHAST, ALOHA gibi simülasyon programları da BBP modellerinde gaz dispersiyonu için Tablo 19’da verilen atmosferik kararlılık sınıflarını kullanır. Gaz dispersiyonu senaryolarını geliştirilen bazı bilgisayar kodlarına göre değerlendirmek olası riskin sonuçlarını daha doğru analiz edebilme açısından büyük önem taşımaktadır. Literatürde ağır gaz dispersiyonu modellemesi için birçok yöntem mevcuttur. Bu tez çalışmasında faydalandığımız ALOHA ve PHAST yazılımlarının ağır gaz dispersiyon

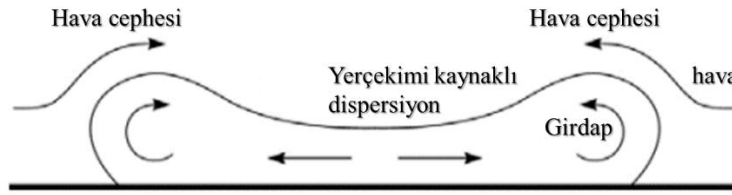
modellerinin temelini oluşturan TRACE, PHAST, CAMEO/ALOHA, HEGADAS, HGSYSTEM, SLAB ve SCIPUFF modelleri literatürde yoğun atıf yapılan dispersiyon modelleme algoritmalarını oluşturmaktadır. SLAB modeli, öncelikle buharlaşan havuzlardan gelen havadan ağır yoğun bulutların etkilerini ele almak için 1980'lerde geliştirilmiştir. Bu koda EPA (Çevre Koruma Ajansı) kaynaklarından ücretsiz olarak ulaşılabilir. HGSYSTEM modeli Shell tarafından geliştirilen bir tehlike değerlendirme yazılımıdır. Hem basınçsız düşük momentumlu dispersiyonlarda hem de basınçlı yüksek momentumlu dispersiyonlarda kullanılabilir. HEGADAS, HGSYSTEM algoritması içerisinde yer alan kaynak dağılım modülüdür [138].

ALOHA modeli, atmosfere tehlikeli kimyasalların dispersiyonunu modellemek için Ulusal Okyanus ve Atmosfer İdaresi (NOAA) ve Çevre Koruma Ajansı (EPA) tarafından geliştirilen bir yazılımdır. ALOHA' da ki ağır gaz dispersiyon algoritması, DEGADIS' in basitleştirilmiş bir versiyonudur. ABD' de başta itfaiye teşkilatı olmak üzere acil durum müdahale ekipleri gibi birçok kullanıcıya proaktif hareket kabiliyeti kazandırması açısından da oldukça tercih edilen bir algoritmadır.

SCIPUFF modeli ilk olarak 1980'lerde ESRI desteği altında geliştirilmiştir ve başlangıçta enerji santral bacalarındaki SO₂ konsantrasyonuna odaklanmıştır. Model, 1990'larda ve 2000'lerde Amerikan Savunma Bakanlığı Departmanı (DOD) altında geliştirilerek, dünya genelinde HPAC (ısıtma, borulama ve iklimlendirme) sistemlerinde kullanılmaktadır. TRACE modeli, yaklaşık 20 yıldır mevcut olan ve tehlikeli gazların dispersiyon modellemesi için yaygın olarak kullanılan bir algoritmadır. PHAST UDM dispersiyon algoritmasını kullanan DNV tarafından geliştirilmiş ve birçok ülkede kimyasal proses endüstrisinde yaygın olarak kullanılan ticari bir modelleme programıdır [139]. Bahsedilen tüm algoritmalar yapılan deneysel çalışmalardan elde edilen sonuçlar kapsamında geliştirilen ampirik denklemlerle ifade edilmektedir. Gazların açık alanda dispersiyon davranışını doğru bir şekilde tahmin edebilmeyi güçleştiren birçok parametre mevcut olsa da olası bir patlamaya veya dispersiyona sebep olabilecek endüstriyel kazaların anlaşılmasında ve değerlendirilmesinde büyük fayda sağladığı yadsınamaz bir gerçektir.

3.5.3 Ağır Gaz Dispersiyon Modelleri

LPG (sıvılaştırılmış petrol gazı) başta olmak üzere Propan, N-bütan gibi birçok gazın yoğunluğu, havanın yoğunluğundan daha yüksektir. Bu durum “ağır gaz” terimine atıf yapmaktadır. Bu sebeple havadan hafif gazların dispersiyon hesaplamaları ve ağır gazların dispersiyon hesaplamaları birbirinden farklıdır ($\rho_{\text{Propan}} = M_{\text{gaz}} / M_{\text{hava}} = 44,01/29 = 1,52$). Havadan ağır gazların dispersiyonunu etkileyen bir dizi faktör söz konusudur. Hava içerisinde disperse olan ağır gaz yere yakın yüzeyde yerçekimi kuvvetlerinin etkisi altında radyal olarak yayılır. Kendiliğinden indüklenen bu akış yatay düzlemde artan sık bir bulut üretir. Bu sık bulutun kenarlarında güçlü bir girdap etkisine sahip bir cephe gelişir. Tam bu bölgede oluşan atmosferik türbülans yerçekimi cephesinin hemen arkasındaki bir noktada karışma oranını attırır. Bu durum Şekil 36’da detaylı olarak tasvir edilmiştir.



Şekil 36. Yerçekimi Kaynaklı Ağır Gaz Dispersiyonu [138]

Ağır gazın tamamı yere yakın yerde olduğunda, buluttaki dikey yoğunluk değişimi, bulut içinde kararlı bir tabakalaşmaya neden olur ve bu durum dikey yöndeki dağılımı azaltır. Son aşamada yoğunluk kaynaklı etkiler ihmal edilebilir hale gelir ve dağılım pasif dispersiyon haline gelir (Bkz. Şekil 32. Kazara Yayılan Gazın Dispersiyon Prosesi).

Sonuç olarak, havadan ağır bir gazın dispersiyon modellemesi, temelde gazın zemine yakın yüzeyde yayılmasından ibarettir. Gaz sızıntısı belli bir yükseklikte gerçekleşse bile yerçekimsel etkilerden kaynaklı yere yakın yüzeyde dağılmaktadır. Bu tür bir dağılımın modellenmesi farklı şekillerde gerçekleştirilebilir.

Literatürde teorik olarak ve bilgisayar algoritması temelli yaygın şekilde kullanılan birçok yöntem mevcuttur.

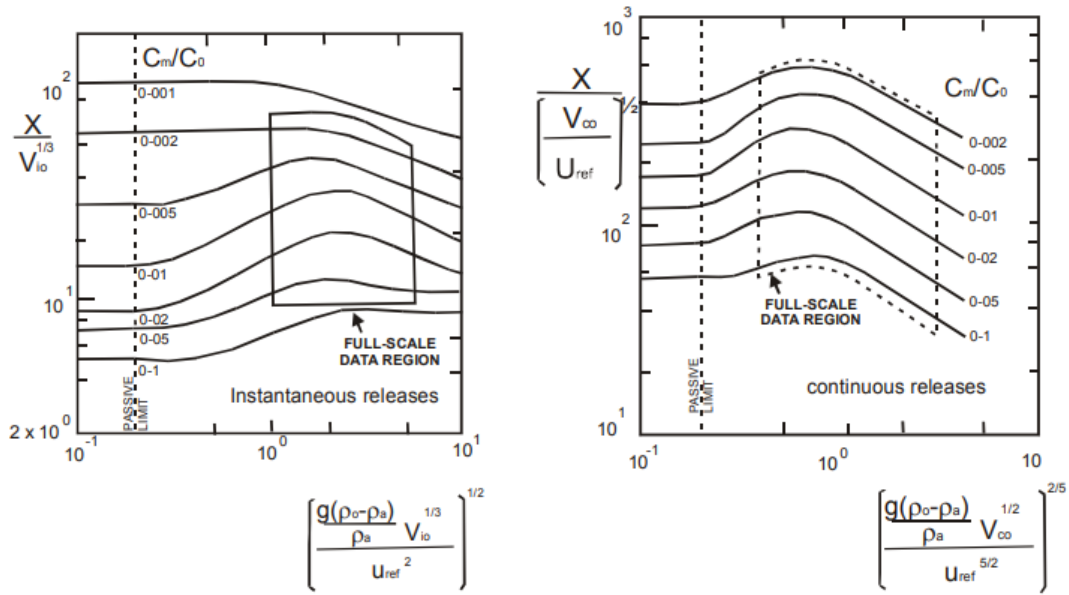
Yöntem 1. Britter ve McQuaid yöntemi (1988): Sürekli veya anlık dispersiyon sırasında konsantrasyon azalmasının hesaplamak için rüzgâr yönündeki mesafenin bir fonksiyonu olarak ampirik bir diyagram kullanır. Yöntem oldukça basittir ve bilgisayar kullanımı gerektirmez. Yer seviyesindeki merkez hattında konsantrasyon (C_m) ve başlangıç konsantrasyonu (C_0) ilişkisi, iki boyutsuz değişkenin (boyutsuz mesafe ve kaynak Richardson Sayısı; Ri_c) bir fonksiyonu olarak değerlendirilir [140].

$$\frac{C_m}{C_0} = f_c \left(\frac{x}{\sqrt{\frac{V_{C0}}{U_{ref}}}}, \frac{g (\rho_{C0} - \rho_a) V_{C0}^{1/2}}{\sigma_a U_h^{5/2}} \right) \quad (66)$$

$$\frac{C_m}{C_0} = f_i \left(\frac{x}{V_{i0}^{1/3}}, \frac{g (\rho_{C0} - \rho_a) V_{i0}^{1/3}}{\sigma_a U_{ref}^2} \right) \quad (67)$$

Denklem 66 ve 67’de x ; salım noktasından itibaren rüzgâr yönündeki mesafeyi (m), V_{C0} ; salımın akış oranını (m^3/s), U_{ref} ; belirli bir h yüksekliğindeki rüzgâr hızını (m/s), ρ_{C0} ; yayılan gazın başlangıçtaki yoğunluğunu (kg/m^3), ρ_a ; havanın yoğunluğunu (kg/m^3), g ; yerçekimi ivmesini (m/s^2), V_{i0} ; dispersiyona uğrayan gazın hacmini (m^3) ifade etmektedir.

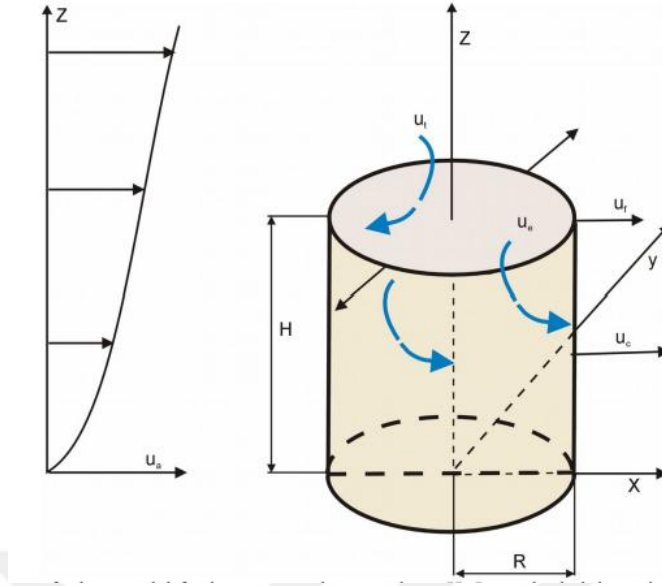
Hem sürekli hem de ani ağır gaz salım türleri için nomogramlar Şekil 37’de verilmiştir. Tam ölçekli veri bölgesi olarak işaretlenen bu şekillerdeki kesikli kutular, saha gözlemlerinin kapsadığı veri aralıklarını göstermektedir [141].



Şekil 37. Ağır Gaz Bulutunda Ortalama Konsantrasyon Hesaplama [141]

Pasif sınır olarak işaretlenen dikey çizgi, pasiften kararlı tabakalı dağılım rejimine geçişi gösterir. Bu model, ön tarama olarak rutin uygulamalarda oldukça kullanışlıdır ve havadan ağır gazların dispersiyonuna ilişkin çalışma kılavuzunda (Britter ve McQuid, 1988) ve Alman VDI yönergelerinde detaylı olarak açıklanmıştır (German VDI Guidelines, VDI3783, 1990).

Yöntem 2. Mühendislik Modelleri: Mühendislik modelleri genel olarak beş gruba ayrılır (MEG Raporu, 1994). Anlık salım olayları için kutu modelleri, tekdüze veya Gauss bulut modeli, genelleştirilmiş bulut modelleri, bütünleşik bulutu modelli ve sığ katman modelleridir. Bütünleşik bulutu modeli ve sığ katman modeli mühendislik modelleri arasında en karmaşık modeller olarak ön plana çıkmaktadır. Ayrıca, topoğrafya işleme yeteneği ve boyutsallık açısından da diğer modellerden oldukça farklıdır. Ani bir salım için uygulanabilen kutu modeli, zemin üzerindeki ağır gaz bulutunu tanımlamak için tekdüze bir silindirik varsayım kullanılır (Şekil 38).



Şekil 38. Havadan Ağır Gazın Dispersiyonu için Box Modeli [142]

Box modelindeki temel denklemler, bulut yatay yayılma denklemini içermektedir.

$$\frac{dR}{dt} = u_f \quad (68)$$

Sürüklenen kütle için;

$$\frac{dM_a}{dt} = \rho_a (\pi R^2) u_t + \rho_a (2\pi R H) u_e \quad (69)$$

Enerji denklemi;

$$M \frac{dH_c}{dt} = \frac{dM_a}{dt} (h_a - h_c) + E_f (\pi R^2) \quad (70)$$

Denklem 69 ve 70’te R, H, M, h_c ; sırasıyla, bulut çapı (m), bulut yüksekliği (m), kütle(kg) ve kütle başına entalpi (kj/kg.K), ρ_a ; atmosferik hava yoğunluğunu (kg/m^3), M_a ; sürüklenen kütleyi (kg), h_a ; kütle başına entalpi değerini (kj/kg.K), u_f ; cephe yerçekimi, u_e ve u_t ; sırasıyla bulutun kenarından ve üst kısmındaki sürüklenme hızları, E_f ; bulut altında uzanan tabakadan aktarılan ısı akısını ifade etmektedir.

ρ_c ; bulut yoğunluğu ve u_f , gravitasyonel hız olmak üzere,

$$u_f = c_2 \left(\frac{g(\rho_c - \rho_a) H}{\rho_A} \right)^{1/2} \quad (71)$$

Kenar sürüklenme hızı, u_e ; tipik olarak u_f ile aşağıdaki şekilde ifade edilir,

$$u_e = c_2 \cdot u_f \quad (72)$$

C_2 sabiti için değerler; $0.6 < C_2 < 0.9$ aralığındadır.

Bulutun üst bölgesindeki sürüklenme hızı için genellikle aşağıdaki korelasyon kullanılır.

$$U_F = u_* \cdot \left(\frac{K}{1 + C_3 \frac{g(\rho_p - \rho_a) H}{\rho_A u_*^2}} \right) \quad (73)$$

Denklem 73'te K ; Von Karman sabitini (0,4 alınır), C_3 ; laboratuvar deneylerinden elde edilen bir sabiti (Britter değeri 0.125) ifade etmektedir. Pasif dispersiyona geçişin ne zaman gerçekleşeceğini belirlemek için aşağıdaki kriterlerden birinin karşılanması yeterlidir. Yoğunluk farkı belirtilen değerden daha azdır. Bulut yarıçapının büyümesi, belirlenen değerden daha küçüktür [143].

Bulut merkezindeki eşitlik; $\frac{d_x}{d_t} = u_c$ (bulutun dispersiyon hızı) şeklinde ifade edilir. Bu basit yaklaşıma dayanan kutu modelleri, saha ve laboratuvar deneylerinin birçok yönünü tatmin edici bir şekilde yeniden üretir. Kutu modellerine örnek olarak; GASTAR modeli (Britter, 1990), HGSYSTEM bilgisayar paketindeki HEGABOX modeli (Witlox, 1994), IIT Heavy Gas Model I (Mohan ve diğerleri, 1995), DENZ-EDF modeli (Kaiser) ve Walker, 1978) ve van Ulden (1987), Fay ve Zemba (1985), Eidsvik (1980), Fay ve Ranck (1982), Delvosalle ve diğerleri (1993), Cleaver (1994), Kunsch ve Fannelop (1995), Kunsch ve Webber (2000), Kumar ve arkadaşları (2003), Webber (1993), Nielsen (1994) verilebilir [144, 145, 146, 147, 148].

Yöntem 3. Bilgisayar Temelli Dispersiyon Algoritmaları:

Özellikle ALOHA ve PHAST gibi simülasyon programlarının dispersiyon modelleme yaklaşımlarının temelini oluşturan DEGADIS (Collenbänder,1980), HEGADAS (Havens, 1985) ve SLAB (Ermak, 1990) kodları, Çevre Koruma Ajansı (EPA) sitesinden ücretsiz olarak temin edilebilir [149, 150]. Yöntem belli bir donanımsal kapasiteye sahip bilgisayar kullanımı gerektirir.

SAM-y çalışmasında kullanılan ALOHA yazılımında ağır gaz dispersiyon modelleri için dikkate alınan parametreler ve yaklaşımlar aşağıda detaylı olarak izah edilmiştir.

3.5.3.1 ALOHA Yazılımı Ağır Gaz Dispersiyon Modeli

Bir örtü varsayımı şeklindeki hava akışı ağır bir gaz bulutu meydana getirir. Hesaplamayı basitleştirmek için silindirik örtü eşit hacim ve yükseklikte bir kare prizma olarak ele alınır. Bulutun dikey dağılıma sahip 2b genişliğinde yatay olarak homojen bir çekirdekten ve Gauss şeklindeki kenarlardan oluştuğu varsayılmaktadır [151].

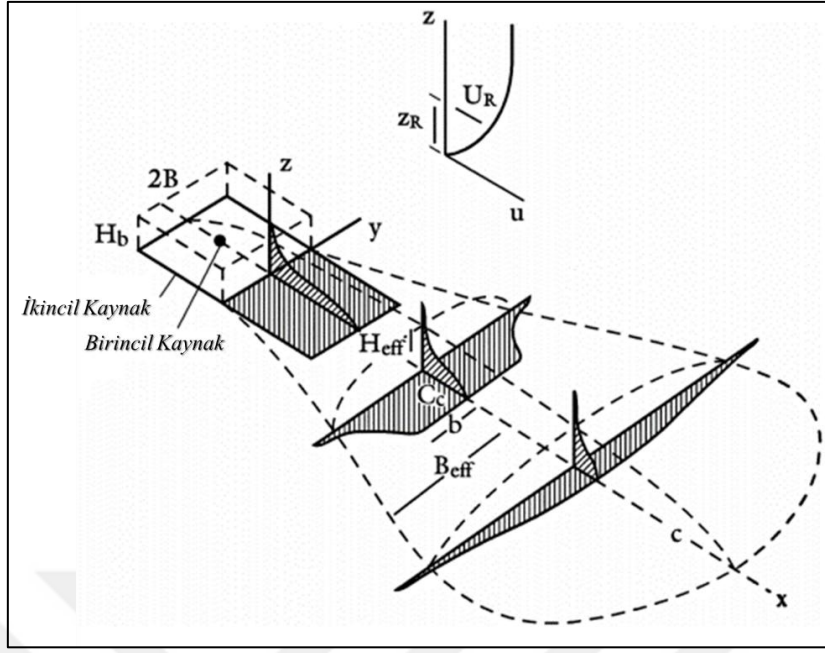
$$C(x, y, z) = C_c(x) \exp \left(- \frac{|y| - b(x)}{S_y(x)} \right)^2 - \left(\frac{z}{S_z} \right)^{1+n} \quad |y| > b(x), \quad (74)$$

$$C(x, y, z) = C_c(x) \exp \left(\left(\frac{z}{S_z} \right)^{1+n} \right) \quad |y| \leq b(x), \quad (75)$$

Yukarıdaki denklemde verilen dört değişken X' in fonksiyonlarıdır ve rüzgâr yönündeki her adım için hesaplanmalıdır.

$C_c(x)$; merkez hattı yer seviyesindeki konsantrasyonu (ppm), $S_y(x)$; yanal dispersiyon parametresini (m), $S_z(x)$; dikey dispersiyon parametresini (m) ve b ; homojen çekirdek bölümünün yarı genişliğini ifade etmektedir.

Dağılım parametreleri ölçümlere dayanmaktadır. Dikey dağılım parametresinin, ölçümünde kullanılan ortalama alma sürelerine güçlü bir şekilde bağlı olması beklenmez. Bununla birlikte, yatay dağılımın ortalama alma süresine bağıllığı vardır; 0.2 güce yükseltile ortalama süre ile ölçeklendiği düşünülmektedir. ALOHA DEGADIS, yatay dağılım parametresini zehirli bulutlar için ortalama 5 dakika ve yanıcı bulutlar için 10 saniyeye karşılık gelecek şekilde ayarlar.



Şekil 39. Colenbrander Bulut Modeli [152]

Şekil 39’da gösterilen gaz bulutu dispersiyonu için etkili bulutu yüksekliği H_{eff} , merkez hattaki gazın konsantrasyonuna bağlıdır. Ampirik formülasyonlar şu şekildedir.

$$H_{eff}(x) = \frac{1}{C_c(x)} \int_0^\infty C(x, 0, z) dz \quad (76)$$

$$H_{eff}(x) = \frac{S_z(x)}{1+n} \vartheta \left(\frac{1}{1+n} \right) \quad (77)$$

$\vartheta \left(\frac{1}{1+n} \right)$ gama işlevidir.

Etkili bir bulut genişliği, sabit konsantrasyonlu merkezi bir çekirdek, $b(x)$ ve her iki taraftaki kuyruk bölgesinin toplamı olarak tanımlanmaktadır (Bkz. Şekil 39).

$$B_{eff}(x) = b(x) + \frac{\sqrt{2}}{2} S_y(x) \quad (78)$$

Bulutun yanal yayılması, bir Froude sayı gösterimi ile şu şekilde modellenmiştir;

$$\frac{dB_{eff}}{dx} = C_E \vartheta \left(\frac{Z_R}{S_Z(x)} \right)^n \left[\frac{\hat{g} H_{eff}(x)}{U_R^2} \right]^{1/2} \quad (79)$$

Bazı X rüzgâr yönünde, $b(x) \rightarrow 0$ ve bulut genişliği $S_y(x)$ ile tanımlanır. Bulut başlangıçta indirgenmiş yerçekiminin ($\hat{g}$) etkisi altında yayılır, ardından bulut seyredikçe ve $S_x(z)$ büyüdükçe çekirdek alan sıfıra iner ve bu noktada ağır gaz etkileri son bulmaktadır. Bulutun hızı, rüzgâr hızının konsantrasyon ağırlıklı ortalamasıdır [153].

$$U_{eff}(x) = \frac{\int_0^\infty C(x, 0, z) U dz}{\int C(x, 0, z) dz} = \left(\frac{S_Z(x)}{Z_R} \right)^n \frac{U_R}{\vartheta} \quad (80)$$

U_R ; referans Z_R yüksekliğindeki rüzgâr hızıdır.

ALOHA yazılımı pasif veya pasif olmayan dispersiyonu ayırt etme kriteri olarak Richardson sayısını, Ri_c kullanır. Kritik Richardson sayısı atmosfere salınan kirleticinin yoğunluğu, rüzgâr hızı ve salım oranı arasındaki ilişkiyi ortaya koyar [154].

$$Ri_c = \frac{H \cdot \bar{g}}{U_*^2} \quad (81)$$

İndirgenmiş gravite; $\bar{g}$, Denklem 82 yardımıyla hesaplanabilir.

$$\bar{g} = \frac{g(\rho - \rho_a)}{\rho_a} \quad (82)$$

Yukarıda verilen denklemlerde ρ ; kimyasalın yoğunluğu, ρ_a ; ortam havasının yoğunluğu, g ; yerçekimi ivmesini, U_* ; rüzgâr sürtünme hızını, H ; kaynağın karakteristik boyutunu ifade etmektedir.

Kirletici konsantrasyon hem lokasyon hem de zamanın bir fonksiyonudur. ALOHA yazılımı bir tehdit bölgesini belirlemek için, uzaydaki tüm noktalar için zamanın bir fonksiyonu olarak en yüksek konsantrasyonu hesaplar. Herhangi bir nokta (x, y) için maksimum konsantrasyon fonksiyonu $M(x, y)$, o noktadaki tüm konsantrasyon süresi boyunca maksimum olarak tanımlanır ve şu şekilde ifade edilir.

$$M(x, y) = \max_{-\infty \leq t \leq \infty} [C(x, y, t)] \quad (83)$$

ALOHA ilk olarak en yüksek salım oranıyla ilişkili kaynak adımını tanımlar ve bu kaynak adımının orta noktasına karşılık gelen süreyi (t_m ; s) bulur. Daha sonra o kaynak adımıyla ilişkili bulutun ($x, 0$) noktasında merkezlendiği zaman olarak t_0 (saniye)'ı tanımlar.

$$t_0 = t_m + \frac{x}{u} \quad (84)$$

ALOHA başlangıçta (x, y)'deki maksimum konsantrasyonun $C(x, y, t_0)$ olduğunu tahmin eder. Bunu test etmek için $C(x, y, t_0)$ değerini $C(x, y, t_0 \pm 30)$ ile karşılaştırır. Bu değerlerden biri daha büyükse, konsantrasyon artmaya devam ettiği sürece 30 saniyelik aralıklarla o yöndeki konsantrasyonları karşılaştırır. ALOHA, tehdit bölgesi konturunu iki adımda oluşturur. İlk olarak, LOC'ye (Level of Concern) (m) rüzgâr yönündeki mesafe olan x_1 'yi bulmak için maksimum konsantrasyon fonksiyonunun ikili aramasını gerçekleştirir. Bir su birikintisi kaynağı için ALOHA, 0, $x_1/8$, $2x_1/8$, $3x_1/8 \dots x_1$ mesafelerinde x eksenı boyunca eşit aralıklı dokuz noktadan LOC'ye olan eksen dışı mesafeleri bulmak için ikinci bir ikili arama gerçekleştirir [155]. Nokta kaynakları durumunda, ALOHA bu eksen dışı mesafeleri Denklem 85'i kullanarak bulur.

$$y = \sigma_y \left(2 \log \left(\frac{M(x, 0)}{LOC} \right) \right)^{1/2} \quad (85)$$

Ortalama rüzgâr yönündeki belirsizlikler, tehdit bölgesi grafiğinde güven çizgileri olarak gösterilir. Tehdit bölgesinin eksenı, nominal rüzgâr yönünün her iki tarafında bir açıyla döndürülür ve döndürülen tehdit bölgesinin konturu çizilir. α açısı, kaynağın rüzgâr yönünde 5 dakika mesafedeki Gauss bulutunun genişliğine bağlıdır,

$$\alpha = \arctan \left(\frac{2 \rho_y}{300 U_3} \right) \quad (86)$$

Denklem 86'da U_3 ; 3 metredeki rüzgâr hızını ifade etmektedir ($m.s^{-1}$).

3.5.3.2 UDM Ağır Gaz Dispersiyon Modeli

Det Norske Veritas (DNV) tarafından geliştirilen PHAST yazılımında, versiyon 6.0 ve sonraki yazılım paketleri içerisinde sunulan UDM (Unified Dispersion Model)'in orijinal versiyonu, 1990'lı yılların başında Woodward ve Cook tarafından yeni bir teknoloji olarak geliştirilmiştir. Her X rüzgâr altı konumunda, UDM bulutu etkili bir H_{eff} yüksekliğine, etkili bir bulut yarı genişlikte B_{eff} e ve bulut hızı U_{cl} ye ve merkez çizgisi konsantrasyonuna eşit, eşdeğer bir bulutla karakterize edilebilir [156]. Denklem 87 ve 88 incelendiğinde ağır gaz bulut profilinin tanımlanması için kullanılan ampirik denklemlerin ALOHA dispersiyon modeli yaklaşımıyla benzerlik gösterdiği görülebilir.

$$H_{eff} = \frac{1}{C(x, y, 0)} \int_0^{\infty} C(x, y, \varepsilon) d\varepsilon = \int_0^{\infty} F_v(\varepsilon) d\varepsilon = \vartheta \left(1 + \frac{1}{n}\right) R_z(x) \quad (87)$$

$$B_{eff} = \frac{1}{C(x, 0, \varepsilon)} \int_0^{\infty} C(x, y, \varepsilon) dy = \int_0^{\infty} F_h(y) dy = \vartheta \left(1 + \frac{1}{n}\right) R_y(x) \quad (88)$$

Epsilon fonksiyonu $\varepsilon(z)$ Denklem 89 ile tanımlanabilir.

$$\varepsilon(z) = \int_0^{\infty} t^{z-1} e^{-t} dt \quad (89)$$

Yukarıdaki denklemlerde verilen ifadeler ALOHA dispersiyon modelleme denklemlerinde ayrıntılı olarak açıklanmıştır. En genel ifadeyle koordinat sistemi üzerinde rüzgâr doğrultusunda yanal ve dikey dispersiyonlar x, y ve z eksenleri boyunca konsantrasyon Denklem 90 ile ifade edilmektedir.

$$C(x, y, z) = \frac{Q}{2 \cdot \pi \cdot u \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \exp\left(-\frac{y^2}{2 \sigma_y^2}\right) \left(\exp\left(-\frac{(z + H)^2}{2 \sigma_z^2}\right) + \exp\left(-\frac{(z - H)^2}{2 \sigma_z^2}\right) \right) \quad (90)$$

Denklem 90'da $C(x, y, z)$; koordinat sistemi üzerinde belirli noktalardaki konsantrasyonu (g/m^3), Q ; kirlilik kaynağı için dispersiyon oranı (g/s), u ; ortalama rüzgâr hızı (m/s), σ_y ; y doğrultusunda bulutun standart sapması (m), σ_z ; z doğrultusunda bulutun standart sapmasını ifade etmektedir. Kirletici gaz konsantrasyonları genellikle yer seviyesinde ölçülmektedir. $z = 0$ için Denklem 90 Denklem 91'e indirgenir.

$$C(x, y, 0) = \frac{Q}{\pi \cdot u \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \exp\left(-\frac{y^2}{2 \sigma_y^2}\right) \left(\exp\left(-\frac{H^2}{2 \sigma_z^2}\right) \right) \quad (91)$$

Denklem 91, gaz fazdaki kirleticilerin zemin yüzeyinden yansımaları hesaba katar. Genellikle herhangi bir doğrultuda yer seviyesindeki konsantrasyonun en büyük değeriyle ilgilenir ve bu durum, bulut merkez çizgisi boyunca ifade edilen konsantrasyondur. Özetle $y=0$ için; Denklem 91 denklem 92'ye indirgenir.

$$C(x, 0, 0) = \frac{Q}{\pi \cdot u \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \exp\left(-\frac{H^2}{2 \sigma_z^2}\right) \quad (92)$$

Son olarak, yer seviyesindeki bir salım kaynağı için, $H = 0$ ve bulut merkez çizgisi boyunca rüzgâr yönündeki kirleticilerin yer seviyesindeki konsantrasyonu şu şekilde verilir:

$$C(x, 0, 0) = \frac{Q}{\pi \cdot u \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \quad (93)$$

Yer seviyesinden yüksekte meydana gelen bir salım için, aşağıdaki koşul karşılandığında bulut merkez hattı boyunca rüzgâr yönündeki maksimum yer seviyesi konsantrasyonu meydana gelir:

$$\sigma_z = \frac{H}{\sqrt{2}} \quad (94)$$

Standart sapmalar σ_y ve σ_z , sırasıyla yan rüzgâr (yanal) ve dikey yönlerde yayılan bulutun ölçüleridir.

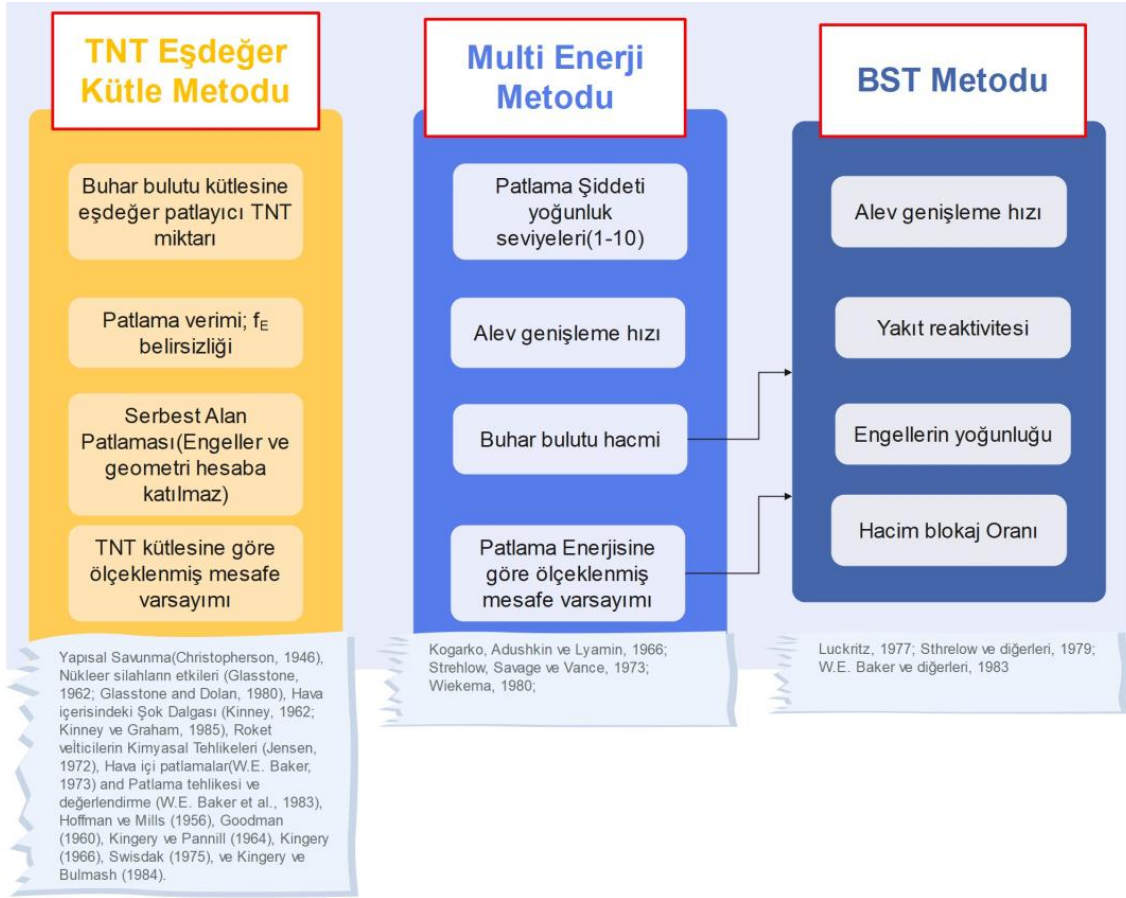
Sonuç olarak, olası bir gaz dispersiyonunun modellenmesini etkileyen birçok faktör söz konusudur. Tüm bu faktörleri değerlendiren simülasyon programlarının avantajları ve dezavantajları değerlendirilerek, SAM-y çalışması için ALOHA dispersiyon modeline materyal ve metot kısmında ayrıntılı olarak yer verilmiştir.

3.6 Buhar Bulutu Patlaması Modelleme Yöntemleri

Amerikan Kimya Mühendisleri Enstitüsü'ne (AIChE) göre, buhar bulutu patlaması (BBP); alev hızlarının önemli ölçüde aşırı basınç oluşturmak için yeterince yüksek hızlara ulaştığı, yanıcı buhar, gaz veya sis bulutunun tutuşmasından kaynaklanan patlamalardır. BBP genellikle petrokimya operasyonlarında en yıkıcı kaza senaryolarından biri olarak görülür. BBP'lerinin potansiyel sonuçlarını tahmin etmenin güvenlik değerlendirmelerinde son derece önemli olmasının nedeni budur ki, beklenen sonuçlara uyarlanmış hafifletici önlemler almamıza olanak sağlar. trinitrotoluen (TNT) eşdeğer kütle metodu, TNO çoklu enerji metodu ve BST Baker-Sthrelow-Tang (BST) metodu BBP (buhar bulutu patlaması) sonrası oluşacak aşırı basıncı hesaplamak için literatürde yaygın olarak kullanılan modellerdir [157, 158, 159]. Üç modelinde; kolaylık, aşırı tahmin, ortam geometrisi, yakıt reaktivitesi, dispersiyon gibi olası patlama sonuçlarını direkt etkileyen parametreleri hesaba katma konusunda birbirine göre üstün ve zayıf tarafları söz konusudur.

Bu modeller, küçük ve orta ölçekli deney sonuçlarından elde edilen ampirik korelasyonlar üzerinden büyük ölçekteki olası bir patlamanın boyutlarını değerlendirmeye imkân tanıyan korelasyonlar içerir. Kimyasal proses endüstrisinde

kullanılan ampirik tabanlı BBP modellemesi yöntemlerini ve yöntemleri ön plana çıkaran prensipleri Şekil 40'ta gösterilmiştir.



Şekil 40. BBP Modellemelerinde Kullanılan Metotlar

Buhar bulutu patlamalarının etkilerini doğru ve çok ayrıntılı tahmini için, tüm engelleyici geometriler dahil olmak üzere ortamın ayrıntılı bir 3B tanımını gerektiren bir hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD) simülasyonu gerçekleştirilebilir. Yalnızca çevredeki binaların geometrisinin değil, tahmin edilmesi gereken bitki örtüsünün (ağaçlar gibi) de tanımlanması gerekir. Ancak, bu metodoloji çok zaman alıcı, zahmetli ve yüksek seviyede CFD uzmanlığı gerektirmektedir. Ek olarak, CFD sonuçları seçilen geometrilere duyarlıdır. Bu nedenle, toplam site sahasının analizi veya geniş ölçekli patlama modellemeleri için kullanmak pratik değildir. Bu sebeple, SAM-y çalışmasında sıkışıklık geometrisi, yakıt reaktivitesi, bulutun hapsolme derecesi, gazın dispersiyonu ve alev genişleme hızı gibi parametreleri hesaba katan Baker Strehlow Tang (BST) metotları ile Propan BBP riski değerlendirilmiştir.

3.6.1 TNT Eşdeğer Kütle Yöntemi

Patlayabilir gaz bulutu kütesinin, katı patlayıcı trinitrotoluen (TNT) kütesine karşılık gelen eşdeğer miktarı üzerinden aşırıbasıncı tahmin eden TNT eşdeğer kütle yöntemi literatürde ilk olarak ortaya atılan ve geniş çapta atıf yapılan metotların başında gelmektedir. TNT eşdeğer kütle metodu ilk olarak Brasie ve Simpson (1968) tarafından bir buhar bulutu patlamasının araştırılmasında kullanılmıştır [160]. Genel itibariyle TNT eşdeğer kütle yöntemleri, mevcut yakıt miktarı ile bulutun patlama potansiyelini ifade eden bir TNT yükünün ağırlığı arasında orantılı bir ilişkiyi belirtir [161]. Metot, temelde patlayıcı buhar bulutu kütesine karşılık gelen TNT eşdeğeri kütlelenin hesaplanması ilkesine dayanır. Sonrasında belirlenen hedef mesafe ve eşdeğer TNT kütleleri arasındaki ilişki üzerinden ölçeklenmiş mesafeyi tanımlar.

$$M_{TNT} = \frac{f_e \cdot \Delta H_c \cdot M_{gaz}}{\Delta H_{TNT}} \quad (95)$$

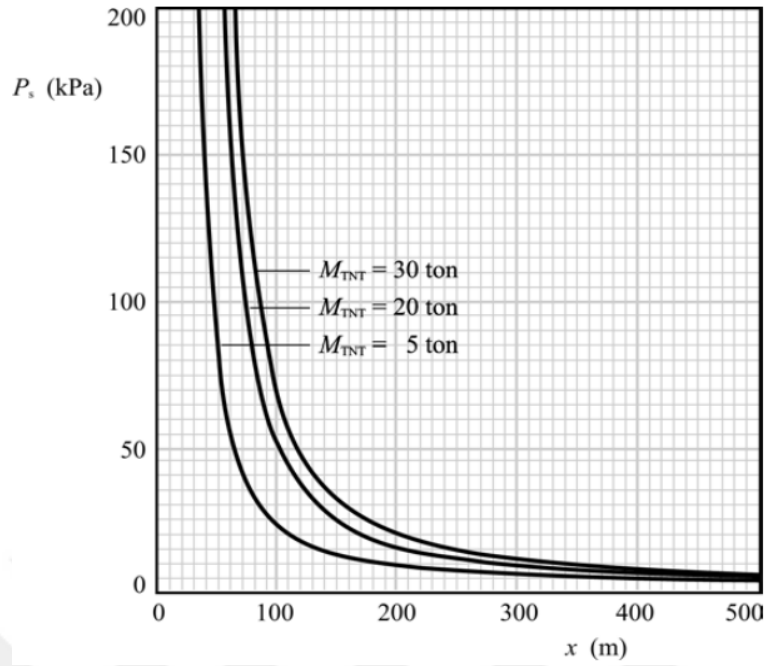
Denklem 95'te f_e ; boyutsuz patlama verimini (genellikle 0.01 ve 0.1 arasında bir değer), M_{gaz} ; patlamaya katkı sunan tahmini gaz kütesini (kg), ΔH_c ; yanıcı gazın yanma entalpi değerini (kJ/kg) ve ΔH_{TNT} (kJ/kg) ise TNT' nin yanma entalpi değerini ($\Delta H_{TNT} = 4,760$ kJ/kg) ifade etmektedir. Kimyasal proses güvenliği literatüründe TNT eşdeğeri gaz kütleleri arasındaki ilişki aşağıdaki ampirik ifade ile ortaya koyulmuştur.

$$M_{TNT} = 2 M_{gaz} \quad (96)$$

R; patlama merkezine olan gerçek mesafe (m) ve M_{TNT} ; eşdeğer TNT kütleleri (kg) olmak üzere, Z; Hopkins ölçeklenmiş mesafe ($m \cdot kg^{-1/3}$) Denklem 97 ile hesaplanmaktadır.

$$Z = \frac{R}{\sqrt[3]{M_{TNT}}} \quad (97)$$

Şekil 13'te patlama mesafesi ve mesafenin bir fonksiyonu olan aşırıbasıncı (P_s) ilişkisini gösteren diyagram paylaşılmıştır. Denklem 98 ile elde edilen aşırıbasıncı değerleri ve Şekil 41'de gerçek mesafeye karşılık gelen aşırıbasıncı değerleri arasına çok yakın bir uyum söz konusudur [162].



Şekil 41. Mesafenin Bir Fonksiyonu olarak Aşırıbasınç [163]

Hopkins ölçeklenmiş mesafe Z ($\text{m.kg}^{-1/3}$) olmak üzere; aşırıbasınç (P_s) değeri Denklem 98 ile hesaplanabilir.

$$P_s = \frac{80800 \cdot \left(1 + \left[\frac{Z}{4,5}\right]^2\right)}{\sqrt{1 + \left[\frac{Z}{0,048}\right]^2} \sqrt{1 + \left[\frac{Z}{0,32}\right]^2} \sqrt{1 + \left[\frac{Z}{1,35}\right]^2}} \quad (98)$$

Aşırı basıncı tahmin etmek için Center of Chemical Process Safety (CCPS) tarafından üretilen Hopkinson ölçekli kabul edilebilir bir eğrinin sabitleri Eşitlik 99'da gösterilmiştir [164].

$$P_s = 100 \times \left(-0,059965896 + \frac{1,1288697}{\ln [Z]} - \frac{7,9625216}{(\ln [Z])^2} + \frac{25,106738}{(\ln [Z])^3} - \frac{30,396707}{(\ln [Z])^4} + \frac{19,399862}{(\ln [Z])^5} - \frac{6,8853477}{(\ln [Z])^6} + \frac{1,2825511}{(\ln [Z])^7} - \frac{0,097705789}{(\ln [Z])^8} \right) \quad (99)$$

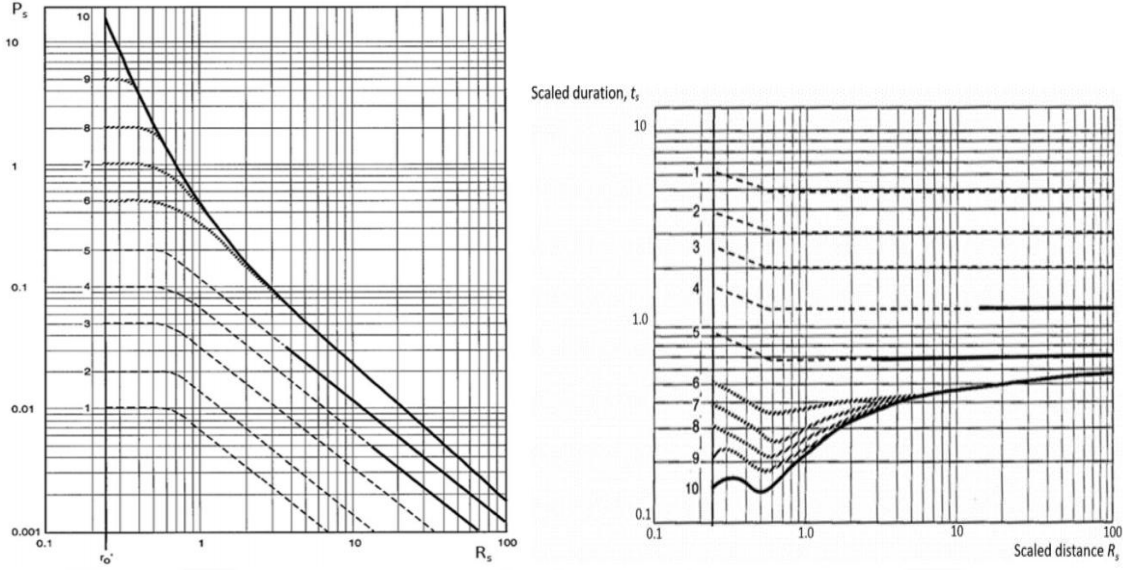
TNT eşdeğer kütle yöntemi, gazın dispersiyon, tesis sıkışıklık seviyesi, gaz bulutu için hapsolme derecesi, patlayıcı ortam içerisindeki engel geometrileri gibi patlama fenomeni üzerinde direkt etkisi olan birçok husus hesaba katmaz. Bu sebeple aşırı tahmin yaptığı yönünde literatür yazarları tarafından eleştirilmektedir. Bu sebeple SAM-y yaklaşımı için tanımlanan detonasyon (patlama) senaryolarında TNT eşdeğer kütle yöntemi kullanılmamıştır.

3.6.2 Multi-Enerji Metodu

Multi Enerji Modeli-MEM (van den Bosch ve Duijm, 2005), TNO tarafından geliştirilmiştir ve ölçeklenmiş bir mesafeye karşı ölçeklenmiş basınç ve ölçeklenmiş sürenin davranışını gösteren patlama çizelgelerine dayanmaktadır. Bazı önemli zayıflıkları olan doğru bir model olarak kabul edilebilir. Özellikle, patlama eğrilerinin seçimini daha az belirsiz hale getirmek için bazı yararlı rehberlik sağlanmış olsa bile, yüksek derecede öznellik dahil edilmiştir. Bu kaçınılmaz olarak aşırı muhafazakarlıkla sonuçlanır. Patlamayı etkileyen tüm fiziksel faktörleri içeren bağımsız korelasyonların geliştirildiği GAME projesi aracılığıyla öznel yaklaşımı azaltmak için çok güçlü bir nicel destek sağlanmıştır. Bu, patlama eğrilerini olası fiziksel etkisiyle ilişkilendirmede etkili olmuştur. Bu yaklaşım, yöntemin gerçek hesaplama durumlarına uygulanması konusunda eksiksiz bir rehberlik sağlamak amacıyla bu tez çalışmasında sunulmuştur. MEM patlama çizelgeleri, ölçeklendirilmiş basınç P_s ve ölçeklenmiş süre t_s ile ölçeklendirilmiş $\bar{R}$ mesafesi arasında bir ilişki kurar. MEM metodunun genel uygulaması aşağıda verilen hususları dikkate almaktadır [165].

- Alevlenebilir bulut hacmi
- Alevlenebilir bulutun bileşimi
- Sıkışık geometrinin değerlendirilmesi
- Potansiyel patlama sahaları (PES) ve ayırma mesafeleri
- Spesifik olarak sıkışık hacim konfigürasyonları

Şekil 42’de ölçeklenmiş basınç, süre ve ölçeklenmiş mesafe ilişkisini ifade eden grafikler gösterilmiştir.



Şekil 42. Ölçeklenmiş Aşırıbasınc, Süre ve Mesafe Grafiği [165]

Şekil 42’de ki grafikte gösterilen ölçeklenmiş basınç; P_s , ölçeklenmiş süre; t_s (saniye) ve ölçeklenmiş mesafe $\bar{R}$ (m.Pa/Joule)^{1/3} denklemleri aşağıda gösterilmiştir [166].

$$P_s = \frac{\Delta P}{P_a} \cdot (R_s) \quad (100)$$

$$R_s = R \cdot \sqrt[3]{\frac{P_a}{E_{BBP}}} \quad (101)$$

Denklem 100 ve 101’ de ΔP : aşırıbasıncı; Pascal, R : patlama merkezinden hedef noktaya olan gerçek mesafeyi (m), R_s ; ölçeklenmiş mesafeyi, P_a : atmosferik basıncı (101325 Pascal), E_{BBP} : buhar bulutu patlama enerjisini (Joule) ifade etmektedir.

Denklem 101’de verilen patlama enerjisi E ; hesaplanması gereken yanıcı bulutla ilişkili yanma ısısidir.

$$t_s = u_s \cdot t_p \cdot \sqrt[3]{\frac{P_a}{E_{BBP}}} \quad (102)$$

Denklem 102’de t_s ; ölçeklenmiş pozitif faz süresi (-), t_p ; pozitif faz süresi (ms), u_s ; ses hızı (340 m/s), P_a ; atmosferik basınç (101325 Pa), ve E_{BBP} ; buhar bulutu patlama enerjisini (Joule) ifade etmektedir.

Multi enerji metodu temelde; i-) BBP enerjisinin tanımlanması, ii-) Patlama yoğunluk seviyesinin tanımlanması, iii-) pozitif faz süresi ve pik aşırıbasınç değerinin tanımlanması şeklinde 3 ana basamaktan oluşmaktadır. Olası bir BBP’nın üreteceği toplam enerji denklem 103 yardımıyla teorik olarak hesaplanabilir.

$$E_{BBP} = V_{BBP} \times E_c \quad (103)$$

Eşitlik 103’te E_{BBP} ; buhar bulutunun toplam enerjisini (kJ), V_{BBP} ; sıkışık geometri içinde kalan buhar bulutunun hacmi (m^3), E_c ; buhar bulutunun patlamasıyla yayılan enerjinin birim hacimde miktarını (kJ/m^3) ifade etmektedir. E_c ; genellikle tipik hidrokarbonlar için $3.5 \times 10^3 \text{ kJ/m}^3$ alınır [167].

Multi enerji metoduna göre; sıkışık geometri içerisinde dağılan buhar bulutunun hacmi; patlayabilir buhar bulutunun ortam hacmi ve engellerin bulunduğu alanın serbest hacmine göre belirlenmektedir.

$$V_c = \frac{Q}{\rho} \times C \quad (104)$$

Eşitlik 104’ te Q ; patlayabilir toplam buhar bulutu kütlelerini(kg), ρ ; buhar bulutunu meydana getiren gazın yoğunluğunu (kg/m^3), C ; buhar bulutunun hacim konsantrasyonunu (%v) ifade etmektedir. Yöntem, patlama yoğunluk seviyesini 1’den 10’a kadar tanımladığı bir aralık içerisinde zayıftan (1), en güçlü (10) yoğunluğa giden 10 seviyeye ayırır.

Tablo 21’ de verilen patlama şiddeti yoğunluk seviyeleri; tutuşma enerjisi, yakıtın yanma özellikleri, buhar bulutunun sıkışıklık derecesi ve ölçeklenmiş mesafe ($\bar{R}$) gibi parametrelerle yakından ilişkilidir. Bulutun bir kısmı kapalı bir ortamda, düşük enerjili bir tutuşma kaynağı tarafından patlayabilir. Bu durum tutuşturma şiddeti olarak Yüksek, kıvılcım, sıcak alev, sıcak yüzeyler gibi tutuşturucu kaynaklar “Düşük” tutuşturucu şiddetli kaynaklar olarak karşımıza çıkmaktadır.

Tablo 21. MEM Metodu ve Patlama Yoğunluk Seviyeleri [168]

Alev Genleşmesi	Tutuşma Enerjisi	Engel Yoğunluğu		
		Yüksek	Düşük	Yok
2D	Yüksek	7-10	5-7	4-6
	Düşük	5-7	3-5	1-2
3D	Yüksek	7-10	4-6	4-5
	Düşük	4-5	2-3	1

Uzak alan patlamaları için ($\bar{R} > 2$); patlama şiddeti yoğunluk seviyesi, $N \leq 6$ olarak dikkate alınır. Yakın alan patlamaları için ($\bar{R} < 0.5$); patlama şiddeti yoğunluk seviyesi, $N \geq 8$ 'dir. Orta-uzak alan patlamaları için ($0.5 < \bar{R} < 2$); patlama şiddeti yoğunluk seviyeleri genellikle, $6 \leq N \leq 8$ arasında değerlendirilmelidir [168].

Multi Enerji yönteminin en önemli varsayımı; N: patlama yoğunluk seviyeleri (Tablo 21) ile ilişkilendirilen aşırı basıncın (P_s), buhar bulutunun yayıldığı alanın sıkışıklık geometrisine bağlı değerlendirilmesidir.

Kinsella (1993), Tablo 21 ve Tablo 22'de alev genişleme modeli, engel yoğunluğu ve ateşleme enerjisi temelinde olası seçenek aralığının nasıl azaltılacağı konusunda rehberlik sağlayan verileri literatüre sunmuştur. P_s (bar), patlama anında hedefe yan yüzeyden vuran aşırıbasıncın için pik değeri ifade etmektedir. SAM-y çalışması içerisinde aşırıbasıncın (P_s) olarak ifade edilen hasar parametresi ile aynıdır.

Tablo 22. Patlama Yoğunluk Seviyeleri ve Aşırı Basıncın İlişkisi [52]

Patlama Şiddeti Yoğunluk Seviyesi	P_s (bar)
10	> 10
7	1
6	0,5
5	0,2
4	0,1
3	0,05
2	0,02
1	0,01

Multi enerji metodu için Tablo 21'de verilen ve modelleme için önemli parametrelerden biri olan engel yoğunluğu ve tutuşma enerjisi seçimleri için literatür yazarları tarafından öngörülen yöntem aşağıdaki şekilde ifade edilmektedir.

Yüksek Engel Yoğunluğu: %30'u aşan bir toplam hacim blokaj fraksiyonu veren ve engeller arasındaki mesafenin 3 m'den az olduğu buhar bulutları içerisinde birbirine yakın bulunan engel geometrisini ifade etmektedir.

Düşük Engel Yoğunluğu: Buhar bulutu içerisindeki tüm hacim blokaj fraksiyonu %30'dan az olan ve/veya engeller arasındaki mesafe 3 m'den fazla olan engel geometrisini ifade etmektedir.

Engelsiz Ortam: Gaz bulutu içerisinde herhangi bir engelin bulunmadığı geometriler için; “engelsiz ortam” ifadesi kullanılmaktadır.

Alev Genleşmesinin Tanımlanması: Mercx ve ark. (1998), 2-D alev genleşmesini, 3-D alev genleşmesinden ayırmak için aşağıdaki kriterleri önermiştir.

- Engellenen bölgenin sırasıyla uzunluğu, genişliği ve yüksekliği olan L, W ve H olmak üzere, bir sınırlayıcı düzlem (zemin dışında) mevcutsa alev genleşmesi 2-D olarak öngörülür.

- $L > 5.H$

- $W > 5.H$

- Sınırlayıcı düzlemin boyutları, L ve H ile yaklaşık olarak aynı boyuttur.

MEM metodu ile aşırıbasınç hesaplaması bulutun hapsolma geometrisine göre farklılık göstermektedir. GAME projesi bulguları kapsamında 2-D ve 3-D hapsolma dereceleri için aşırıbasınç denklemleri aşağıda paylaşılmıştır [168].

2-D Hapsolma Derecesi

$$\frac{\Delta P_{\max}}{P_a} = 3.38 \left(\frac{HBO \cdot L_f}{D} \right)^{2.25} \cdot S_u^{2.7} \cdot D^{0.7} \quad (105)$$

3-D Hapsolma Derecesi

$$\frac{\Delta P_{\max}}{P_a} = 0.84 \left(\frac{HBO \cdot L_f}{D} \right)^{2.75} \cdot S_u^{2.7} \cdot D^{0.7} \quad (106)$$

Denklem 105 ve 106'da P_a ; atmosferik basınç (Pascal), ΔP_{max} ; Patlama merkezinde oluşan yanal basınç, P_s (Pascal), HBO; hacim blokaj oranı, D ; engel boyutu, S_u ; laminar yanma hızı (m/s), L_f ; mevcut alev uzunluğu (m) olarak ifade edilmektedir. S_u ; laminar yanma hızı (cm/s) teorik hesaplama yöntemi bölüm 2.5.5'te gösterilmiştir.

Hacim blokaj oranı HBO, D ve L_f değerlerinin nasıl hesaplanacağı ile ilgili ampirik korelasyonlar aşağıda verilmiştir.

$$HBO = \frac{V_h}{V_E} \quad (107)$$

$$D_h = 4 \cdot \frac{\sum_1^n V_{Ei}}{\sum_1^n A_{Ei}} \quad (108)$$

$$L_f = 18.5 Q^{0.41} \quad (109)$$

Denklem 107, 108 ve 109'da V_h ; hipotetik hacim (m^3), V_E ; ekipman hacmi (m^3), D_h ; hidrolik ortalama çap (m), V_{Ei} ; ekipman hacmi (m^3), A_{Ei} ; yüzey alanı (m^2), L_f ; alev uzunluğu (m), Q ; salım oranı ($kg.s^{-1}$) olarak ifade edilir.

3.6.3 Baker-Strehlow-Tang(BST) Metodu

Baker-Strehlow-Tang yöntemi ilk olarak, bir BBP' da maksimum alev hızını belirlemek için bir korelasyonun geliştirilmesinden kısa bir süre sonra 1994 yılında Baker ve arkadaşları tarafından 28. Kayıp Önleme Sempozyumunda yayınlanmıştır. Metodolojinin geliştirildiği orijinal çalışmanın amacı, BBP etkilerinin tutarlı tahminini sağlamak için objektif bir metodolojiye ulaşmaktır. Multi Enerji Metodu (MEM)'da olduğu gibi, bazı patlatma eğrileri tanımlanmıştır. Ancak seçim alev hızına bağlıdır. Modelin son şekli 1999'da yayınlanmıştır (Tang ve Baker, 1999). 2005 yılında ise Pierorazio ve arkadaşları daha doğru bir deneysel çalışma yürüterek ve modeli daha fazla veriyle entegre ederek güncellemişlerdir. BST metodolojisi, sıkışıklık geometrisi, yakıt reaktivitesi ve bulutun hapsolme derecesi (kapalılık) gibi birleşik parametreler için maksimum alev hızının seçilmesi prensibine dayanır.

Tesis Sıkışıklık Geometrisi: Sıkışıklık geometrisinin tespit edilmesi için Kimyasal Proses Güvenliği Merkezi (CCPS) tarafından aşağıdaki kılavuz önerilmektedir. Nispeten engelsiz bir alanda yürümek kolaysa ve yalnızca iki kat engel varsa, bu durum düşük sıkışıklık olarak kabul edilebilir. Orta sıkışıklık, orta düzeyde sıkışıklığın olduğu bir alanda yürümek zahmetli olduğunda ve genellikle dolaylı bir yol izlemeyi gerektirdiğinde ortaya çıkar. Yüksek sıkışıklık, engelleri geçmek için yeterli alan olmadığı ve art arda gelen katmanlar alandan geçişi engellediği için bir alanda yürümenin mümkün olmadığı durumdur. Ayrıca, sıkışık bölgenin bir kenarından karşı tarafa doğru görüş hattını kapatan yakın mesafeli engellerin tekrarlanan katmanları yüksek derecede sıkışık geometrilerin oluşmasına neden olmaktadır. ALOHA yazılımında detonasyonu etkileyen en baskın parametre olarak değerlendirilen sıkışıklık geometrisi de CCPS öngörüsü ile aynıdır.

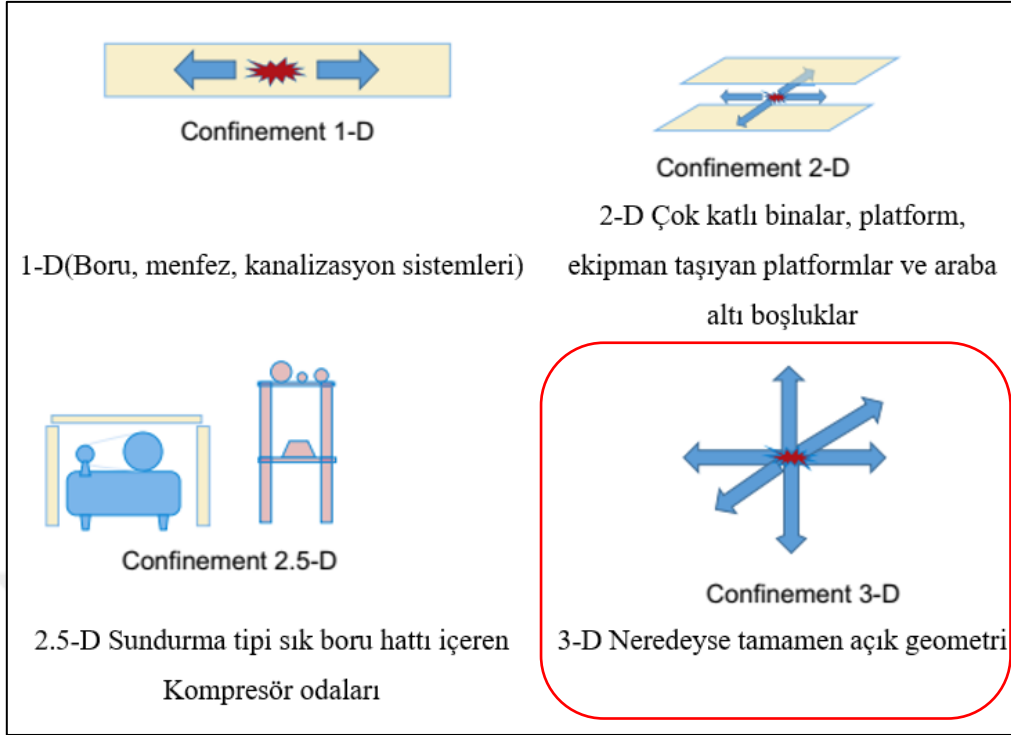
Baker ve arkadaşları (1997), Potansiyel Patlama Sahasını (PPS) yanıcı bir buhar bulutunun hapsoldüğü ve tutuştuğu sıkışık veya kapalı alan olarak tanımlamaktadır [170]. Bu bakış açısı bir tesis alanına tekli mi yoksa yoklu PPS olarak yaklaşılması gerektiğini belirleyebilme açısından oldukça önemlidir. Sadece tek PPS' nin mevcut olduğu durumda alev hızında düşme meydana gelmez ve yalnızca oluşan aşırıbasınç dalgası dikkate alınır. Fakat ikinci durumda, iki farklı bölge için aşırıbasınç dalgasının dikkate alınması gerekir ki, bu tesis alanı için önemli bir hasar etkisi meydana getirmektedir.

Patlama bölgesi içerisindeki sıkışıklık alan blokaj oranı (ABO) veya hacim blokaj oranı (HBO/ABO) ile karakterize edilir. BST metodu için HBO sınıflandırması Tablo 23'te gösterilmiştir.

Tablo 23. BST Metodu için Sıkışıklık Seviyeleri [170]

Sıkışıklık	Hacim Blokaj Oranı	Engel Katman Sayısı
Düşük	%10'dan az	1 veya 2 katman
Orta	%10 - %40 arasında	2 ila 3 katman
Yüksek	%40'tan daha fazla	3 veya daha fazla yakın aralıklı katmanlar

Bulut Hapsolme Derecesi: Pierorazio ve diğerleri (2005) tarafından tanımlandığı şekliyle bulut hapsolme dereceleri Şekil 43'te gösterilmiştir. Bu sınıflandırmaya, 2-D ve 3-D arasında bir ortalama olarak değerlendirilmesi gereken ek bir 2.5-D kategorisi dahil edilmiştir.



Şekil 43. BST Metodu için Tesis Hapsolma Geometrileri [170]

Yakıt Reaktivitesi: BST metodunun bir diğer önemli parametresi olan reaktivite terimi, yakıtın kimyasal özelliklerini karakterize etmek için kullanılır. Zeeuwen ve Wiekema tarafından kullanılan reaktivite derecelendirmeleri, BST modelinde kimyasal laminar yanma hızına dayalı olarak reaktiviteyi sınıflandırır [171]. Düşük reaktiviteli kimyasalların laminar hızları 45 cm/sn'den azdır (metan ve karbon monoksit gibi). “Yüksek reaktivite”; yanma hızları 75 cm/sn'den yüksek olan kimyasallar için geçerlidir (hidrojen, asetilen, etilen, etilen oksit, propilen oksit gibi) ve aradaki yanma hızları “orta reaktivite” olarak etiketlenir (Diğer tüm yakıtlar-Propan, N-bütan vb.).

BST Alev Hızı Korelasyonları: Alev hızı, tesis sıkışıklık geometrisi, bulut hapsolma derecesi ve yakıt reaktivitesi ile yakından ilişkilidir. Sıkışık geometrilerde alev önü cephesinde artan türbülansın patlama şiddetini ve buna paralel oluşacak hasarı artırıcı yönde etki gösterdiği literatürde kapsamlı çalışmalarla not edilmiştir. Söz konusu parametreler ve alev hızı (Mach hızı) ilişkisi Pierorazio ve arkadaşları (2005) tarafından Tablo 24’te gösterildiği gibi ilişkilendirilmiştir [172].

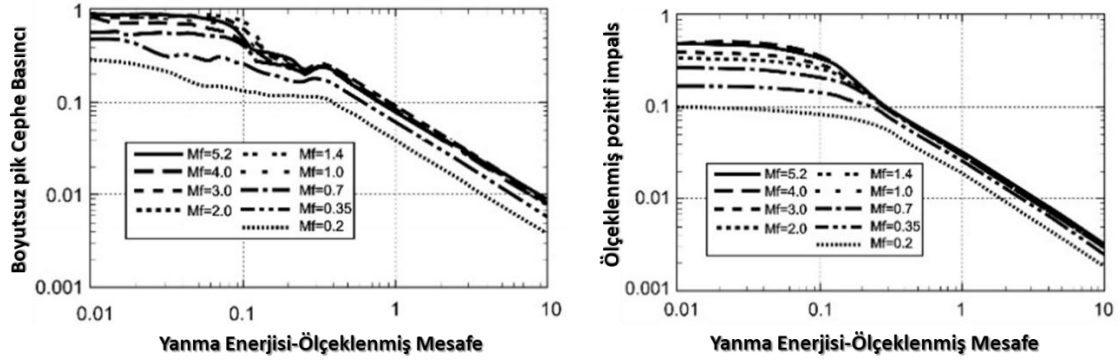
Tablo 24. Alev Hızı Korelasyonları [151]

Hapsolma Derecesi	Yakıt Reaktivitesi	Sıkışıklık Geometrisi		
		Yüksek	Orta	Düşük
1-D	Yüksek	DDT	DDT	DDT
	Orta	2,27	1,77	1,03
	Düşük	2,27	1,03	0,294
2-D	Yüksek	DDT	DDT	DDT
	Orta	1,6	0,66	0,47
	Düşük	0,66	0,47	0,079
2.5-D	Yüksek	DDT	DDT	DDT
	Orta	1,0	0,55	0,29
	Düşük	0,50	0,35	0,053
3-D	Yüksek	DDT	DDT	0,36
	Orta	0,50	0,44	0,11
	Düşük	0,34	0,23	0,026
DDT: Deflagrasyondan (Parlamadan) Detonasyona (Patlamaya) Geçiş				

Yukarıda bahsedilen BST parametrelerinin tespit edilme yöntemleri göz önünde bulundurularak, SAM-y çalışması için BST parametreleri şu şekilde değerlendirilmiştir.

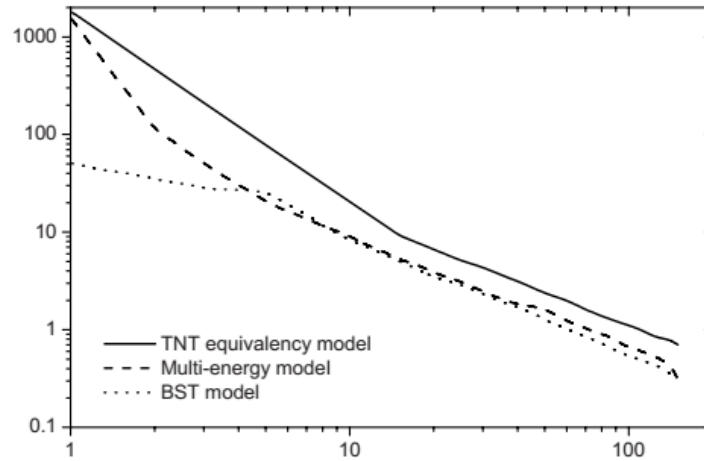
- Propan için, laminar yanma hızı (S_u ; 64,2 cm/s) : Laminar yanma hızı, $S_u=75$ cm/s üzeri yüksek reaktivite kabul edilmektedir. Konservatif alanda kalmak için ALOHA varsayımı yüksek reaktivite olarak seçilmiştir.
- Tesis sıkışıklık geometrisi için HBO (hacim blokaj oranı): Hipotetik hacim = 30250 m³/ Toplam tank alanı hacmi= 6480 m³ (180 m³ x 36 adet = 6480 m³) = 0.21 olduğundan sıkışıklık seviyesi “ORTA” (Bkz. Tablo 34)
- Bulut hapsolma derecesi = 3D (tamamen açık, BKZ. Şekil 43)
- BBP bulut kütlesi için eşik değer 400 kg (açık alanda hava ile hızla seyrelme sebebiyle)
- Sonuç: Deflagrasyondan Detonasyona Geçiş, DDT(RKDS-4, RKDS-5, TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-3, KBS-4)

BST metodunun son aşamasında ölçeklenmiş mesafeye karşılık gelen aşırıbasınç (Ps) değeri Şekil 44’ te verilen diyagramdan Mach hızına (alev için) göre elde edilir.



Şekil 44. BST Metodu için Ölçeklenmiş Aşırıbasınç, İmpuls ve Mesafe [62]

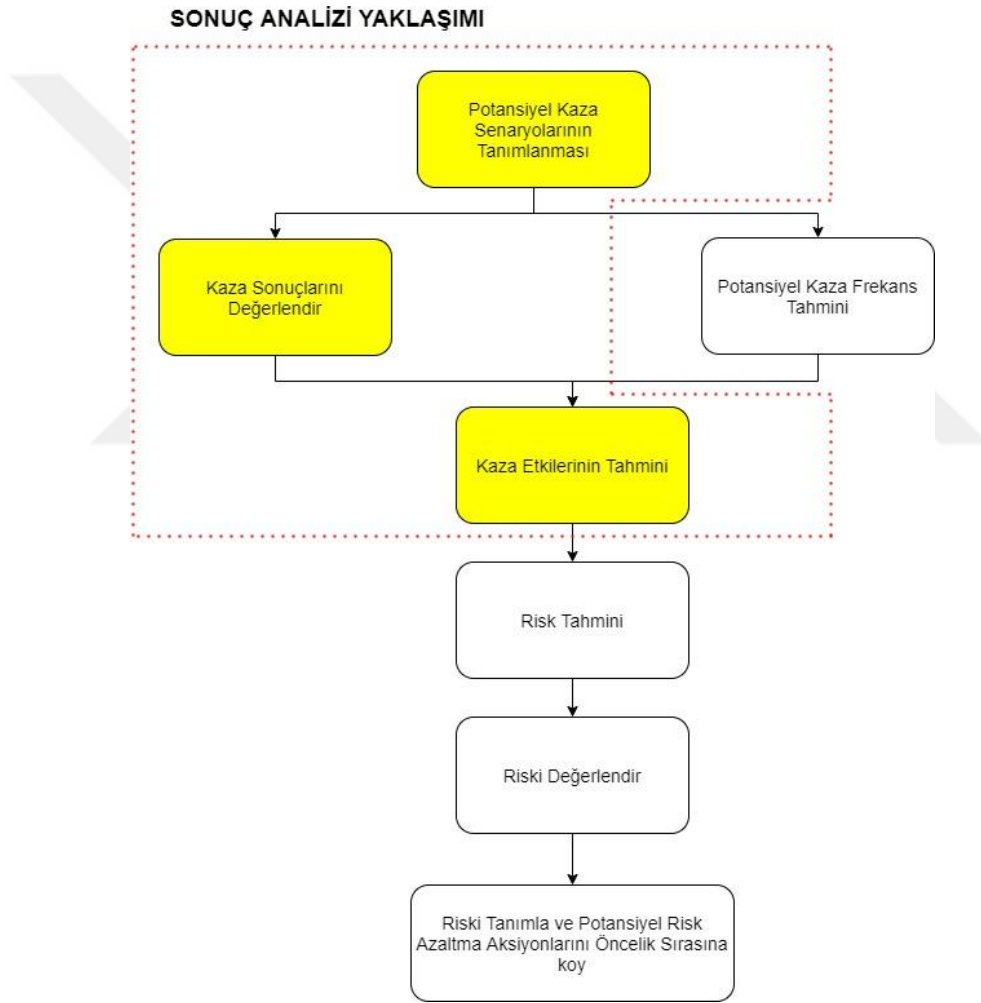
Lobato ve arkadaşları tarafından yapılan çalışmada TNT eşdeğerlik, MEM ve BST yöntemlerini, 1,08 kg hidrojen içeren hidrojen ve hava karışımından oluşan küçük bir bulutun (264 m^3) düşük tıkanıklık ortamında patlaması senaryosuna uygulamışlardır [173]. Şekil 45'te verilen hipotez, TNT yöntemi için 10%'luk bir patlama verimi (konservatif bir değer); MEM yöntemi için hidrojen patlaması özelliklerinden dolayı $N=10$ bir patlama yoğunluk şiddeti değeri, BST yöntemi için alev genişmesi $2B$ olduğu ve engel yoğunluğunun 10%'dan düşük olduğu varsayılmıştır ($M_f = 0,59$). Sonuçlara göre; TNT modeli daha yüksek aşırı basınçları öngörürken multi enerji modeli (MEM) ve Baker-Strehlow-Tang (BST) yöntemleri benzer değerleri öngörmektedir. Çok kısa mesafelerde elde edilen değerlerin anlamlı olmadığı Şekil 45'te açıkça görülmektedir.



Şekil 45. Mesafenin bir Fonksiyonu olan Aşırıbasınç Kıyaslaması [62]

4 KANTİTATİF RİSK DEĞERLENDİRMESİ

Kimyasal proses güvenliği literatüründe; meydana gelme frekansı oldukça yüksek majör potansiyel kazalar olan sızıntı ve patlamaların (Ramsay ve diğerleri, 1994; Kalantarnia ve diğerleri, 2010; BP, 2010; Ottomöller ve Evers, 2010; Yang ve diğerleri, 2019) sonuçlarını tahmin edebilmek ve proaktif önlemler alabilmek için yoğun çaba sarf edilmektedir [174, 175]. Kantitatif risk değerlendirmesi kavramı; kimyasal tesislerin ve süreçlerin güvenliğinin değerlendirilmesini sağlamak için tasarlanmış bir metodolojidir. Şekil 46’da kantitatif risk analizi yaklaşımının akış diyagramı gösterilmiştir.



Şekil 46. Kantitatif Risk Analizi (KRA) Akış Diyagramı

Sonuç Analizi Yaklaşımı, beklenen olayın meydana gelme sıklığı veya olasılığından bağımsız olarak, olay sonuç durumlarının beklenen etkilerinin tahmini olarak tanımlanmaktadır (CCPS- Center for Chemical Process Safety) ve söz konusu spesifik

olaylardan kaynaklanabilecek potansiyel hasar veya yaralanmayı tahmin etmek için kullanılır. Sonuç analizi yaklaşımı; en kötü durum senaryosu (Worst-Case scenario, WCS) ve alternatif sızıntı senaryoları olmak üzere iki temel yaklaşımı içerir. Bu çalışmada; RKDS-4, RKDS-5, TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-3, KBS-4 senaryoları buhar bulutu kütesine ve deflagrasyondan detonasyona geçişe (DDT) bağlı olarak en kötü durum senaryosu, diğer 12 adet senaryo alternatif sızıntı senaryoları olarak değerlendirilmiştir. Ayrıca, tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan senaryolar ile kaza benzetim modeli senaryoları içerisinde 400 kg üzeri BB kütleleri DDT kapsamında değerlendirilmiştir.

4.1 Potansiyel Kaza Senaryolarının Belirlenmesi

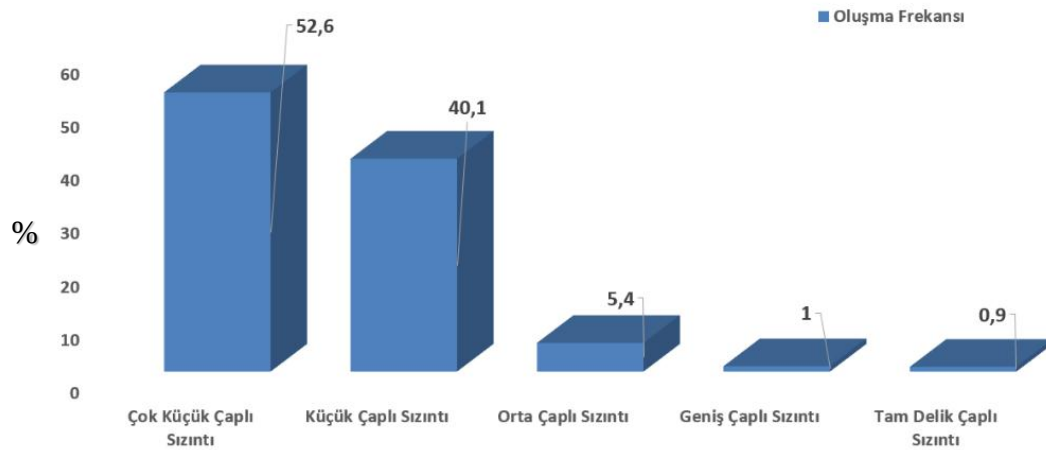
Olası bir patlamanın sonuçlarını tahmin etmek için kullanılan ve söz konusu patlama riskinin bilimsel açıdan ispat edilebilmesi için önemli araçlardan biri olan SAM-y' nın en temel basamağı hasar verici büyüklükte geniş çaplı bir patlamaya sebep olabilecek buhar bulutu miktarının tahmin edilmesidir. Bu tahmin için uygulanan genel yöntem, tesise veya ekipmanlara özgü oluşturulan patlama senaryolarıdır. Patlamanın meydana getireceği hasar, gazın açık alanda kararlı veya homojen bir buhar bulutu meydana getirmesi için ne kadarlık bir kesit alanından ve ne kadar süre yayıldığı ile yakından ilişkilidir. Bu sebeple, literatürde yer verilen patlama senaryoları genellikle aşağıdaki bilgileri içermektedir.

- Tesiste depolanan tüm kimyasalın oluşturacağı WC (worst-case: en kötü durum) BBP senaryoları,
- Tank çiftliğindeki yatay silindirik veya küresel tanklarda meydana gelebilecek BLEVE senaryoları,
- Tank duvarı veya boru hattı üzerindeki yırtıklardan meydana gelebilecek sızıntıların oluşturacağı BBP senaryoları,
- Karayolu tankerlerinde taşınan kaynama noktası çok düşük olan kimyasalların meydana getireceği BBP senaryoları
- Karayolu tankerleri dolum-boşaltım operasyonları esnasında meydana gelebilecek BBP senaryoları
- Pompa ve kompresörlerden meydana gelebilecek yarı kapalı alan BBP senaryoları

- Tank dayk sahası içerisinde meydana gelebilecek havuz buharlaşması sonucu oluşan BBP senaryoları
- Standartlarda öngörülen sızıntı kesit alanlarına atıf yapan salım senaryoları

Literatürde; potansiyel kaza senaryolarının tanımlanması ile ilgili yukarıda verilen senaryolar için önemli belirsizlikler söz konusudur. Literatürde; bu belirsizliklerin minimum düzeye indirilebilmesi için yapılan çalışmalara yoğun atıf yapılmaktadır.

Sonuç analizi modellemesi için; bir depolama tankı veya boru hattı gibi proses ekipmanları üzerinde bir sızıntı delik çapından Propan gazının atmosfere veya kapalı bir ortama boşalmasını gerektiren bir problem düşünülmelidir. Peki, kapalı bir ekipman içerisinde bütünlük kaybına uğrayan sıvılaştırılmış Propan' ın ne kadarlık bir delik çapından yayılabileceği nasıl tahmin edilir? Bu çalışmada; bu belirsizlik için mantıklı bir öneri de sunulmuştur. Birleşik Krallık hidrokarbon sızıntı veri tabanına (HydroCarbon Release Database-HCRD) göre; proses güvenliğinde gaz dispersiyonuna neden olan sızıntı delik çapları; 1-3 mm aralığı için “Çok Küçük”, 3-10 mm aralığı için “Küçük”, 10-50 mm aralığı için “Orta”, 50-150 mm aralığı için “Geniş” ve >150 mm üzeri için “Tam Delik” çaplı sızıntılar olarak 5 sınıfta genelleştirilmiştir [176]. Birleşik Krallık (U.K) HCRD veri tabanından elde edilen Şekil 47'ye göre; sızıntı delik çapı arttıkça, sızıntının gerçekleşme frekansı düşmekte fakat oluşacak buhar bulutunun büyüklüğüne paralel olarak zarar görülebilirlik(hasar) seviyesi artmaktadır.



Şekil 47. BBP Oluşumuna Sebebiyet Veren Sızıntı Delik Çapları [176]

2014 yılında; B. Bain ve diğer Det Norske Veritas (DNV) mühendisleri, hidrokarbon sızıntılarının modellenmesi üzerine yaptıkları çalışmada; sızıntı delik çapları ve kütleli

salım oranları (kg/s) arasındaki ilişkiyi inceleyerek, kütleli salım oranına bağılı; “Küçük” (0,01-1 kg/s), “Orta” (1-10 kg/s), “Geniş” (>10 kg/s) çaplı buhar bulutu büyüklüğüne atıf yapan alternatif bir sınıflandırma önermişlerdir [177]. Uluslararası petrol ve gaz üreticileri birliği (IOGP) 434-01 başlık numaralı 2019 raporunda; 5 sınıfta genelleştirilen sızıntı delik çapı aralıkları için, ölümcül hasara sebep olacak en uygun sızıntı delik çapının tahmin edilebilmesinin geometrik ortalama çap yaklaşımı ile mümkün olduğunu ifade etmekte ve bu yaklaşımın; patlama hasarı tahmini için gerekli olan senaryolarda kullanılmasını önermektedir. Geometrik ortalama çap yaklaşımına göre; 50-150 mm “Geniş” çaplı bir sızıntı senaryosu için, seçilmesi tavsiye edilen en uygun sızıntı delik çapı; $\sqrt{(50 \times 150)} = 86,6$ mm’ dir [178]. Bu çalışmada; literatürde ele alınan geçmiş sonuç analizi modellerinden farklı olarak; ramak kala dispersiyon senaryoları (RKDS) için öngörülen Propan BB kütlelerinin geometrik ortalama sızıntı delik çapından kaynaklandığı öngörülmüştür.

4.1.1 Tecrübe Edilmiş Kazalara Dayanan Senaryolar

Kimyasal proses endüstrisinde yaşanan geçmiş kazalardan çıkarılan dersler kayıp önleme literatürüne yön veren ulusal ve uluslararası düzenlemelerin gelişimine büyük katkı sunmuştur. 1974 yılında yaşanan Flixborough, kazası sonrasında yapılan araştırmalarda ortaya çıkan en önemli dersler dedektör lokalizasyonu ve birden fazla kimyasalın yüksek miktarlarda depolanması gibi sonuçlardı [179].

Kayıp önleme literatüründe meydana gelen geçmiş kazalar detaylı olarak incelendiğinde buhar bulutu patlamalarına neden olan buhar bulutu kütlelerinin tahmin edilmesindeki belirsizlikler sebebiyle “Kaza Benzetim Modeli” bu tez çalışmasında farklı bir bakış açısı ile sunulmuştur. Kaza benzetim modeli; yaşanmış kaza raporlarından elde edilen patlamaya sebep olan buhar bulutu kütlelerinin, ilgili tesise uyarlanması ile oluşturulan BBP senaryoları üzerinden değerlendirilmesi esasına dayanır. Tablo 25’te Kaza Benzetim Modeli senaryoları için, literatürden seçilen geçmiş kazalar ve çalışma sahasına uyarlanarak senaryo edilen BBP kütleri gösterilmiştir.

Tablo 25. Kaza Benzetim Modeli için Buhar Bulutu Kütleleri

N	Kaza	Kazaya Sebep Olan Kimyasal	BBP Kütlesi
KBS.1	Flixborough	Sikloheksan	30 ton
KBS.2	Bhopal	Metil İzosiyanat	25 ton
KBS.3	New Mexico	LPG	4,75 ton
KBS.4	Pasadena	Izobütan	38,5 ton

Senaryo belirleme aşamasında kimyasal proses literatürüne girmiş geçmiş kazaların benzeri ilgili tesiste olsaydı sonuçları ne olurdu? sorusu cevaplanmaya çalışılmıştır. Tablo 25’te verilen KBS (kaza benzetim senaryosu) değerlendirmeleri sonuçlar kısmında ayrıntılı olarak açıklanmıştır.

4.1.2 Tesis Tespit ve İzolasyon Seviyesine Dayanan Kaza Senaryoları

Özellikle petrokimya tesisleri başta olmak üzere kimyasal proses endüstrisi tesislerinde tipik olarak, tehlikeli maddelerin salınmasının etkilerini azaltmak için tasarlanmış çeşitli algılama, izolasyon ve azaltma sistemleri bulunmaktadır. Amerikan Petrol Enstitüsü (API)’nın API RP 581 Risk Temelli Gözetim standardında öngördüğü yaklaşıma göre, salım çapları, salım süresi, tesis tespit ve izolasyon sınıflarına dayanılarak potansiyel sonuç analizi senaryoları; daha somut yaklaşımlarla ifade edilebilmektedir. Ayrıca bu basitleştirilmiş metodoloji; tesisin algılama, izolasyon ve hafifletme sistemlerinin etkililiğini değerlendirme imkânı sunar. Bu sistemler bir gaz salımını farklı şekillerde etkiler. Bazı sistemler sızıntıyı tespit edip yalıtarak gaz sızıntısının büyüklüğünü ve süresini azaltırken, diğer sistemler; tutuşma olasılığını en aza indirerek veya gazın yayılmasını sınırlayarak sonuç alanını azaltır. Tespit, izolasyon ve hafifletme sistemlerinin salınımı iki şekilde etkilediği düşünülmektedir.

- Tespit ve İzolasyon Sistemleri – Bu sistemler, bir sızıntıyı tespit etmek ve izole etmek için tasarlanmıştır ve sızıntının büyüklüğünü ve süresini azaltma eğilimindedir.
- Azaltma Sistemleri – Bu sistemler, bir salımın sonuçlarını hafifletmek veya azaltmak için tasarlanmıştır.

Tespit ve izolasyon sistemleri, gaz salımının süresini azaltabilir. Bu, toksik salınımların sonuçlarını hesaplarken son derece önemlidir. Çünkü toksik sonuçlar, konsantrasyon ve maruz kalma süresinin bir fonksiyonudur. Süre, yanıcı ve toksik sonuçların tahmininde doğrudan girdi olarak kullanılır.

API RP 581 Standardına göre hazırlanacak BBP senaryolarını meydana getirebilecek sızıntı çapı öngörüsü Tablo 26’da paylaşılmıştır.

Tablo 26. Sızıntı Delik çapları için API 581 Standardı Tavsiyesi

Sızıntı Delik Çapı; mm	Sızıntı Delik Çapı Aralığı; mm	Sızıntı Delik Çapı, d_n : mm
Küçük	0 – 6,4	$d_1 = 6,4$
Orta	> 6,4 – 5,1	$d_2 = 25$
Geniş	> 51 – 152	$d_3 = 102$
Yırtık	> 152	$d_4 = \min [D, 406]$

Tespit ve izolasyon sistemlerinin derecelendirmeleri, bir sızıntı süresi tahminine çevrilmiştir. Tablo 28’de sunulan toplam sızıntı süresi, aşağıdakilerin toplamıdır.

- Sızıntıyı tespit etme zamanı.
- Olayı analiz etme ve düzeltici aksiyona karar verme zamanı
- Uygun düzeltici aksiyonları tamamlama zamanı

Hazırlanacak sonuç analizi senaryoları için Tablo 26’da verilen sızıntı delik çaplarından ne kadar sürelik bir sızıntının meydana gelebileceğini ilgili tesisin tespit ve izolasyon kapasitesine dayanarak belirlemek, söz konusu belirsizliğin daha somut kanıtlara dayandırılması açısından da oldukça önemlidir. Tesis genelindeki proseslerde meydana gelebilecek bütünlük kaybının tespiti veya engellenebilmesi için dizayn edilen ekipmanlar, tesisin seviyesinin belirlenmesi için kritik noktayı oluşturmaktadır. Tablo 27’de tesis sınıfının bu konudaki kapasitesinin belirlenmesi için bir kılavuz sunulmuştur.

Tablo 27. Tesis Tespit ve İzolasyon Sistem Sınıfı için API 581 Kılavuzu

Tespit Sistem Türü	Tespit Sınıfı
Sistem çalışma koşullarındaki değişikliklerden (basınç veya akış kaybı) kaynaklanan malzeme kayıplarını tespit etmek için özel olarak tasarlanmış enstrümantasyon	A
Bütünlük kaybına uğrayan kimyasal tespit etmek için uygun şekilde yerleştirilmiş detektörler	B
Marjinal anlamda Görsel algılama, kamera veya detektör gibi tespit yeteneğine sahip ekipmanlar	C

Tablo 27. (Devam)

İzolasyon Sistem Türü	İzolasyon Sınıfı
Herhangi bir operasyon müdahalesi olmadan doğrudan proses enstrümantasyonu ile veya detektör etkinliğiyle harekete geçen izolasyon ve kapatma sistemleri	A
Kontrol odasında veya sızıntıdan uzak diğer uygun yerlerde operatörler tarafından etkinleştirilen izolasyon veya kapatma sistemleri	B
Manuel çalıştırılan valfleri içeren izolasyon sistemleri	C

Tesis tespit ve izolasyon sınıfı belirlendikten sonra potansiyel sızıntı senaryolarının oluşturulması safhasında, potansiyel sızıntı delik çapı(m), sızıntı kesit alanı (m²) ve sızıntı süresi (s) Tablo 28’de verilen matrise göre belirlenir ve BB kütlesi Tablo 29’da verilen düzeltme faktörleri uygulanarak tahmin edilebilir.

Tablo 28. Tespit ve İzolasyon Sınıfı, Sızıntı Süresi, Sızıntı Çapı Matrisi

Tespit Sistemi	İzolasyon Sistemi	Sızıntı Süresi, dk	Sızıntı Çapı, mm
A	A	20	6,4
		10	25
		5	102
A	B	30	6,4
		20	25
		10	102
A	C	40	6,4
		30	25
		20	102
B	A veya B	40	6,4
		30	25
		20	102
B	C	60	6,4
		30	25
		20	102
C	A,B veya C	60	6,4
		40	25
		20	102

Tesis tespit ve izolasyon sınıfı belirlendikten sonra Tablo 29’da verilen düzeltme faktörleri uygulanarak SAM-y çalışmasında senaryo edilecek BBP’da, patlamaya katkı sunması beklenen buhar bulutunun kütlesi tahmin edilebilir.

Tablo 29. Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfları ve Uygulanacak Düzeltme Faktörleri

Tesis Sistem Sınıfı		Salım Büyüklüğü İndirgeme	Düzeltme Faktörü
Tespit	İzolasyon		
A	A	Kütle veya salım oranı 25%	0,25
A	B	Kütle veya salım oranı 20%	0,20
A veya B	C	Kütle veya salım oranı 10%	0,10
B	B	Kütle veya salım oranı 15%	0,15
C	C	Düzeltme yok	0,00

Tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan yaklaşım ile SAM-y çalışmasında modellenebilecek tahmini buhar bulutu kütleleri Tablo 30’da gösterilmiştir.

Tablo 30. Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan SAM-y Tahmini BB Kütlesi

Tespit Sınıfı	İzolasyon Sınıfı	Sızıntı Süresi, dk	Sızıntı Çapı, mm	Kütle Akış oranı, kg/s	Toplam BB Kütlesi, kg
A	A	20	6,4	3,80E-02	34
		10	25	5,80E-01	261
		5	102	9,66E-00	2174
A	B	30	6,4	3,80E-02	55
		20	25	5,80E-01	557
		10	102	9,66E-00	4637
A	C	40	6,4	3,80E-02	82
		30	25	5,80E-01	940
		20	102	9,66E-00	10433
B	A veya B	40	6,4	3,80E-02	78
		30	25	5,80E-01	887
		20	102	9,66E-00	9853
B	C	60	6,4	3,80E-02	123
		30	25	5,80E-01	940
		20	102	9,66E-00	10433
C	A, B veya C	60	6,4	3,80E-02	137
		40	25	5,80E-01	1392
		20	102	9,66E-00	11592

Turuncu kutulardaki değerler açık alanda DDT için gerekli buhar bulutu kütlesini oluşturması beklenmemektedir. Bu sebeple hesaba katılmamıştır.

Tablo 30’de SAM-y kapsamında modellenebilecek buhar bulutu(BB) kütlelerine Tablo 29’da verilen düzeltme faktörleri uygulanmıştır. Tesis izolasyon ve tespit sınıfına

dayanan potansiyel BBP senaryo çalışmasına ait çıktılar “Bulgular” kısmında kapsamlı şekilde gösterilmiştir.

4.1.3 Ramak-Kala Dispersiyon Olaylarına Dayanan Kaza Senaryoları

Kimyasal proses endüstrisinde yapılan kantitatif risk değerlendirmelerinde veya güvenilirlik analizlerinde olası risklerin doğru bir şekilde tahmin edilebilmesi ve düzeltici önleyici aksiyonların doğru bir şekilde planlanabilmesi için önemli anahtar noktalardan biri tesise ait geçmiş istatistiklerin tutulmasıdır. Özellikle herhangi bir tutuşturucu kaynakla temas etmeden atmosfere güvenli bir şekilde dağılan alevlenebilir kimyasallarla ilgili ramak-kala olaylarla ilgili kayıtların tutulması büyük önem arz etmektedir. Hasar verici bir detonasyon veya deflagrasyon olayının meydana gelebilmesi için önemli tahminlerin başında gelen sızıntı süresi ve buhar bulutu kütesindeki belirsizlikler yapılan analizlerin güvenilirliğini olumsuz etkilemektedir. Literatürde öngörülen varsayımsal sızıntı sürelerinin yanında tesisin yaşamış olduğu ramak kala dispersiyon kayıtları bu belirsizliklerin giderilmesi açısından oldukça önemlidir. Şekil 48’de ramak-kala dispersiyon kayıtları ve potansiyel sızıntı senaryoları arasındaki ilişki diyagramı gösterilmiştir.



Şekil 48. Ramak Kala Dispersiyon Kayıtlarına Dayanan Senaryolar

Potansiyel kaza senaryolarının kurgulanmasında daha gerçekçi yaklaşımlara ihtiyaç duyulan günümüz kimyasal proses güvenliği literatüründe, ramak-kala dispersiyon olaylarının kök neden analizleri ile ortaya çıkan sızıntı süresi, sızıntı kesit çapı, olayın meydana geldiği çevre ve meteorolojik şartlar gibi analiz parametreleri, BBP patlama riskinin kapsamlı değerlendirilebilmesi için daha gerçekçi veri girdisi sağlaması açısından oldukça önemlidir.

4.2 Kaza Etkilerinin Tahmini İçin Probit Fonksiyonları

Bills ve arkadaşları 1934 yılında bir organizmanın maruziyet mortalitesi üzerine yaptıkları araştırmada, maruziyet dozu ve yanıt eğrisinin, öldürülen organizmaların

0%'1 ile 100%'ü arasında değişen, asimetrik bir “S” şekilli eğri olarak ifade edilebileceğini keşfetmişlerdir (Şekil 49). Bu keşif kavramsal olarak matematiksel $F_n(x)$ fonksiyonu ile oldukça benzer bir işleve sahiptir. 1978 yılında Brown tarafından yapılan doz-yanıt testlerinde maruziyet seviyesi ve gözlemlenen tepki(yanıt) oranlarının arasında monoton bir artış olduğu ispatlanmıştır. Bu kanıt, 1952 yılında Finney tarafından doz-tolerans dağılımının geliştirilmesine yol açmıştır. Model popülasyon dağılım toleransının Gaussian dağılım fonksiyonu üzerinden Denklem 110'da ki şekliyle ifade edilebileceğini varsaymaktadır [180].

$$f [x(D)] = \frac{1}{\sqrt{2. \pi} . \sigma} . e^{-\frac{[x(D)-\mu]^2}{2. \sigma^2}} \quad (110)$$

D; doz seviyesi ve X(D) birimsiz bir değişken olmak üzere;

$$x(D) = \frac{x(D) - \mu}{\sigma} \quad (111)$$

$$x(D) = -\frac{\mu}{\sigma} + \frac{x(D)}{\sigma} \quad (112)$$

$$-\frac{\mu}{\sigma} = a \text{ ve } \frac{1}{\sigma} = b \text{ varsayımı üzerinden;} \quad (113)$$

Probit ortalama 5 ve standart sapma değeri 1 olan rastgele bir değişken olarak düşünüldüğünde; a ve b katsayıları için Denklem 114 elde edilir.

$$x(D) = a + b . x(D) \quad (114)$$

Brown (1978) x(D) için yaygın olarak kullanılan aşağıdaki fonksiyonu önermiştir [181].

$$x(D) = \log_{10}(D) \quad (115)$$

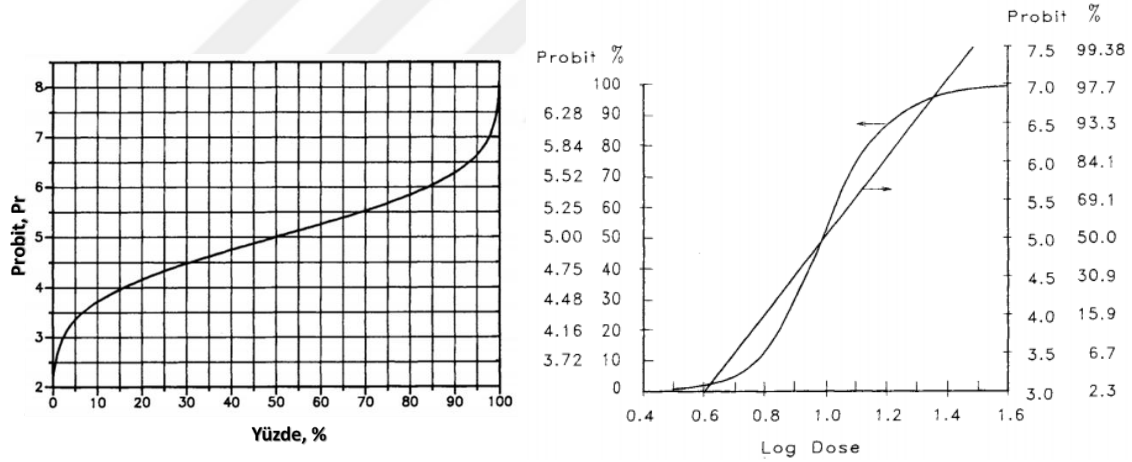
Sonuç olarak birimsiz değişkenler için Denklem 114 ve Denklem 115'ten yola çıkılarak Denklem 116 elde edilir.

$$x(D) = a + b \cdot \log_{10}(D) \quad (116)$$

Proses güvenliği literatüründeki kanıtlar ve deneysel araştırmalar, yalnızca toksikolojik senaryolara ait olmayan, birçok neden-etki olgusunun, genel olasılık fonksiyonu ile ifade edilebileceğini göstermektedir. Doğal logaritma üzerinden ifade edilen ve kimyasal proses güvenliğinde benimsenen geleneksel ifade denklem 117’de gösterilmiştir.

$$x(D) = a + b \cdot \ln(D) \quad (117)$$

Denklem 117’de verilen $x(D)$ Şekil 49’da verilen ölüm olasılığı Pr ’ye karşılık gelen probit değeridir. Proses güvenliği literatüründeki kanıtlar ve deneysel araştırmalar, yalnızca toksikolojik senaryolara ait olmayan, birçok neden-etki olgusunun, genel olasılık fonksiyonu ile ifade edilebileceğini göstermektedir.



Şekil 49. Probit Yüzdeleri ve Doz-tepki dönüşümleri [182]

Kimyasal proses endüstrisinde olası patlama kazalarının etkilerini tahmin etmek için kullanılan probit denklemleri için SAM-y yaklaşımında ifade edilen hasar tahmin ifadeleri Denklem 118, 119 ve 120’de gösterilmiştir.

$$Y = a + b \cdot \ln(D) \quad (118)$$

$$P_r = \frac{1}{(2\pi)^{1/2}} \int_{-\infty}^{+\infty} \exp\left(-\frac{u^2}{2}\right) du \quad (119)$$

$$P_r = \frac{1}{2} \left[1 + \operatorname{erf}\left(\frac{Y-5}{\sqrt{2}}\right) \right] \quad (120)$$

Yukarıda verilen denklemlerde Y; etkiyle ilişkili probit işlevini, D; fiziksel veya kimyasal bir etki (P_s; aşırıbasınç) veya maruz kalma süresiyle (İ_s; impuls) ilişkilendirilmektedir. Denklem 119'da P_r; Şekil 49'de verilen probit değerinden yüzdeye geçiş formunu ifade etmek için üretilmiş bir denklemdir.

Olası bir BBP'nın insan, yapı ve ekipmanlar üzerinde oluşturacağı zarar görebilirlik seviyeleri (VL; vulnerability levels), pozitif faz süresi (t_d; s) ve patlama sonrasında oluşan aşırıbasıncın (P_s; Pascal) bir fonksiyonudur. SAM-y kapsamında BBP sonrasındaki zarar görebilirlik seviyesi insanlar, yapılar ve ekipmanlar açısından potansiyel senaryolar üzerinden değerlendirilmiştir.

4.2.1 Patlamanın İnsanlar Üzerine Etkisi

Olası bir patlamanın insan vücudu üzerine olan etkileri direkt ve dolaylı etkiler olmak üzere 2 grupta incelenmektedir. Direkt etkiler patlamadan kaynaklanan zarar görebilirliği ifade ederken, dolaylı etkiler; uçan veya çarpan parçaların (birincil ve ikincil etkiler) veya binaların çökmesinden kaynaklanan zarar görebilirliği ifade etmektedir. Kişilerin patlama nedeniyle yaralandığı senaryolar için uygulanan kılavuz Tablo 31'de gösterilmiştir.

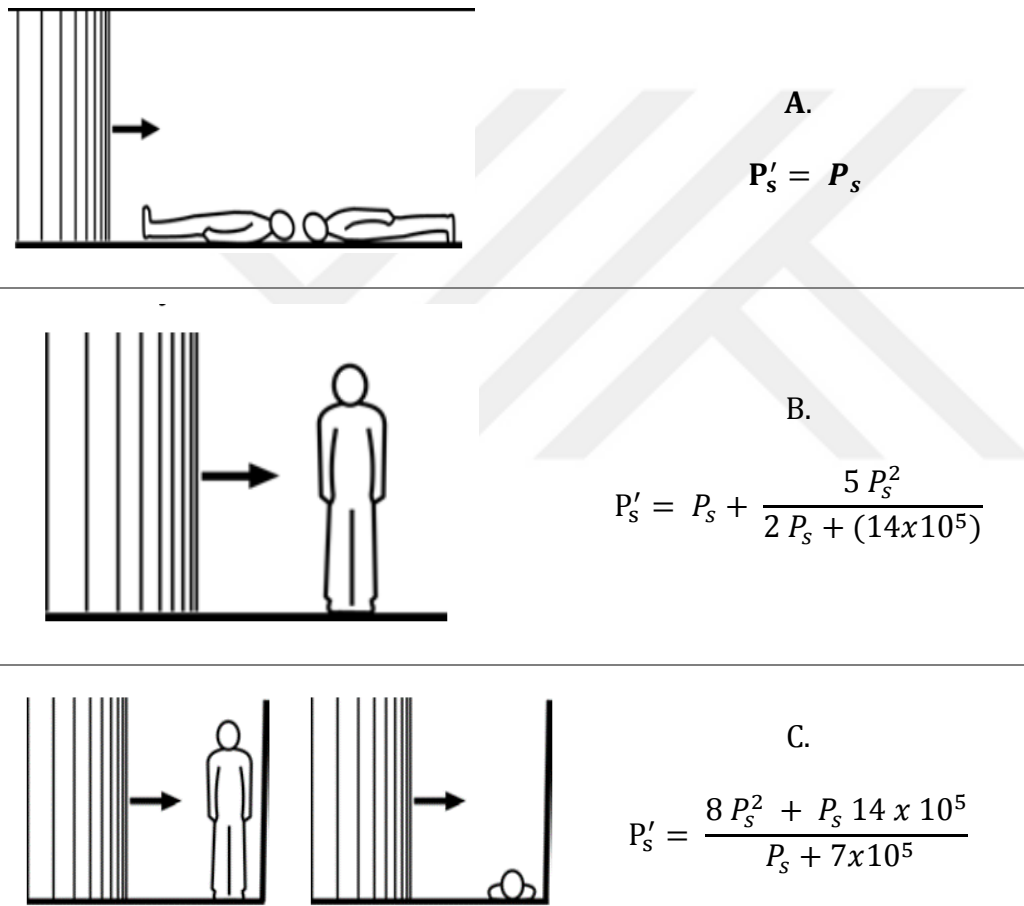
Tablo 31. Aşırı basıncın İnsanlar Üzerine Etkisi [183]

Aşırıbasınç; P _s ; kPa	Zarar Görebilirlik
20 - 30	Minör hasar
30 - 50	İşitme hasarı veya kemik kırığı
50 - 100	Ciddi iç organ yaralanması veya ölümü
> 100	Ölüm beklentisi

A. Patlamanın İnsanlar Üzerine Direkt Etkileri: Bir patlamanın insanlar üzerindeki doğrudan etkisi, patlama dalgası geçişi esnasında meydana gelen ani basınç artışıdır.

İnsan vücudu, büyük ölçüde sıkıştırılmaz bir sıvı olan sudan oluştuğu için basınca nispeten iyi dayanır. Bu nedenle, doğrudan hasar esasen vücudun hava cepleri içeren ve bu nedenle ezilebilen kısımlarında, yani kulaklarda ve akciğerlerde meydana gelir. Aşırı basınç kaynaklı zarar görülebilirlik, insan vücudunun konumuna ve basınç dalgasının nihai yansımasına bağlıdır. Şekil 50' de bu konumlara ait aşırıbasınç dalgası-vücut etkileşimleri gösterilmiştir.

İnsan vücudu gelen aşırıbasınç dalgasını engellemiyorsa, vücudu etkileyen aşırıbasınç değeri; P'_s , pik cephe basıncına (P_s) eşittir.(Şekil 50.A)



Şekil 50. İnsan vücudu Pozisyonu ve Şok Dalgası İlişkisi [184]

Vücut, patlama dalgası tarafından yutulacak bir konumdaysa (Şekil 50.B) ve dolayısıyla onu rahatsız ediyorsa (ayakta durmak en tehlikeli vücut maruz kalma konumudur), göğüs duvarında ortaya çıkan aşırı basınç; P'_s , pik cephe basıncı; P_s , artı vücut üzerindeki patlama rüzgarının etkisinin neden olduğu basınçtır [$5P_s^2/2P_s+(14.10^5)$].

Patlama dalgası cismin yakınındaki bir duvara yansır (Şekil 50.C), o zaman yansıyan basınç cisme etkileyen basınç olarak etki edecektir.

Patlama esnasında; insan vücudunun maruz kaldığı basıncın aniden artması nedeniyle, akciğerlerin içi ve dışı arasında ani bir basınç farkı meydana gelir ve göğüs kısmını içeri bastıran aşırıbasınç akciğer hasarına ve olası bir ölüme sebebiyet verir. Akciğer kanamasına bağlı ölüm, Eisenberg ve diğerleri tarafından önerilen probit ifadesi kullanılarak tahmin edilebilir [185].

$$Y = -77,1 + 6,91 \ln P_s \quad (121)$$

Vücudun hava giren organlarından bir diğeri kulak zarı hasarını belirlemek için Denklem 122 kullanılmaktadır.

$$Y = -12,6 + 1,524 \ln P_s \quad (122)$$

Denklem 121 ve 122’de aşırıbasınç; P_s , Pascal birimi olarak kullanılmaktadır.

B. Patlamanın İnsanlar Üzerine Dolaylı Etkileri: Dolaylı etkiler bir diğere ifade ile ikincil etkileri (patlayan cihazın kendisinden veya patlama dalgasına maruz kalan diğere nesnelerden gelen parçaların çarpması) ve üçüncül etkileri (temel olarak, insan vücudunun patlama dalgası nedeniyle yer değiştirmesi ve yere veya engellere çarpması) içermektedir. Basınç dalgasını takip eden patlama rüzgârı nedeniyle insan vücudu belirli bir mesafe boyunca yer değiştirebilir. Vücut yere düştüğünde meydana gelebilecek yaralanmaların yanı sıra, sabit engellere çarpması durumunda ölüm olasılığı yüksektir. Bu hasar türü; vücudun hızına, engelin şekline ve vücudun darbeye dahil olan kısmına bağlıdır. Kafatası darbeye maruz kalırsa ölümcül sonuçların olasılığı çok yüksektir ve kafatasının kırılma olasılığı çarpma hızıyla ilişkilidir. Kafatası darbesi için eşik değerler Tablo 32’de gösterilmiştir.

Tablo 32. Kafatası Hasarı için Etki Kriterleri [186]

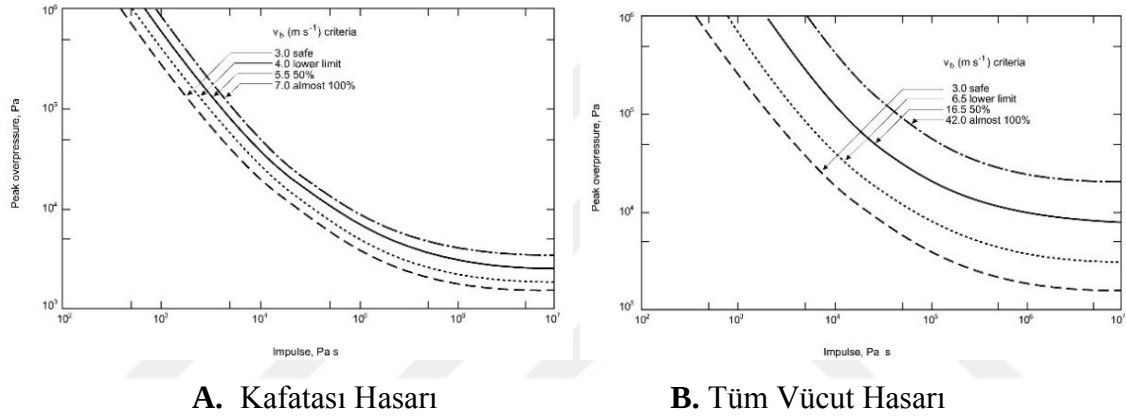
Etki Hızı; m/s	Kriter
3,0	Güvenli
4,0	Eşik değer
5,5	50%
7,0	~ 100%

Tüm vücudun bir engelle çarpışması sonucu zarar görmesi durumuyla ilgili olarak aşağıdaki değerler öngörülmektedir [186].

Tablo 33. Tüm vücut üzerine Ölümcül Etki Kriterleri [186]

Etki Hızı; m/s	Kriter
3,0	Güvenli
6,5	Eşik değer
16,5	50%
42,0	~ 100%

Kütlesi 70 kg olan bir birey için elde edilen bu eşik değerler ve etki hızları Şekil 51' de verilen aşırıbasınç ve patlama impuls grafiklerinden elde edilmektedir.



Şekil 51. Kafatası ve Tüm Vücut Hasar Parametreleri [187]

Baş darbesinden kaynaklı hasarın tahmini için aşırıbasınç; P_s (Pa) ve aşırıbasınç dalgasının bir fonksiyonu olan patlama impulsına; $\dot{I}_s$ (Pa.s) bağlı Denklem 123 ve Denklem 124 kullanılmaktadır.

$$Y = 5,0 - 8,49 \ln S \quad (123)$$

$$S = \frac{2,43 \times 10^3}{P_s} + \frac{4 \times 10^8}{P_s \times \dot{I}_s} \quad (124)$$

Patlama esnasında oluşan aşırıbasınç dalgasının, tüm vücudu fırlatması veya diğer nesnelere çarpması sonucu oluşabilecek dolaylı zarar görülebilirlik seviyesi Denklem 125 ve Denklem 126 ile ifade edilmektedir.

$$Y = 5,0 - 2,44 \ln S \quad (125)$$

$$S = \frac{7,38 \times 10^3}{P_s} + \frac{1,3 \times 10^8}{P_s \times \dot{I}_s} \quad (126)$$

Patlamanın insan vücudu üzerine dolaylı etkilerinden bir diğeri ise, patlama sebebiyle uçan cisimlerin vücuda nüfuz etmesi sonucu meydana gelen zarar görebilirlik türüdür. Bu zarar görebilirlik türünde fırlayan parçanın kütlesi (kg) ve hızı (m/s) olası bir patlama esnasında fırlayan cisimlerden kaynaklı hasarın temel unsurlarıdır.

Tablo 34'te 10 g ağırlığındaki fırlayan bir cam parçasının etki hızı (m/s) ve hasar kriterleri gösterilmiştir.

Tablo 34. 10 g'lık Fırlayan Bir Cam Parçası için Kritik Hızlar [187]

Etki Hızı; m/s	Kriter
15	Deri Kesikleri için eşik değer
30	Ciddi yaralanma eşik değeri
55	50% (Ciddi yaralanma)
90	~ 100% (Ciddi yaralanma)

Fırlayan bir cismin kütlesine ve hızına bağlı olarak meydana gelebilecek olası bir hasar aşağıda verilen denklem kümesi yardımıyla hesaplanabilir [187].

$$Y = -17,56 + 5,30 \ln K \quad 0,1 \text{ kg} < M_{\text{cisim}} < 4,5 \text{ kg} \quad (127)$$

$$K = \frac{1}{2} \times M_{\text{cisim}} \times V_{\text{cisim}}^2 \quad (128)$$

$$Y = -29,15 + 2,10 \ln L \quad 0,001 \text{ kg} < M_{\text{cisim}} < 0,1 \text{ kg} \quad (129)$$

$$L = M_{\text{cisim}} \times V_{\text{cisim}}^2 \quad (130)$$

Yukarıda verilen denklemlerde; M_{cisim} ; fırlayan parçanın ağırlığını (kg), V_{cisim} ; fırlayan parçanın hızını (m/s), K ; patlama ile oluşan kinetik enerjiyi (Joule) ifade etmektedir.

Olası bir patlamada kümülatif ölümleri hesaplamak için Denklem 129 önerilmiştir. 1975 ve 1999 dönemine ait 63 kaza dizisi seçilerek oluşturulan ifade, BBP'na katkı sunan gaz kütlesi (M_{gaz}) ile patlama sonrasında beklenebilecek maksimum ölüm sayısını (F_{max}) tahmin etmek için kullanılmaktadır [25].

$$F_{\max} = 3,53 \times (M_{\text{gaz}})^{0.23} \quad \text{Eğer; } M_{\text{gaz}} \leq 7000 \text{ kg} \quad (131)$$

$$F_{\max} = 27 \quad \text{Eğer; } M_{\text{gaz}} > 7000 \text{ kg}$$

SAM-y çalışmasında belirlenen senaryolar için kümülatif ölüm oranları ($F_{\max}$) tahminleri bulgular bölümünde gösterilmiştir.

4.2.2 Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi

Bir bina çökmesi durumunda, çocukların ve yaşlıların hayatta kalma olasılığı genellikle daha düşüktür. Mevcut bilgilerden, hemen hemen tüm yaş kategorilerinde erkeklerden daha fazla kadının ciddi veya ölümcül şekilde yaralandığı görülmektedir. Pratik olarak tüm binanın çökmesi durumunda bile insan, çöken yapının içinde kalan hacimlerde hayatta kalabilir. Sonuçlar; bir binanın büyüklüğüne, yaşına ve türüne bağlı olsa da (daha eski ve daha büyük binalarda daha ciddi veya ölümcül yaralanmalar meydana gelir) genellikle bir binanın çökmesinin 100% bir zayıat oranına yol açacağı varsayılabilir ve tahmini olarak bina içerisinde bulunan kişinin, 20% - 50% oranında ölmesi ve 80% - 50% oranında yaralanması muhtemeldir [188]. Tablo 35'te açık ve kapalı alanlarda, insan bulunan ortamlar için aşırı basınç (P_s) bağlı ölüm olasılıkları gösterilmiştir.

Tablo 35. İnsanlar için Patlama Etkisi Kaynaklı Hasar Kriterleri [188]

Aşırıbasınç, bar	Kapalı ortam ölüm oranı	Açık ortam ölüm oranı
$P_s > 0,3$	100%	100%
$0,3 > P_s > 0,1$	2,5%	0%
$P_s < 0,1$	0%	0%

Bir binada veya endüstriyel bir tesiste aşırı basınç dalgasının neden olduğu hasar, aşırı basınç (P_s) ve aşırıbasıncın bir fonksiyonu olan patlama impulsına ($Pa.s$) bağlı olmasının yanında, tesis sıkışıklık geometrisi nedeniyle aşırıbasıncın yansması, tesis ekipmanlarının dayanıklılığı gibi çeşitli koşullara bağlıdır. Patlamaların binalar üzerindeki etkileri için deneysel çalışmalardan elde edilen probit fonksiyonları, majör yapısal hasar, binanın çökmesi, minör yapısal hasar ve cam panellerin veya çerçevelerin

parçalanması şeklinde sınıflandırılmıştır. Özellikle 4 kata kadar olan binalar için atıf yapılan probit fonksiyonları aşağıda gösterilmiştir (TNO, 1989).

Yapının Çökmesi;

$$Y = 5,0 - 0,22 \ln S$$
$$S = \left(\frac{40000}{P_s} \right)^{7,4} + \left(\frac{460}{I_s} \right)^{11,3} \quad (132)$$

Majör Yapısal Hasar;

$$Y = 5,0 - 0,26 \ln S$$
$$S = \left(\frac{17500}{P_s} \right)^{8,4} + \left(\frac{290}{I_s} \right)^{9,3} \quad (133)$$

Minör Yapısal Hasar;

$$Y = 5,0 - 0,26 \ln S$$
$$S = \left(\frac{4600}{P_s} \right)^{3,9} + \left(\frac{110}{I_s} \right)^{5,0} \quad (134)$$

Cam Panellerin veya Çerçevelerin Kırılması;

$$Y = 5,0 - 0,26 \ln P_s \quad (135)$$

Yapılan deneysel çalışmalardaki gerçek durumlardan elde edilen probit verileri, genellikle aşırı basıncın bir fonksiyonu olarak patlamanın binalar ve yapılar üzerindeki etkilerini tahmin etme kriteri olarak kullanılmaktadır.

4.2.3 Patlamanın Ekipmanlar Üzerine Etkisi

Olası bir patlama sonrası oluşan aşırı basınca bağlı ekipman hasarı Stephens (1970) tarafından yapılan deneysel çalışmalarda ortaya koyulmuştur [189]. Stephens'in çalışma sonuçlarına göre; yaklaşık 0,24 bar aşırı basınçta boru hattı bağlantı noktalarında deformasyon, 0,41 bar değerinde aşırı basınca maruz kalındığında ise boru hattındaki

bağlantı noktalarında kırılma ve göçmeler meydana gelmektedir. 0,83 bar aşırıbasınç maruziyetinde tesisteki transfer pompalarının boru bağlantılarında kırılmalar meydana gelirken, 1,1 bar aşırı basınç maruziyetinde pompa beton kaidelerinde çatlak ve deformasyonların olduğu gözlenmiştir. Yatay depolama tankları için 0,41 bar değerindeki bir aşırı basınca maruziyet sonrasında tank yüzeyinde deformasyonlar ve boru bağlantı noktalarında kırılmalar meydana gelir. 0,62 bar aşırıbasınç maruziyetinde ise yatay depolama tankının ciddi hasar görebileceği literatürde not edilmiştir.

Salzano ve Cozzani (2004), aşırı basıncın neden olduğu tank ve ekipman hasarı ile ilgili probit fonksiyonu hasar tahmin katsayıları Tablo 36’da gösterilmiştir.

Tablo 36. Tesis Ekipmanları Hasar Tahmini için Probit Katsayıları [190]

Tesis Ekipmanı	a	b
Atmosferik tanklar	-18,96	2,44
Basıncılı tanklar	-42,44	4,33
İnce uzun ekipmanlar	-28,07	3,16
Küçük ekipmanlar	-17,79	2,18
$Y = a + b \cdot \ln(P_s)$		

Stephens’in tesis ekipmanları ve hasar türleri üzerindeki öngörülleri ile Salzano ve Cozzani (2004)’nin aşırıbasınç, P_s ; değişkenine bağlı probit olasılıkları arasındaki ilişki, SAM-y çalışmasının yapıldığı LPG depolama tesisi içerisindeki ekipmanlar üzerinde aşırıbasıncın neden olabileceği hasar tahmini bulgular kısmında detaylı olarak gösterilmiştir.

5 MATERYAL VE METOT

Proses endüstrisindeki LPG sızıntısı kazaları son derece karmaşıktır ve tesis genelindeki büyük ölçekli proses ekipmanı ve cihazlarının konumu genellikle gaz dispersiyon sürecinde belirsizliklere yol açar [191]. Kimyasal prosesleri içeren tesislerin ulusal ve uluslararası yükümlülükler kapsamında yapmak zorunda oldukları kantitatif risk yönetimi süreçlerinin proaktif olarak değerlendirilmesine katkı sunması beklenen bu çalışmada; özellikle buhar bulutu kütesinin tahmini için gerekli olan senaryoların belirlenme aşamaları aşağıda detaylı olarak açıklanmıştır.

- Yaşanmış Ramak kala dispersiyon Kayıtlarına Dayanan Senaryolar; farklı sızıntı delik çaplarına göre belirlenen senaryolar için Propan buhar bulutu(BB) patlama simülasyonları ALOHA[®] (Areal Locations of Hazardous Atmospheres), MARPLOT haritalama yazılımı ve olasılık (Probit) fonksiyonları ile analiz edilmiştir. Probit fonksiyonları olası bir etkiye maruz kalma sonucunda hayatta kalma ve zarar görebilirlik seviyesi arasındaki iki olasılıklı ilişkiyi ortaya koyması açısından faydalı bir yaklaşım olarak proses güvenliği literatürüne uyarlanmıştır.
- Tesis tespit ve izolasyon sınıflandırmasına dayanan senaryolar; ilgili tesisin tespit ve izolasyon anlamındaki enstrüman ve manuel kontrol seviyesine göre önerilen sızıntı delik çapları ve sızıntı sürelerinden elde edilen BB miktarları ALOHA yazılımı üzerinde modellenmiştir.
- Kaza Benzetim Modeli yaklaşımına dayanan senaryolar, daha önce katastrofik sonuçlara sebep olan BB kütlelerinin ilgili tesise uyarlanması ile, böyle bir patlama ilgili tesiste yaşansaydı, sonuçları ne olurdu? Sorusu değerlendirilmiştir. Seçilen geçmiş kaza raporlarından elde edilen BB kütleleri ALOHA yazılımı ile modellenmiştir.

Çalışmada önerilen bu teorik metot ile, kimyasal proses endüstrisinde modellenen olası gaz sızıntısı ve patlama senaryolarında sık karşılaşılan belirsizliklerin minimum düzeye indirilmesi amaçlanmıştır. Literatürdeki diğer çalışmalardan farklı olarak aşağıdaki belirsizliklere atıf yapılmıştır,

- Sızıntı kesit alanı
- Sızıntı süresi
- Tahmini patlayabilir kimyasal miktarı
- DDT mekanizması ve hasar oluşturacak buhar bulutu kütesi arasındaki ilişki

- GIS tabanlı Marplot ve ALOHA yazılımlarının entegrasyonu
- Tesis içi ve çevresindeki hassas lokasyonlar için hasar görme olasılıkları

Önerilen “Sonuç Analizi Yaklaşımı” için sistematik akış diyagramı Şekil 52’de gösterilmiştir (Sistematik akış diyagramı detayları için Bkz. Şekil 53). SAM-y önerisinde en önemli basamaklardan biri olan senaryo belirleme aşaması, geometrik ortalama sızıntı delik çapı, tesis tespit ve izolasyon sınıfı, geçmiş BBP’ na sebep olan toplam buhar bulutu (BB) kütlesi tahminleri üzerinden kurgulanarak, seçilen senaryoların MARPLOT yazılımı üzerindeki hassas lokasyonlarda oluşturması muhtemel zarar görülebilirlik seviyeleri değerlendirilmiştir.



Şekil 52. SAM-y için Sistematik Akış Diyagramı

Bu tez çalışmasında, ALOHA ve MARPLOT haritalama yazılımları ile uygulanan SAM-y çalışması, teorik olarak veya PHAST gibi diğer simülasyon programlarının kullanıldığı BBP riski değerlendirme çalışmalarında da kullanılabilir. Bu çalışmada

ilave olarak, olası bir BBP'nı karakterize eden parametreler (alev hızı, yakıt reaktivitesi, tesis sıkışıklık seviyesi, bulut hapsolma derecesi vb.) üzerinde yoğunlaşan ve hesaba katan Baker-Strehlow-Tang (BST) metodu kullanılarak Propan BBP riski değerlendirilmesi yapılmıştır. Hali hazırda ALOHA yazılımı BBP modellemesi için sadece Baker Strehlow Tang (BST) metodunu kullanmaktadır.

5.1 Çalışmanın Kapsamı ve Anahtar Noktaları

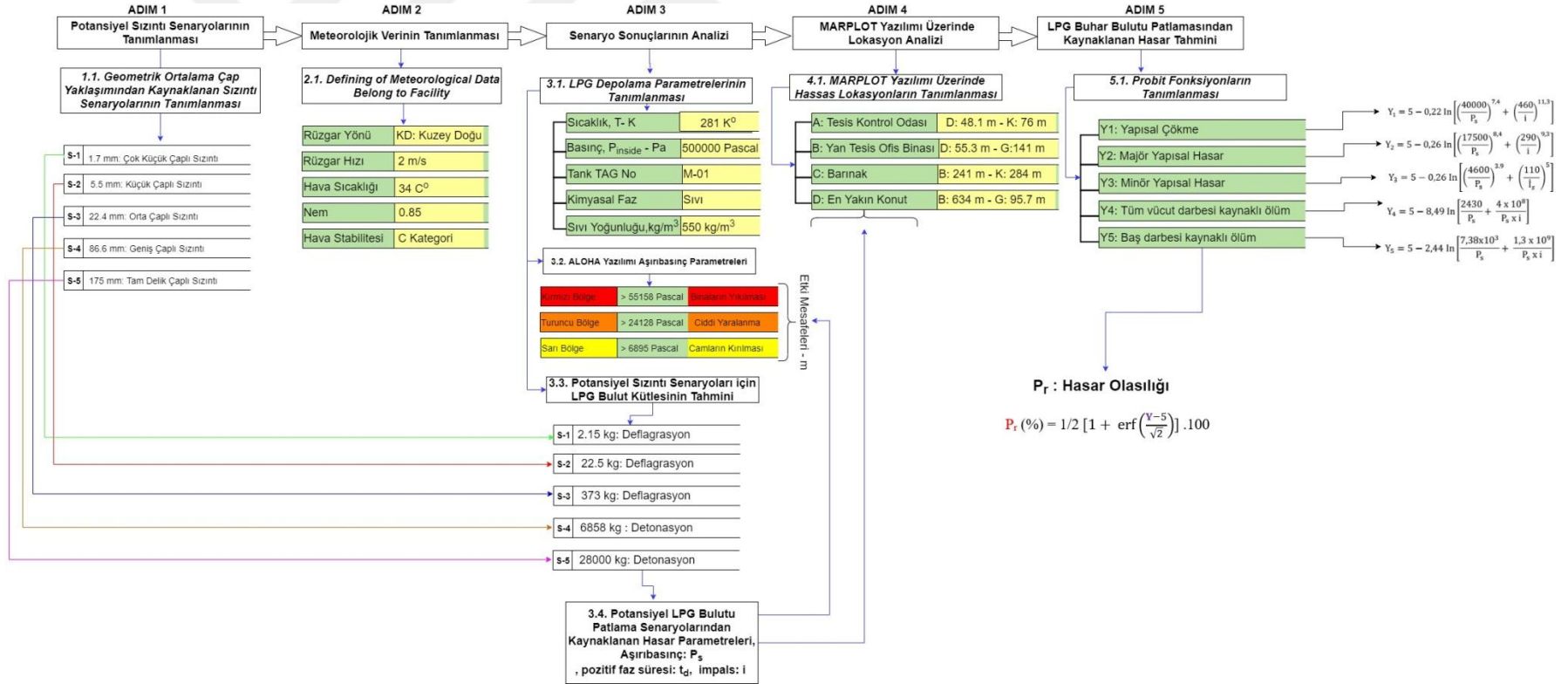
Bu tez çalışmasında önerilen SAM-y yöntemi, özellikle açık alanda ve sıkışık geometrilerde, gaz fazda bütünlük kaybına uğrayan kimyasalların yol açabileceği büyük kütleli buhar bulutlarının tutuşturucu bir kaynak etkisiyle patlaması sonrası tesis ve çevresinde meydana gelebilecek canlı ve yapı hasarının tahmin edilebilmesi için sistematik bir prosedür önerisi sunulmuştur. SAM-y çalışmasında tanımlanan BBP senaryoları, Tekirdağ ili sınırlarında yer alan, Marmara Ereğlisi ilçesine bağlı gaz, enerji ve depo sahasında faaliyet gösteren bir LPG depolama tesisine ait tank çiftliğinde, Temmuz 2017 tarihinde yaşanan gerçek bir ramak kala olaya dayanmaktadır. Söz konusu çalışma, patlayabilir buhar bulutu kütlesi oluşturabilecek diğer kimyasal proses endüstrisi işletmeleri içinde uyarlanarak, yol gösterici bir kılavuz niteliğindedir. SAM-y çalışmasının diğer kimyasal proses işletmelerindeki BBP risklerini değerlendirmede aşağıdaki hususlara dikkat edilmelidir.

- Basınç altında sıvılaştırılan gazlar başta olmak üzere, engellenmiş gazın (chocked) ve engellenmemiş gazın atmosfere salımı sonrasındaki buhar bulutu kütesinin tahmin mekanizması arasında bazı farklılıklar söz konusudur. Aynı durum, sıvı fazda ortama sızan (dayk sahası betonu, toprak üstü gibi substratlar) ve buharlaşarak bulut oluşturma eğitiminde olan sıvı sızıntı senaryoları içinde geçerlidir.
- SAM-y çalışmasında LPG BBP riski; BST metodunu kullanan ALOHA yazılımı ve MARPLOT haritalama yazılımı kullanılarak ve probit fonksiyonları ile zarar görabilirlik olasılıklarını hesaplayan sistematik bir prosedür üzerinden yürümektedir. Farklı kimyasal gaz veya sıvılar için yukarıda bahsi geçen depolama ve kimyasal özelliklerine bağlı olarak prosedür genel hatlarıyla teorik veya farklı simülasyon programları kullanılarak ilgili tesise uyarlanabilir.
- SAM-y çalışmasında seçilen senaryolar ve önerilen diğer senaryo belirleme yöntemlerinde LPG BBP riski 400 kg ve üzeri buhar bulutları için dikkate alınmıştır.

(Açık ortamda saatte yaklaşık 1m/s rüzgâr hızı ve hipotetik kübik hacim içerisinde($L_0=15$ m) 0.067 s^{-1} hava değişim sayısı varsayımı üzerinden elde edilmiştir [131].

Şekil 53'te SAM-y çalışmasının ramak kala dispersiyon senaryoları (RKDS) için oluşturulan detaylar gösterilmiştir. Sonuçlar kısmındaki tahminler, hem tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan senaryolar (TTİS), hem de kaza benzetim senaryoları (KBS) üzerinden aynı SAM-y akışı kullanılarak elde edilmiştir.





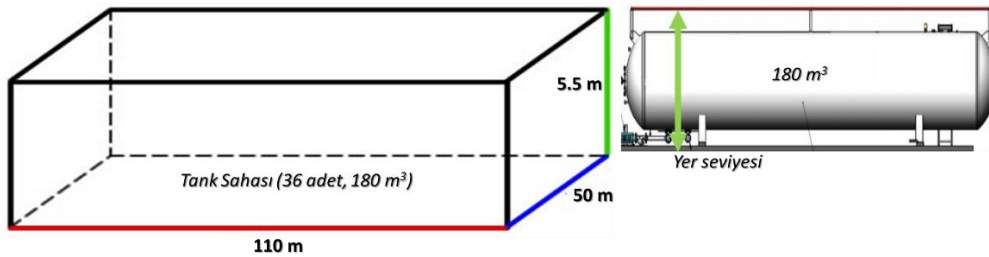
Şekil 53. SAM-y Detayları

5.2 Tesis Sıkışıklık Geometrisi

11 Aralık 2005 tarihinde meydana gelen Buncefield patlaması üzerine yapılan CFD ve deneysel çalışmalar tesis içi ve etrafındaki sıkışıklık geometrisinin, oluşan buhar bulutunu kanallı etmesi ve alev hızı artışlarında dikkate değer bir artışa neden olduğunu göstermiştir [192]. Bu kapsamda kimyasal proses endüstrisinde hazırlanacak kantitatif risk değerlendirmelerinde, ağır hasara neden olabilecek BB detonasyonlarını doğrudan etkileyen alev hızı, sıkışıklık seviyesi gibi parametrelerin dikkate alınması gerekmektedir. Çalışmanın gerçekleştirildiği tesis için tank çiftliği sınırları kontrol hacmi olarak değerlendirilmiştir. Kontrol hacmi yüksekliği (H); yatay silindirik tank üzerindeki en üst sınır olarak (tank üstü sprinkler hattı ve yer seviyesi arası) 5,5 metre alınmıştır. Hipotetik bir hacim varsayımı üzerinden SAM-y çalışmasında belirlenen tesis için sıkışıklık geometrisi Şekil 54'te gösterilmiştir.



Tesis Sıkışıklık Seviyesi için Hipotetik Hacim



Şekil 54. SAM-y tesisi için Sıkışıklık Geometrisi

Tank sahası ölçüleri; tesise ait vaziyet planı üzerinden ve Google earth üzerinden ölçülerek (± 2) aşağıdaki şekilde ifade edilmiştir. Tank sahası uzunluğu (L), tank sahası genişliği (W), tank sahası yüksekliği(H) olmak üzere,

$$V_{\text{tank sahası}} = 110 \text{ m} \times 50 \text{ m} \times 5,5 \text{ m} = 30250 \text{ m}^3$$

Tank sahası toplamda 36 adet 180 m³ yatay silindirik tanktan oluşmaktadır. Tank sahası üzerinde oluşturulan kontrol hacmine bağlı hacim blokaj oranı Tablo 37’de gösterilmiştir.

Tablo 37. Çalışmanın Gerçekleştirildiği Tesis için Hacim Blokaj Oranı

Ekipman	Adet	Ekipman Hacmi m ³	Toplam	Tank Sahası Hacmi; m ³	Hacim Blokaj Oranı(HBO)
Yatay Silindirik Tank	36	180	6480	30250	0,214

Hipotetik Hacim varsayımı değerlendirmesine göre; sıkışıklık seviyesi 21,4%’ tür. 10% ve 40% arası HBO durumunda orta sıkışıklık seviyesi üzerinden değerlendirme yapılmıştır. Bu çalışmada kullanılan ALOHA© yazılımı aşırı basıncı (Ps; Pascal) BST metoduna göre hesaplar (ALOHA© Versiyon: 5.4.4, Teknik Dokümantasyon, 2013). BST metodu; Mach sayısı (alev hızı), yakıt reaktivitesi, ortam geometrisinin sıkışıklık durumu gibi patlama sonuçları üzerine direkt etkisi olan parametreleri hesaba katmaktadır ki, bu durum yöntemi diğerlerine nazaran daha güvenilir kılmaktadır. BST metodu, sıkışıklık seviyesini 3’e ayırır. Literatürde ve teorik hesaplamalarda Propan için laminar yanma hızı 45-52 cm/s (orta reaktivite) olarak öngörülmesine rağmen, DDT mekanizmasına katkı sunan patlayabilir gaz bulutu kütleindeki belirsizliğe bağlı olarak, ALOHA yazılımında Propan senaryoları “yüksek reaktivite” olarak kabul edilmiştir.

5.3 Buhar Bulutunun Tutuşmasını Etkileyen Bazı Faktörler

Tavsiye edilen SAM-y metodu senaryoları için disperse olmuş LPG buhar bulutunun tutuşması üzerine bazı göze çarpan noktaların özetlenmesi gerekmektedir. Bu özet; nitel gözlemlerle sınırlı olmakla birlikte, önerilen sistematik ve bilimsel prosedürü öne çıkaran daha somut varsayımların temelini oluşturmaktadır. Hasar verme potansiyelinin en belirgin ortaya çıkış şekli olan detonasyon (patlama) olayını domine eden alev hızı, aşırıbasınç gibi parametreleri belirleyen önemli faktörlerden biri yakıtın reaktivitesidir. Reaktivite terimi yakıtın kimyasal özelliğini karakterize etmek için kullanılmaktadır.

Hidrokarbonlar genellikle düşük, orta ve yüksek reaktiviteli olarak sınıflandırılır. Zeeuwen ve Wiekema (1978) tarafından kullanılan genel reaktivite derecelendirmeleri, SAM-y metodu önerisinde kullanılan ALOHA yazılımındaki BST patlama modelinde, bölüm 2.5.5'te verilen ampirik laminar yanma hızı denkleminde dayanmaktadır. Düşük reaktiviteli kimyasalların yanma hızları 45 cm/s'den azdır. Yüksek reaktiviteli kimyasallar için laminar yanma hızı 75 cm/s üzerindedir. Bu değerler arasında kalan kimyasallar orta reaktivite olarak etiketlenmektedir. Laminar yanma hızı değerlerine göre, Metan (CH_4) düşük reaktiviteli, Propan (C_3H_8) orta reaktiviteli, asetilen (C_2H_2) ve hidrojen (H_2) yüksek reaktiviteli hidrokarbonlar olarak kabul edilmektedir.

5.4 Sızıntı Süresi

Olası bir BBP için zarar görülebilirlik seviyesinin tahmin edilebilmesi patlamaya katkı sunan toplam BB kütlesi ve sızıntı süresiyle doğrudan ilişkilidir. Bu tahminin yapılabilmesi için sızıntı kesit alanından ne kadar süre gaz dispersiyonu gerçekleştiği üzerine kurulacak senaryolar daha önemli hale gelmektedir. Tesise özgü patlama riskinin değerlendirilebilmesi açısından, açık alanda meydana gelecek ve çevresel hasara neden olabilecek bir BBP için, LPG sızıntısının ne kadar süre devam etmesi gerektiği sorusu, en gerçekçi tahminlerin; tesisin daha önce tecrübe ettiği ramak kala dispersiyon kayıtlarının baz alınarak yapılabileceğini göstermektedir. Bu yaklaşımla birlikte, tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan sınıflandırma (TTİS) ve geçmiş kazalardaki patlamaya katkı sunan BB kütleleri üzerinden oluşturulacak senaryolar için(kaza benzetim senaryosu KBS) yapılan BBP simülasyonlarına da bu çalışmada yer verilmiştir. Özellikle; tank ve tanker dolum-boşaltım uygulamaları başta olmak üzere diğer kimyasal proses operasyonları esnasında kısa süreli sızıntılarla meydana gelebilecek patlayıcı ortam oluşma ihtimali ($T = \text{sa/yıl}$) ve tehlikeli bölge sınıflandırması ilişkisi 1999/92 ATEX direktiflerinde, $T > 1000 \text{ sa/yıl}$ veya $T > 1 \text{ sa/mesai}$ için Zone 0, $10 \text{ sa/yıl} < T < 1000 \text{ sa/yıl}$ için Zone 1, $1 \text{ sa/yıl} < T < 10 \text{ sa/yıl}$ ve $T < 1 \text{ dk/mesai}$ için Zone 2 olarak öngörülmektedir. Fakat bu öngörü, geniş çaplı bir patlamadan ziyade küçük çaplı bir başlatıcı olayın engellenebilmesi için “patlamadan Korunma” kapsamında, 60079:10-0/1 Patlayıcı Gaz Ortamların Sınıflandırılması ve Kullanılacak Uygun Elektrikli Ekipmanların Belirlenmesi standardına göre ele alınan kantitatif bir değerlendirmedir. Asıl amacı; patlayıcı ortamlardaki tutuşturucu

kaynakların bertarafına yöneliktir. SEVESO kapsamında geniş çaplı bir patlama riskinin değerlendirilmesi için sızıntı süresi ve buna bağlı buhar bulutu kütesinin tahmini için daha detaylı yaklaşımlara ihtiyaç olduğu açıktır. Bu kapsamda, analiz belirsizliklerini minimum düzeye çekmek için önerilen ramak kala dispersiyon yaklaşımı için gerekli değerlendirmenin detayları Şekil 55’te gösterilmiştir.



Şekil 55. Sızıntı Süresi Tahmini için Ramak Kala Dispersiyon Yaklaşımı

5.5 Çalışmada Kullanılan Simülasyon Programları

Kimyasal proses güvenliği literatüründe olası patlamaların sonuçlarını tahmin etmek ve etkilerini azaltabilme adına alınması gereken önlemler üzerine yoğun çaba sarf edilmektedir. Patlama fenomeni; sonuçlarının ciddi risk teşkil etmesinden dolayı deney ve gözlem sahasından uzaktır. Bu sebeple tesise özgü oluşturulacak senaryolar üzerinden yapılması gereken matematiksel ispatların; ciddi uzmanlık gerektirmesi, zaman ve maliyet gibi birçok açıdan olumsuzluk teşkil etmektedir. Bu durumda, buhar bulutu patlaması sonrasında oluşabilecek hasarın tahmin edilebilmesi oldukça zor ve karmaşık bir hal almaktadır.

Teknolojik gelişmelere bağlı, uluslararası firmaların geliştirdiği simülasyon programlarının kullanımı son yıllarda global çapta artış göstermiştir. Olası bir patlamanın sonuçları, özel olarak hazırlanan ortamlarda ve deney düzeneklerinde elde edilen sonuçların yazılıma dökülmesiyle tesise özgü senaryolar üzerinden hızla modellenebilmekte ve sonuçları analiz edilmektedir. Olası patlamaların sonuçlarını tahmin etmek için literatürde en çok bilinen ve atıf yapılan; ALOHA, PHAST, SAFETI,

BREEZE, RMP Comp, EFFECTS, TerEx, ROZEX gibi yazılımlar geniş çapta kullanılmaktadır.

5.5.1 ALOHA Yazılımı

Yangın, BBP, toksik yayılım gibi istenmeyen proses endüstrisi risklerinin modellenmesinde kullanılan ALOHA yazılımı temelde, diğer modelleme yazılımları ile aynı metodolojileri, farklı bakış açıları ve varsayımlarla sunan, kimyasal proses endüstrisi literatüründe geniş çapta kullanılan ve atıf yapılan ampirik tabanlı simülasyon programıdır. ALOHA ücretsiz olarak kimyasal risklerin değerlendirilebilmesi için tesislerin hizmetine sunulmuş bir yazılımdır. ALOHA kapsamı itibariyle literatürde daha geniş bir kullanım alanına sahip olmakla beraber, özellikle spesifik sıcaklık ve basınçta sıvı fazda bulunan kimyasalların (Propan, N-bütan, metan vb.) jet yangın ve dispersiyon modellemesine imkân tanımaması ve boru hattı senaryolarındaki bazı sınırlılıklar gibi kısıtlara sahiptir. Areal Locations of Hazardous Atmospheres (ALOHA v.5.4.4) bütünlük kaybına uğrayan kimyasalların(dökülme, sızıntı, hızlı faz geçişi vb.) meydana getirebileceği, patlama, yangın ve toksik yayılım gibi geniş çaplı olumsuz etkilere ve kayıplara sebep olabilecek kimyasal proses risklerinin değerlendirilmesi için Amerikan Çevre Koruma Ajansı (EPA) ve Ulusal Okyanus ve Atmosfer Dairesi (NOAA) tarafından tasarlanan bir yazılım programıdır. Uçucu ve yanıcı özellikteki kimyasalların kazara salınmasıyla ilişkili ortaya çıkan risklerin alansal etki boyutuna ilişkin tahminler yapan etkili bir araçtır. ALOHA yazılımı ile modellenebilen tehlike kategorileri Tablo 38’de gösterilmiştir.

Tablo 38. ALOHA Yazılımında Modellenebilen Tehlike Senaryoları

Tehlike Senaryosu	Direkt Kaynak	Tank	Dayk Sahası	Boru Hattı
Toksik BB	Toksik Buhar	Toksik Buhar	Toksik Buhar	Toksik Buhar
BB Flash Yangın	Alev Bölgesi	Alev Bölgesi	Alev Bölgesi	Alev Bölgesi
BBP	Aşırıbasınç	Aşırıbasınç	Aşırıbasınç	Aşırıbasınç
Havuz Yangını	-	Termal Etki	Termal Etki	-
BLEVE(Alev topu)	-	Termal Etki	-	-
Jet Yangın	-	Termal Etki	-	Termal Etki

5.5.2 MARPLOT Haritalama Yazılımı

Kimyasal tesislerde meydana gelebilecek olası patlama riskinin ve etki mesafesinin harita üzerinde, tehdit gören bölgelerin aşırıbasınç konturlarıyla ifade edilmesi tüm bilimsel yayınlarda ve resmi raporlarda en genel gösterim şeklidir. Bu kapsamda olası bir BBP sonucu hasar görmesi muhtemel alanlar üzerinde kapsamlı bir değerlendirme yapılabilmektedir.

MARPLOT haritalama yazılımı Ulusal Okyanus İdaresi (NOAA) ve ABD Çevre Koruma Ajansı (EPA) tarafından ortaklaşa geliştirilmiş CBS(coğrafi Bilgi sistemleri) tabanlı bir yazılım programıdır. ALOHA yazılımı ile entegre çalışabilme kabiliyeti sayesinde SAM-y detonasyon senaryoları sonucunda tesis çevresinde işaretlenen hassas lokasyonların olası bir patlamadan ne derece etkileneceği MARPLOT haritalama yazılımı sayesinde analiz edilebilmektedir. ALOHA yazılımı üzerinde BBP (Buhar bulutu patlaması) sonucu oluşan aşırı basınçtan etkilenen bölgeler tehlike derecesine göre sırasıyla, >8 psi (55158 Pascal) kırmızı, >3,5 psi (24132 Pascal) turuncu ve >1 psi (6895 Pascal) sarı renklerle gösterilmiştir.

5.6 Sonuç Analizi Modelleme Yaklaşımı Basamakları

SAM-y çalışmasının kimyasal proses endüstrisi tesislerine uygulanması için önerilen sistematik prosedür 5 basamaktan oluşmaktadır. Bu basamaklar;

1. Potansiyel Buhar Bulutu Patlaması (BBP) için senaryoların oluşturulması,
2. Tesise ait meteorolojik verilerin tanımlanması,
3. Senaryo Parametrelerinin Tanımlanması,
4. MARPLOT yazılımı üzerinde hassas lokasyonların analizi,
5. Propan BBP'dan kaynaklanan hasarın probit fonksiyonları ile tahmin edilmesi, aşamalarından oluşmaktadır.

Yukarıda özetlenen her bir basamağın detayları uygulamalarıyla birlikte aşağıda detaylı olarak açıklanmıştır.

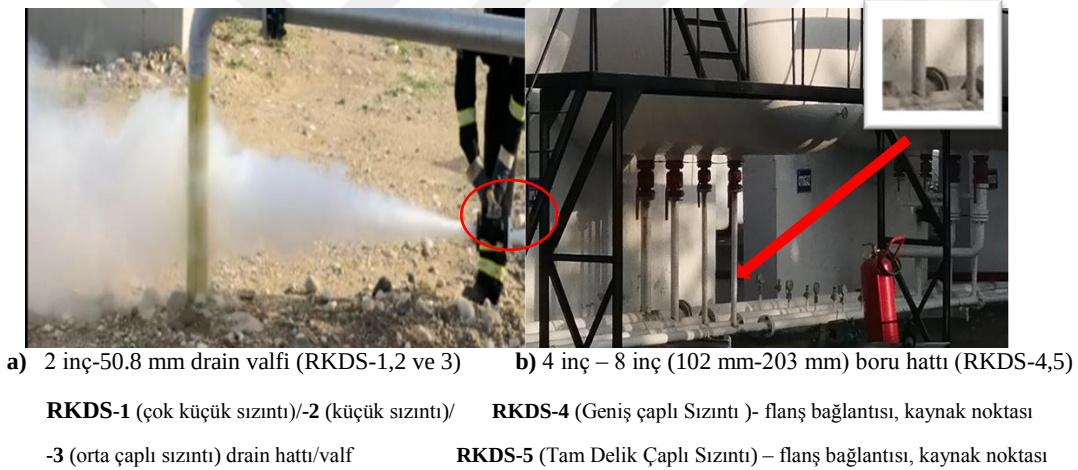
5.6.1 Potansiyel BB Senaryolarının Belirlenmesi

T-01 TAG numaralı Propan tankı için farklı delik çaplarına göre tanımlanan senaryolar belirlenirken ekipman dizayn parametreleri göz önünde bulundurulmuştur. Toplamda

tanımlanan 27 adet senaryo patlayıcı gaz kütlesinin miktarına ve açık alan parametrelerine bağlı olarak 15 adet buhar bulutu (BB) senaryo seti olarak aşağıdaki şekilde tanımlanmıştır.

- Ramak kala dispersiyon senaryoları(RKDS); RKDS-4, RKDS-5.
- Tesis tespit ve izolasyon sınıfı senaryoları(TTİS); TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9.
- Kaza benzetim senaryoları(KBS); KBS-1, KBS-2, KBS-3

RKDS-1, RKDS-2, RKDS-3 senaryoları için 50,8 mm çapındaki drain hattı, RKDS-4 ve RKDS-5 sızıntı senaryoları için 203,2 mm (8 inç) LPG geliş hattından kaynaklanabilecek sızıntı delik çapları dikkate alınmıştır. Bu çalışmada, tam delik çaplı sızıntı senaryosu (RKDS-5) için tesis içerisindeki en büyük çaplı boru hatlarının (6 inç-8 inç) geometrik çap ortalaması değeri kullanılmıştır.



Şekil 56. Sonuç Analizi Senaryoları için LPG Sızıntı Kaynakları

Proses güvenliği literatüründe 5 sınıfta genelleştirilen sızıntı delik çapları; “Geometrik ortalama çap” yaklaşımına göre hesaplanarak (Tablo 40), elde edilen her bir sızıntı delik çapı farklı senaryo kodu olarak girilmiştir. (Orta Sızıntı delik çapı aralığı için hesaplanan salım çapı; $\sqrt{(10 \times 50)} = 22,4 \text{ mm} = 0,0224 \text{ m}$) Belirlenen LPG dolum ve depolama terminali tesisi için toplamda 15 adet senaryo analiz edilmiştir. TTİS’ na dayanan SAM-y sızıntı senaryoları tüm tespit ve izolasyon matrisi kullanılmıştır ve toplamda 27 adet sızıntı senaryosundan toplam BB kütlesine göre açık alan parametreleri göz önünde bulundurularak 15 tanesi DDT kapsamında değerlendirilmiştir. Ayrıca, geçmiş literatür kaza raporlarından elde edilen 4 adet

BBP'na sebep olan BB kütleleri seçilen tesise uyarlanarak SAM-y çalışması kapsamında analiz edilmiştir.

5.6.2 Tesise Özgü Meteorolojik Şartların Tanımlanması

Bu çalışmada Tekirdağ-Marmara Ereğlisi ilçesinde bulunan sıvılaştırılmış Propan gazı depolama terminalinde, 2017 Temmuz ayında, operatör tarafından açık unutulmuş manuel drain hattından meydana gelen 15 dakikalık Propan gazı dispersiyonu için “Sonuç Analizi Modelleme” yaklaşımı, ALOHA 5.4.7 yazılımı ve MARPLOT haritalama yazılımı kullanılarak modellenmiştir. Farklı sızıntı delik çaplarından 15 dakikalık (900 saniye) sızıntı senaryoları sonrasında oluşacak gaz bulutu kütlelerinin tutuşması sonucu meydana gelecek patlamanın aşırıbasınç etki mesafeleri belirlenmiş, tesis içi ve çevresinde belirlenen hassas lokasyonlar için olası hasar olasılıkları ve aşırıbasınç dağılım haritaları elde edilmiştir. Resmi makamlardan (Tekirdağ Meteoroloji Bölge Müdürlüğü) elde edilen son 5 yıllık meteorolojik veri, Propan gazı dispersiyonunun yaşandığı temmuz ayı için analiz edilerek ALOHA[®] yazılımına girilmiştir. Senaryolarda kullanılan meteorolojik veriler; Tablo 39’da detaylı olarak gösterilmiştir

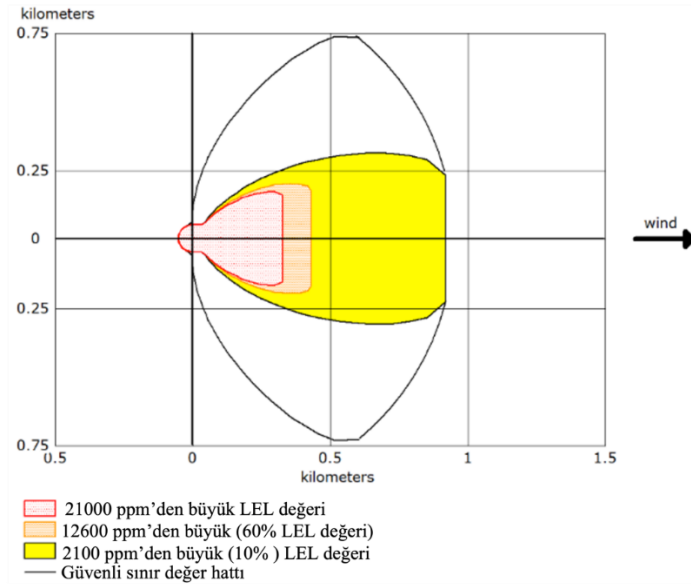
Tablo 39. SAM-y Çalışması için Tesise Ait Meteorolojik Veriler

Meteorolojik veri	Birim	Açıklama
Senaryo edilen Ay	:	- Temmuz
Ort. rüzgâr hızı	:	m/s 2
Ort. rüzgâr yönü	:	- Kuzey Batı
Ort. Sıcaklık	:	C° 34
Hava kararlılığı	:	- Kararsız, C stabilite sınıfı, açık ve bulutsuz
Ort. nem	:	% 85

5.6.3 Senaryo Girdilerinin Analizi

5 farklı sızıntı delik çapından meydana gelen Propan buhar bulutunun patlama senaryoları sonrasında oluşacak aşırıbasınç değerleri ALOHA[®] yazılımı sayesinde hesaplanmıştır. ALOHA[®] yazılımı kırmızı tehdit bölgesi içerisindeki >8 psi (55158 Pa), turuncu tehdit bölgesinde >3,5 psi (24132 Pascal), sarı tehdit bölgesi için >1 psi (6895 Pascal) aşırıbasınç eşik değerleri için; sırasıyla “binaların yıkılması”, “ciddi yaralanma ihtimali” ve “pencerelerin parçalanması” hasar türlerini öngörmektedir. (ALOHA[®] technical document) Aşırıbasınç (P_s; pascal) her bir tehdit bölgesi için Pascal basınç biriminde ALOHA[®] yazılımına girilmiştir. Ayrıca, meteorolojik şartlara bağlı

dispersiyon yönü, dispersiyon yönünde bulunan tutuşturucu kaynaklar, yaşamsal alanlar gibi hassas bölgelerin detaylı analizi yapılmıştır. Örneğin; gaz bulutunun dispersiyon yönü(Kuzey Batı) ve gaz bulutu miktarına bağlı olarak RKDS-4 için kırmızı konturla ifade edilen 329 metre mesafe içerisinde LPG konsantrasyonu 21000 ppm'in üzerinde, turuncu konturla ifade edilen 434 m mesafe içerisindeki LPG konsantrasyonu 12600 ppm'in üzerinde ve sarı konturla gösterilen 920 m mesafe içerisinde 2100 ppm'in üzerinde LPG konsantrasyonu ifade etmektedir. Bu durumda; 6858 kg'lık bir sürekli Propan gazı dispersiyonunda ve 2 m/s rüzgâr hızında Propan gazının alt patlama limitine (Propan için LEL:2,1% v/v) 329 m içerisinde ulaştığı düşünülebilir. Buhar bulutunun dispersiyon yönü, etkilediği mesafe ve etkilenen hassas alanlara ait örnek Şekil 57'de gösterilmiştir.



Şekil 57. Alevlenebilir BB Dispersiyon Parametrelerinin Analizi

Şekil 57'ye göre 6858 kg'lık Propan BB dispersiyonu için ihmal edilebilir Propan konsantrasyonu değerine 920 m sonrasında ulaşılmaktadır. Senaryo edilen BB kütleleri için açık alanda ulaşılan (alt patlama limiti)LEL mesafeleri bulgular bölümünde detaylı olarak paylaşılmıştır.

5.6.4 LPG Buhar Bulutu Kütlelerinin Tahmini

Propan gazı basınç altında sıvılaştırılarak depolanan ve transfer edilebilen, %v/v 1.8 alt patlama limitine sahip, $\sim 410 - 580^{\circ}\text{C}$ de kendiliğinden kolayca alevlenebilen bir gazdır. Kaynama noktası ($\sim -42^{\circ}\text{C}$) çok düşük olması sebebiyle olası sızıntı sonrası, basınç engelinden kurtularak hızla gaz faza geçerek, buhar bulutu oluşturur [193]. Çalışmanın gerçekleştirildiği proses şartlarında Propan; 5 bar basınç altında, 8°C sıcaklıkta sıvı fazda depolanmaktadır. Gaz sızıntılarının dispersiyonu kompleks bir süreçtir. Gerçek akışta sürtünme kuvvetinin varlığı ortaya çıkan akış dinamiklerini önemli ölçüde etkiler ve gaz yayılımının analizini daha kompleks hale sokar [194]. Bir buhar bulutu patlamasını modelleyebilmek için en önemli hasar parametrelerinden biri olan aşırıbasıncı (P_s ; Pascal) üretecek buhar bulutu kütlelerinin bilinmesi gerekir. Basıncılı tank duvarından veya boru hattından kaynaklanan gaz sızıntısı; kütleli akış oranı, W_g (kg/s) terimi ile karakterize edilir. Literatürde; yüksek basınçlı boru hattı üzerindeki delikten meydana gelecek gaz sızıntısının kütleli akış oranını hesaplayabilmek için basit modeller mevcuttur [195]. Kütleli akış oranı, gazın delikten akış hızıyla yakından ilişkilidir. Bu kararı vermek için; kritik basınç değerlendirmesi yapmak gerekmektedir. (Denklemler 18) Kritik basınç- P_c (Pascal), atmosferik basınçtan- P_a (101325 Pascal) büyükse; $P_c > P_a$ akış sonik olarak ifade edilir.

Bu çalışmada Propan gazının 5 farklı delik çapı için kütleli akış oranı; kg/s 60079:10-1 Patlayıcı Gaz Atmosferlerin Sınıflandırılması standardına öngörülen Denklem 20 yardımıyla hesaplanmıştır.

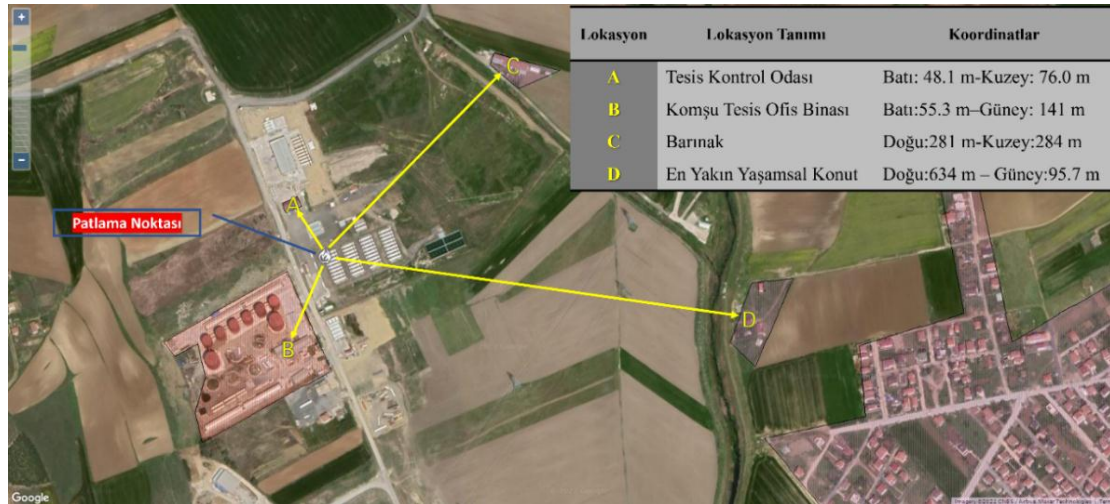
2017 Temmuz ayında, manuel drain hat valfinde operatör hatası kaynaklı meydana gelen yaklaşık 15 dakikalık LPG sızıntısı ramak-kala olayına dayandırılarak senaryo edilen farklı sızıntı delik çaplarının neden olduğu sıvılaştırılmış Propan gazı bulutu kütleleri Tablo 40' ta gösterilmiştir.

Tablo 40. Sonuç Analizi Senaryoları için LPG Gaz Bulutu

S.K	Aralık; mm	Çap Tanımı	G.O.Ç mm	S.K.A m ²	S.S s	K.A.O kg/s	T.B.K kg
RKDS-1	1-3	Çok Küçük	1,7	2,27E-06	900	0,00294	2,15
RKDS-2	3-10	Küçük	5,5	2,37E-05	900	0,03074	22,5
RKDS-3	10-50	Orta	22,4	3,94E-04	900	0,5098	373
RKDS-4	50-150	Geniş	86,6	5,89E-03	900	7,62	6858
RKDS-5	> 150	T.Ç.Y	175	2,40E-02	900	31,11	28000
RKDS-4 ve 5 için en kötü durum senaryoları için DDT varsayımı							
G.O.Ç : Geometrik Ortalama Çap				T.B.K : Toplam Buhar Bulutu Kütlesi			
S.K.A : Sızıntı Kesit Alanı				S.S : Sızıntı Süresi			
K.A.O: Kütlesel Akış Oranı				T.Ç.Y: Tam Çaplı Yırtılma < 203,2 mm			

5.6.5 MARPLOT Yazılımı Üzerinde Hassas Lokasyonların Seçilmesi

Tüm LPG buhar bulutu patlama senaryoları için, seçilen hassas lokasyonlarda (A: tesis kontrol odası, B: Komşu tesis ofis binası, C: Barınak, D: En yakın yaşamsal konut) üç tür zarar görülebilirlik(hasar) türü belirlenmiştir. Bu hasar türleri; Y₁=“Yapının Çökmesi”, Y₂=“Majör Yapısal Hasar- duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi” ve Y₃=“Minör Yapısal Hasar pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması” şeklinde tanımlanmıştır. Seçilen lokasyonların patlama merkezine olan uzaklıkları Şekil 58’de gösterilmiştir.

**Şekil 58.** Seçilen Lokasyonların Patlama Noktasına Uzaklıkları

Şekil 58’ de gösterilen lokasyonlar tesis içi ve çevresindeki yaşamsal alanların popülasyonu dikkate alınarak belirlenmiştir.

5.6.6 Hasar Tahmini için Probit Fonksiyonların Tanımlanması

Sonuç analizi senaryolarından elde edilen hasar parametrelerinin (aşırıbasınç, impuls ve pozitif faz süresi) etki mesafeleri içerisinde oluşturacağı zarar görülebilirlik, yapılar ve insanlar açısından değerlendirilmiştir. Çalışmada; patlama senaryolarının yapılara etkisi “yapısal çökme”, “majör yapısal hasar” ve “minör yapısal hasar” türleri için kullanılan probit(olasılık) fonksiyonları sırasıyla Y_1 , Y_2 , Y_3 olarak, insanlara etkisi; “Baş Darbesinden Kaynaklı Ölüm”, “Tüm Vücut Darbesinden Kaynaklı Ölüm” hasar türleri için Y_4 ve Y_5 olarak kodlanmıştır. Senaryolarda elde edilen sıvılaştırılmış Propan gazı BB kütlelerinin patlama senaryoları sonrasında oluşması muhtemel yapı ve insan hasarı tahmini için kullanılacak probit denklemleri Tablo 41’de gösterilmiştir.

Tablo 41. SAM-y Çalışması için Hasar Türü (HT) Probit İfadeleri [93]

Hasar Türü		Probit Eşitliği
Yapılar Üzerine Etkisi	Y_1	$Y_1 = 5 - 0,22 \ln \left[\left(\frac{40000}{P_s} \right)^{7,4} + \left(\frac{460}{\dot{I}_s} \right)^{11,3} \right]$
	Y_2	$Y_2 = 5 - 0,26 \ln \left[\left(\frac{17500}{P_s} \right)^{8,4} + \left(\frac{290}{\dot{I}_s} \right)^{9,3} \right]$
	Y_3	$Y_3 = 5 - 0,26 \ln \left[\left(\frac{4600}{P_s} \right)^{3,9} + \left(\frac{110}{\dot{I}_s} \right)^5 \right]$
İnsanlar Üzerine Etkisi	Y_4	$Y_4 = 5 - 8,49 \ln \left[\frac{2430}{P_s} + \frac{4 \times 10^8}{P_s \times \dot{I}_s} \right]$
	Y_5	$Y_5 = 5 - 2,44 \ln \left[\frac{7,38 \times 10^3}{P_s} + \frac{1,3 \times 10^9}{P_s \times \dot{I}_s} \right]$

Y_1 : Yapısal Çökme: kısmen veya tamamen yıkılmış binalar, Y_2 : Majör Yapısal Hasar: Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi Y_3 : Minör Hasar: pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb., Y_4 : Baş Darbesinden Kaynaklı Ölüm, Y_5 : Tüm vücut darbesinden kaynaklı ölüm

Tablo 41’de verilen deneysel çalışmalar sonucu genelleştirilen, doğal logaritmik fonksiyon katsayılarına bağlı probit denklemlerinde; P_s aşırı basıncı (Pascal), $\dot{I}_s$; impulsı(Pa.s), t_d :pozitif faz süresi-patlama süresini (saniye) ifade etmektedir.

6 BULGULAR

Bu çalışmada önerilen SAM-y çalışmasına göre, ramak kala dispersiyon kayıtlarına (RKDS) dayanılarak elde edilen RKDS-4 ve RKDS-5, tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan senaryolar (TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9) ve kaza benzetimine dayanan (KBS-1, KBS-2, KBS-3, KBS-4) SAM-y senaryoları, Baker -Strehlow-Tang (BST) patlama modelini kullanan ALOHA yazılımı kullanılarak analiz edilmiştir. MARPLOT haritalama yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonlar için ilgili probit denklem setleri seçilmiştir (Bkz. Tablo 41).

Bu kapsamda tahmini BBP simülasyonlarından elde edilen zarar görebilirlik veri seti aşağıdaki SAM-y sonuçlarını içermektedir.

- Hidrokarbon yayılım veri tabanından (HCRD) elde edilerek genelleştirilen sızıntı delik çapları aralıkları için geometrik ortalama çap yaklaşımı ile elde edilen BB kütleleri
- Tesis tespit ve izolasyon (TTİS) sınıfına dayanan BB kütleleri,
- Kaza benzetim senaryosuna (KBS) dayanan BB kütleleri.
- Tesis ekipmanları zarar görebilirlik tahminleri, sadece tank çiftliğinde yer alan yatay basınçlı LPG tankları için değerlendirmeye alınmıştır.
- ALOHA yazılımının öngördüğü hasar tahminleri ve Tablo 41’de verilen hasar parametrelerine (aşırıbasınç- P_s ; İmpuls-i, pozitif faz süresi- t_d) bağlı hesaplanan olasılıklar oldukça tutarlıdır. >55158 Pascal üzerindeki basınçlar için yapıların yıkılması öngörüsü, 0.003 ms pozitif faz süresi için değerlendirildiğinde Y_1 : yapının çökmesi şeklindeki zarar görebilirlik seviyesi >70%’in üzerindedir. Patlama merkezine yaklaşıldıkça oluşan aşırıbasınç yükü daha da artacağından bu tahmin 90% üzerine çıkmaktadır. ALOHA yazılımı öngörüsü ve hesaplanan zarar görebilirlik seviyeleri oldukça tutarlıdır.

MARPLOT haritalama yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonlar üzerindeki yapısal zarar görebilirlik tahminleri ve aşırıbasıncın etki konturları içerisindeki insanlar üzerinde oluşturması beklenen zarar görebilirlik tahminleri; Y_1 =Yapısal Çökme: kısmen veya tamamen yıkılmış binalar, Y_2 = Majör Yapısal Hasar: Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi, Y_3 =Minör Hasar: pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb. Y_4 =Baş darbesinden kaynaklı ölüm,

Y₅=Tüm vücut darbesinden kaynaklı ölüm şeklinde oluşturulmuştur ve BBP senaryo sonuçları detaylı olarak EK tablo ve şekillerde paylaşılmıştır.

SAM-y çalışması için belirlenen tesiste, Temmuz 2017 tarihinde yaşanan yaklaşık 15 dakikalık LPG sızıntısı herhangi bir tutuşma yaşanmadan güvenli bir şekilde atmosfere disperse olmuştur. RKDS' larında belirlenen sızıntı süresi (900 s) daha önce yaşanan gerçek bir ramak kala dispersiyon olayına dayanmaktadır. Olay manuel drain valfinin bir operatör tarafından açıldıktan sonra 15 dakika boyunca açık kaması üzerine senaryo edilmiştir. Valfin açılma ve kapatılma süreleri kamera kayıtlarından tespit edilmiştir. Tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan SAM-y senaryoları için sızıntı süresine bağlı patlayabilir buhar bulutu (BB) kütlesi Tablo 30'da verilen matrise göre tanımlanmıştır. Olası bir patlamanın hasar verici etkisini domine eden sıkışıklık geometrisi ve alev cephesi hızı gibi parametreleri hesaba katan BST(Baker Strehlow Tang) metodunu kullanan ALOHA yazılımı kullanılmıştır. Yazılım üzerinden elde edilen aşırıbasınç değerleri MARPLOT haritalama yazılımı üzerine entegre edilerek tehdit gören bölgelerin detaylı analizi Probit fonksiyonları yardımıyla analiz edilmiştir.

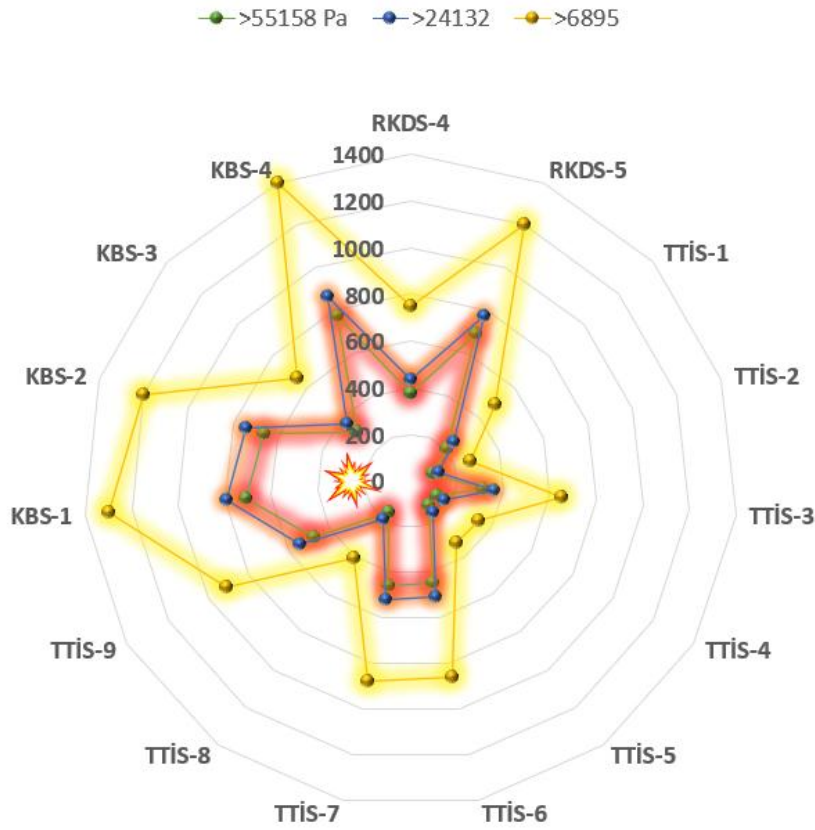
SAM-y çalışması kapsamında değerlendirilen potansiyel BBP simülasyonu ile zarar görabilirlik seviyesini domine eden aşırıbasınç etki mesafeleri Tablo 42'de gösterilmiştir.

Tablo 42. SAM-y Senaryoları ve Aşırıbasınç Etki Mesafeleri

Senaryo Kodu	BB Kütlesi, kg	> 55158 Pascal	> 24132 Pascal	> 6895 Pascal
RKDS-4	6858	377 m	432 m	751 m
RKDS-5	28000	691 m	772 m	1200 m
TTİS-1	2174	206 m	251 m	489 m
TTİS-2	557	98 m	126 m	269 m
TTİS-3	4637	309 m	361 m	650 m
TTİS-4	940	132 m	168 m	340 m
TTİS-5	887	128 m	163 m	330 m
TTİS-6	9853	447 m	507 m	857 m
TTİS-7	10433	459 m	520 m	876 m
TTİS-8	1392	163 m	201 m	409 m
TTİS-9	11592	480 m	544 m	909 m

KBS-1	30000	710 m	792 m	1300 m
KBS-2	25000	662 m	739 m	1200 m
KBS-3	4750	313 m	365 m	656 m
KBS-4	38500	777 m	866 m	1400 m

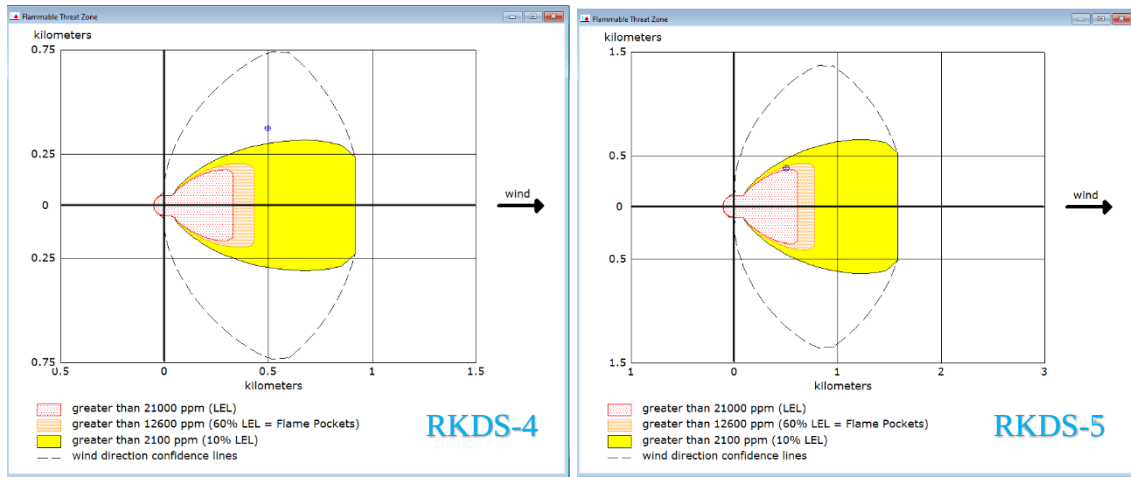
ALOHA yazılımından elde edilen sonuçlara göre, SAM-y senaryolarında tahmin edilen ve yapıların çökmesine neden olabilecek en kötü durum için; 55168 Pa üzerinde aşırıbasınç etki mesafesi 777 m, 24132 Pa üzerinde aşırıbasınç etki mesafesi için 866 m ve 6895 Pa üzerinde aşırıbasınç etki mesafesi 1400 m şeklinde KBS-4 senaryosunda elde edilmiştir. KBS-4 olarak senaryo edilen bu BBP simülasyonu daha önce 1989 yılında Pasedana, Texas'ta Phillips Petrol Şirketinde yaşanan, 23 kişinin hayatını kaybettiği (tesis kontrol binası içerisindeki çalışanlar) ve 314 kişinin yaralandığı endüstriyel kazadaki BB miktarına karşılık gelen (38,5 ton) Propan gazı üzerinden senaryo edilmiştir. Şekil 59' da SAM-y senaryolarından elde edilen BBP için aşırıbasınç etki mesafeleri ve patlama merkezi arasındaki uzaklık gösterilmiştir.



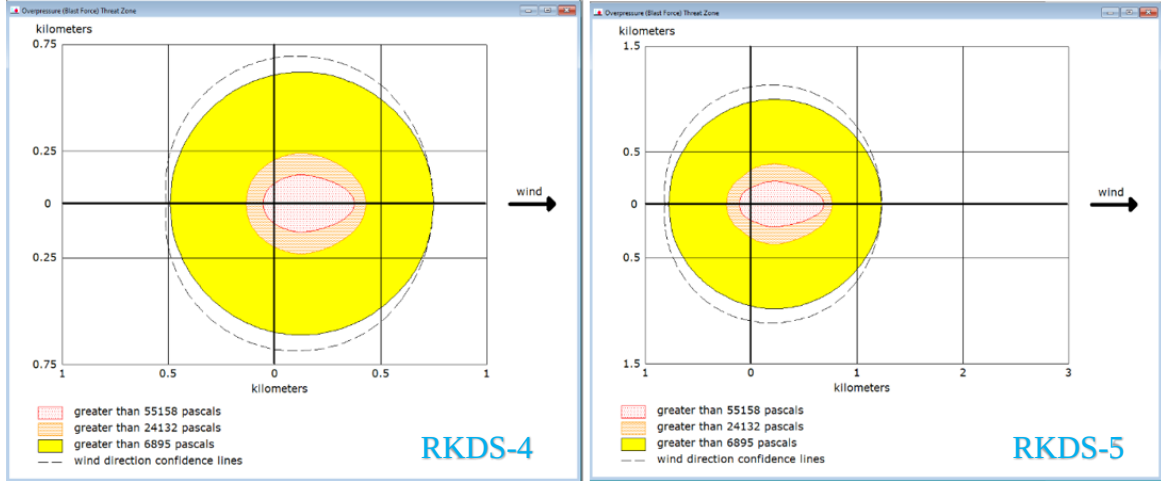
Şekil 59. SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Mesafeleri

6.1 Ramak Kala Dispersiyon Kayıtlarına Dayanan Senaryo Sonuçları

Alevlenebilir Propan bulutunun detonasyonu, tutuşma için gerekli olan ısı enerjisi (açık alev, kıvılcım, statik elektrik vb.) tarafından başlatılması ve parlamadan patlamaya geçiş (DDT) yoluyla meydana gelebilir. Parlamadan patlamaya geçiş, alev cephesinin güçlü şekilde hızlanmasını gerektirir. Açık alanda oluşacak Propan bulutunun, rüzgâr etkisiyle seyrelmesi, hipotetik hacim içerisindeki patlamaya katkı sunacak gaz bulutu kütesinin stabilitesini etkileyeceğinden dolayı, 400 kg'dan daha az gaz bulutu kütlelerinin yıkıcı hasar etkisinin tartışmalı olduğu düşünülmektedir. Literatür yazarları tarafından teorik modellemelerde ele alınan en kötü durum senaryolarındaki patlayabilir gaz bulutu miktarlarının, daha önce yaşanan gaz bulutu patlama kazalarına neden olan miktarlara yakın seçilmesi bu tespiti doğrular niteliktedir. ALOHA® ve MARPLOT yazılımları sayesinde analiz edilen senaryo sonuçlarına göre; tehdit bölgeleri içerisinde kalan mesafeler ve bu mesafeler içerisindeki hasar parametreleri (P_s : aşırıbasınç-pascal, I_s : impuls-Pa.s, t_d : pozitif faz süresi -s) Tablo 42'de gösterilmiştir. Ramak kala dispersiyon senaryolarına dayanan alevlenebilir Propan bulutunun, hâkim rüzgâr yönünde alt patlama limitine ulaştığı (LEL:2,1 %v/v) ve tehdit ettiği mesafeler Şekil 60'ta gösterilmiştir.



SAM-y Senaryosu	21000 ppm	12600 ppm	2100 ppm
RKDS-4	329 m	434 m	920 m
RKDS-5	615 m	784 m	1600 m



Şekil 60. RKDS Senaryoları için BB Dispersiyon ve Aşırıbasınç Etki Mesafeleri

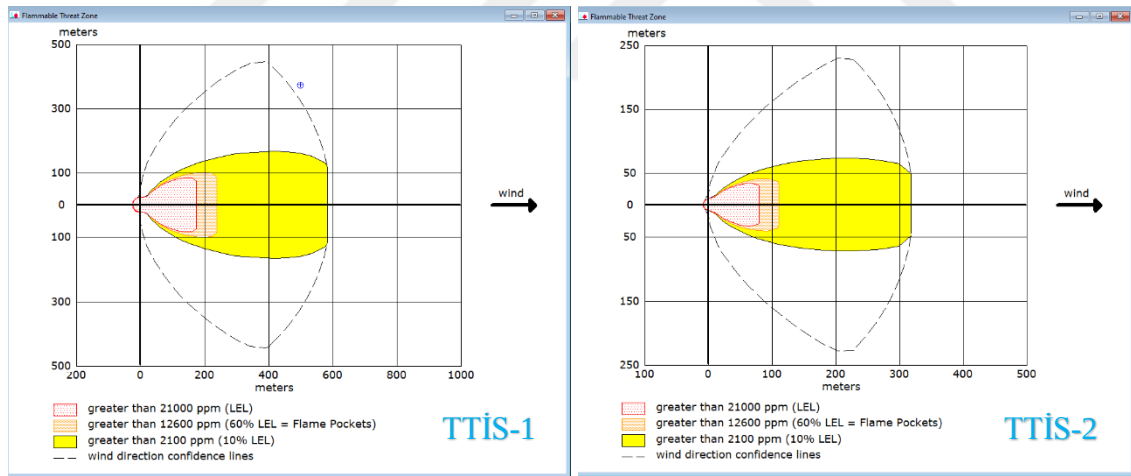
Şekil 60'ta elde edilen ALOHA yazılımı Propan dispersiyonu sonuçlarına göre; RKDS-4 (6.8 ton) senaryosunda alt patlama limitine (LEL) 329 m içerisinde ulaşırken, RKDS-5 (28 ton) senaryosuna alevlenebilir Propan bulutu kütledeki artışa paralel olarak 615 m içerisinde ulaşmaktadır. Ayrıca Şekil 60'ta verilen RKDS senaryolarında elde edilen aşırıbasınç (P_s ; Pascal) tehdit mesafelerine göre, 6858 kg Propan bulutunun tutuşması ile meydana gelecek BBP senaryosunda, hâkim rüzgâr yönündeki 377 m içerisinde, 28.000 kg Propan bulutunun tutuşması ile 691 m içerisinde 55158 Pascal'ın üzerinde aşırıbasınç değeri oluşmaktadır. ALOHA yazılımının aşırı basınca bağlı zarar görülebilirlik öngörüsüne göre, kırmızı renk konturu içerisinde kalan bu bölgede yapının yıkılma hasarı söz konusudur. RKDS-4 ve RKDS-5 senaryoları için MARPLOT haritalama yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonlar üzerinde oluşan aşırıbasınç yükleri, aşırıbasınç (P_s) ve patlama impulsına ($Pa.s$) bağlı probit fonksiyonları ile hesaplanarak ek tablolarda ayrıntılı olarak verilmiştir. Elde edilen senaryo sonuçlarına göre; insan popülasyonu baz alınarak seçilen lokasyonlardan, tesis kontrol odasının (A) yıkılma veya çökme olasılığı (Y_1) RKDS-4 ve RKDS-5 senaryoları için sırasıyla, 45%, 82% , komşu tesis ofis binası (B) için sırasıyla 84%, 97%, barınak (C) için; 2%, 12%, ve en yakın yaşamsal konut (D) için 0% ve 12% mertebelerinde tahmin edilmektedir.

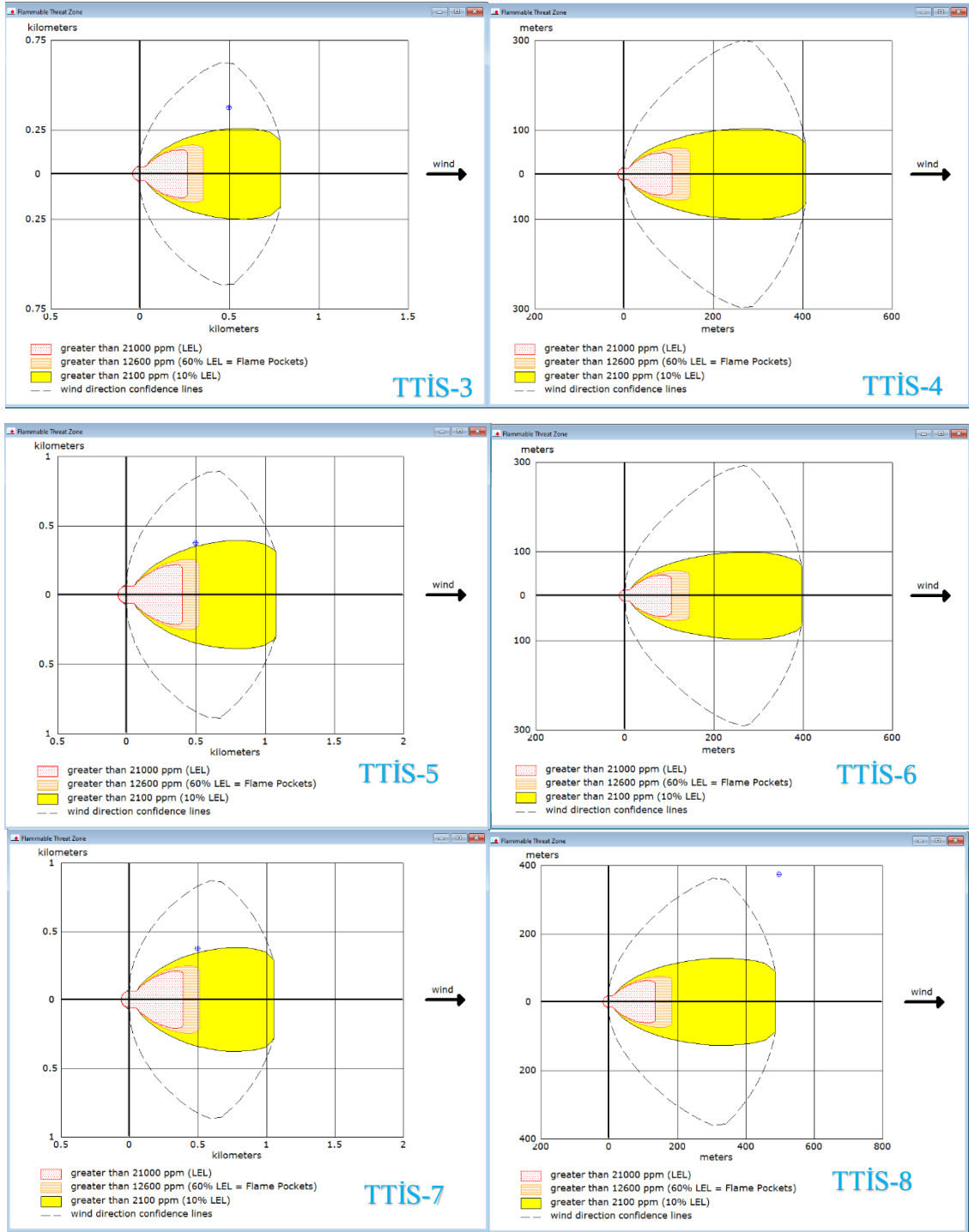
Patlama noktasına yaklaştıkça artan bu aşırıbasınç değerine karşılık gelen zarar görülebilirlik seviyesi 377 m içerisinde 70% ve 100% arasında değişmektedir. Tahmin edilen olasılık değerleri eşik değerlerdir. Patlama merkezine yaklaştıkça ilgili hasar olasılıkları 100%'e yaklaşmaktadır. ALOHA öngörülerine göre, hâkim rüzgâr yönünde,

kırmızı renkli kontur içerisinde kalan bölgede yapılar için yıkıcı etkiye sebep olabilecek aşırı basınç oluşumu söz konusudur. Turuncu renkli kontur muhtemel ciddi yaralanmayı, sarı renkli kontur cam ve pencere panellerinin parçalanmasına sebep olabilecek etki mesafesini ifade etmektedir.

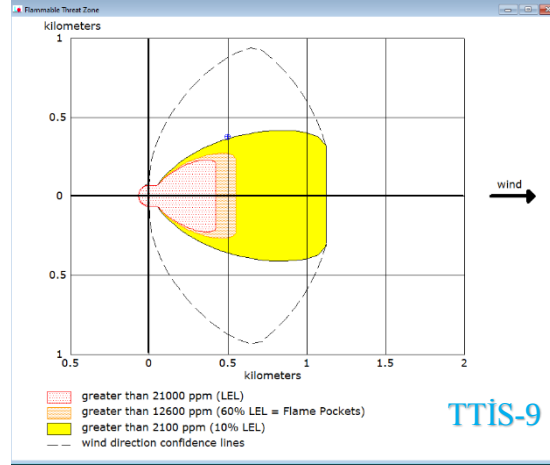
6.2 Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo Sonuçları

SAM-y tesis tespit ve izolasyon sınıflandırmasına dayanan senaryolar (TTİS) için ALOHA yazılımından elde edilen alevlenebilir buhar bulutu dispersiyon yönü ve etki mesafeleri Şekil 63'te gösterilmiştir. Propan gaz bulutunun açık alanda alt patlama (LEL) limitine ulaşma mesafeleri TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9 senaryoları için sırasıyla; 176 m, 80 m, 268 m, 109 m, 404 m, 106 m, 394 m, 136 m, 426 m olarak elde edilmiştir. Bu mesafeler Şekil 61'de kırmızı renkli bölgeye atıf yapmaktadır. Tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan SAM-y senaryoları içerisinde Propan gazının açık alanda alt patlama limitine ulaştığı en uzak mesafe TTİS-9 senaryosunda (11.5 ton, 426 m) elde edilmiştir.





(Şekil 61. Devam)

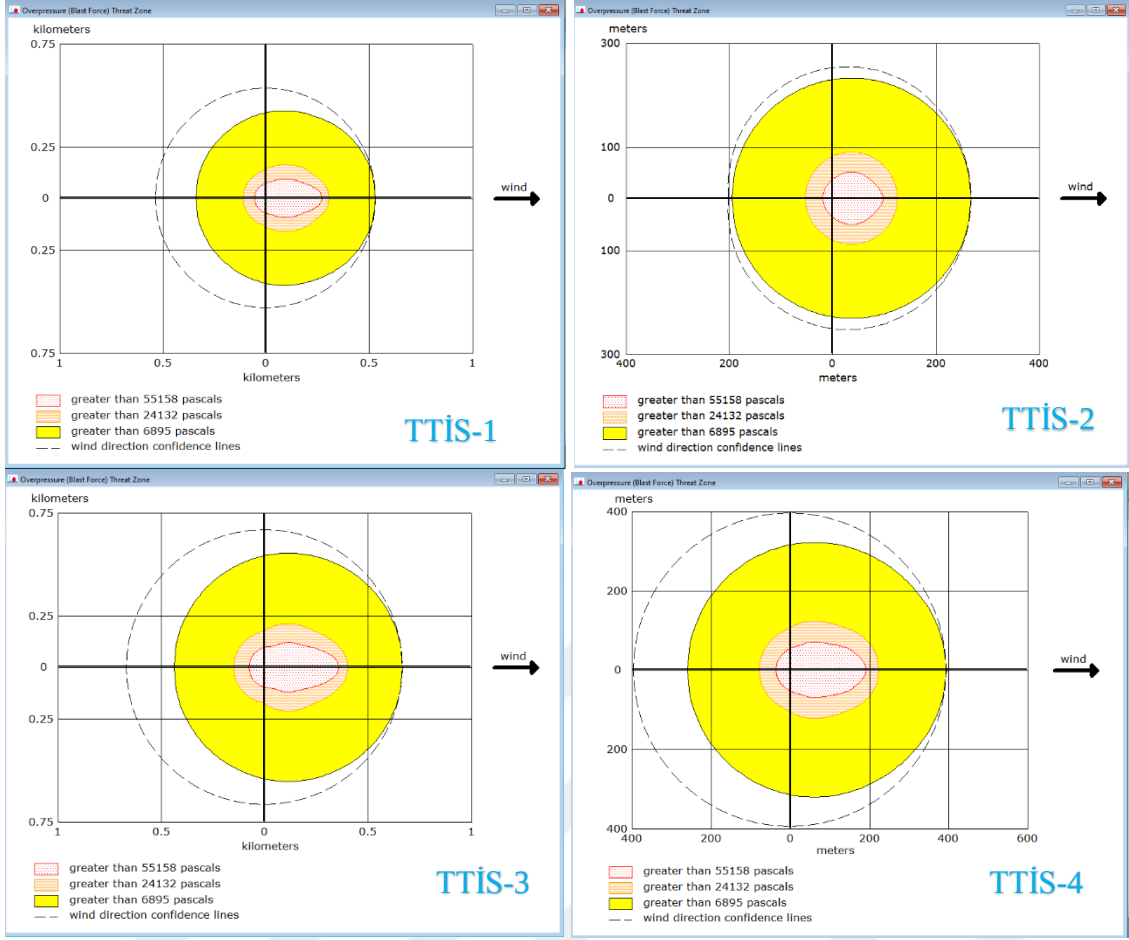


SAM-y Senaryosu	21000 ppm	12600 ppm	2100 ppm
TTİS-1	176 m	239 m	585 m
TTİS-2	80 m	111 m	318 m
TTİS-3	268 m	357 m	788 m
TTİS-4	109 m	149 m	408 m
TTİS-5	404 m	526 m	1100 m
TTİS-6	106 m	145 m	398 m
TTİS-7	394 m	512 m	1100 m
TTİS-8	136 m	185 m	487 m
TTİS-9	426 m	551 m	1100 m

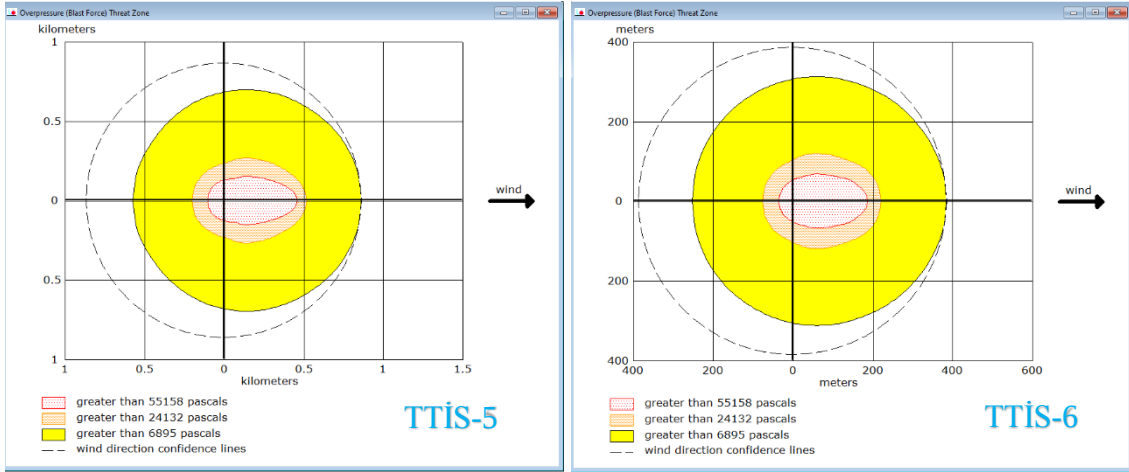
Şekil 61. TTİS Senaryoları için Alevlenebilir BB Dispersiyon Mesafeleri

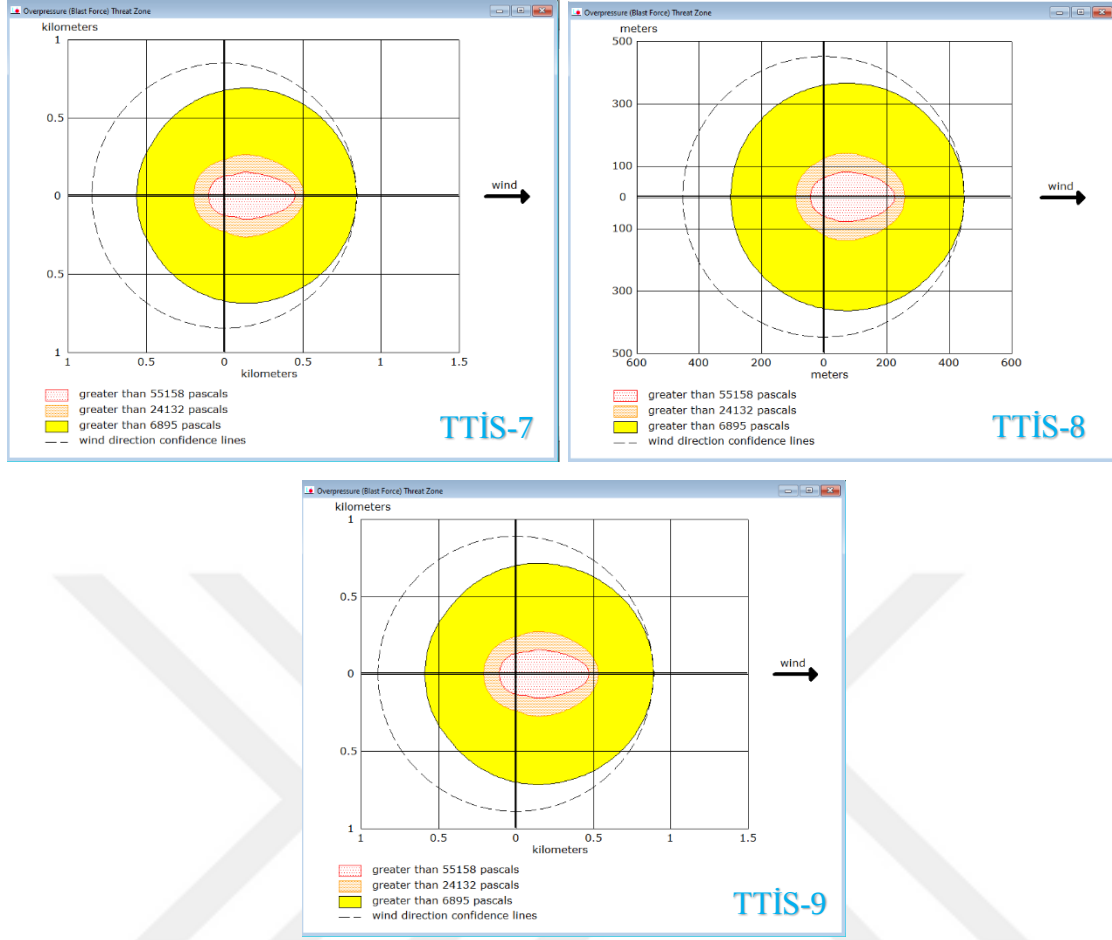
ALOHA yazılımı ağır gaz dispersiyon modelini kullanmaktadır. ALOHA ağır gaz dispersiyon modelinde kırmızı renkli kontur LEL LPG konsantrasyonunun 21000 ppm'den daha fazla oluşu bölgeyi, turuncu renkli kontur 60% LEL değeri 12600 ppm'den daha fazla olan LPG konsantrasyonunu, sarı renkli kontur 10% LEL değeri olan 2100 ppm'den daha fazla olan LPG konsantrasyonu olan buhar bulutu tehdit mesafelerini göstermektedir.

Tesis tespit ve izolasyon sınıfına (TTİS) dayanan 9 adet SAM-y senaryosu sonucuna göre, Şekil 62'de; yukarıda verilen alt patlama limitine ulaşılan bölgelerde (kırmızı tehdit bölgesi), Propan buhar bulutunun tutuşturucu bir kaynakla temas etmesi sonucunda oluşacak bir patlamanın (detonasyon) aşırıbasınç etki mesafeleri gösterilmiştir.



Şekil 62. TTİS Senaryoları için ALOHA Aşırıbasınç Tehdit Mesafeleri





Şekil 62. TTİS Senaryoları için ALOHA Aşırıbasınç Tehdit Mesafeleri (Devam)

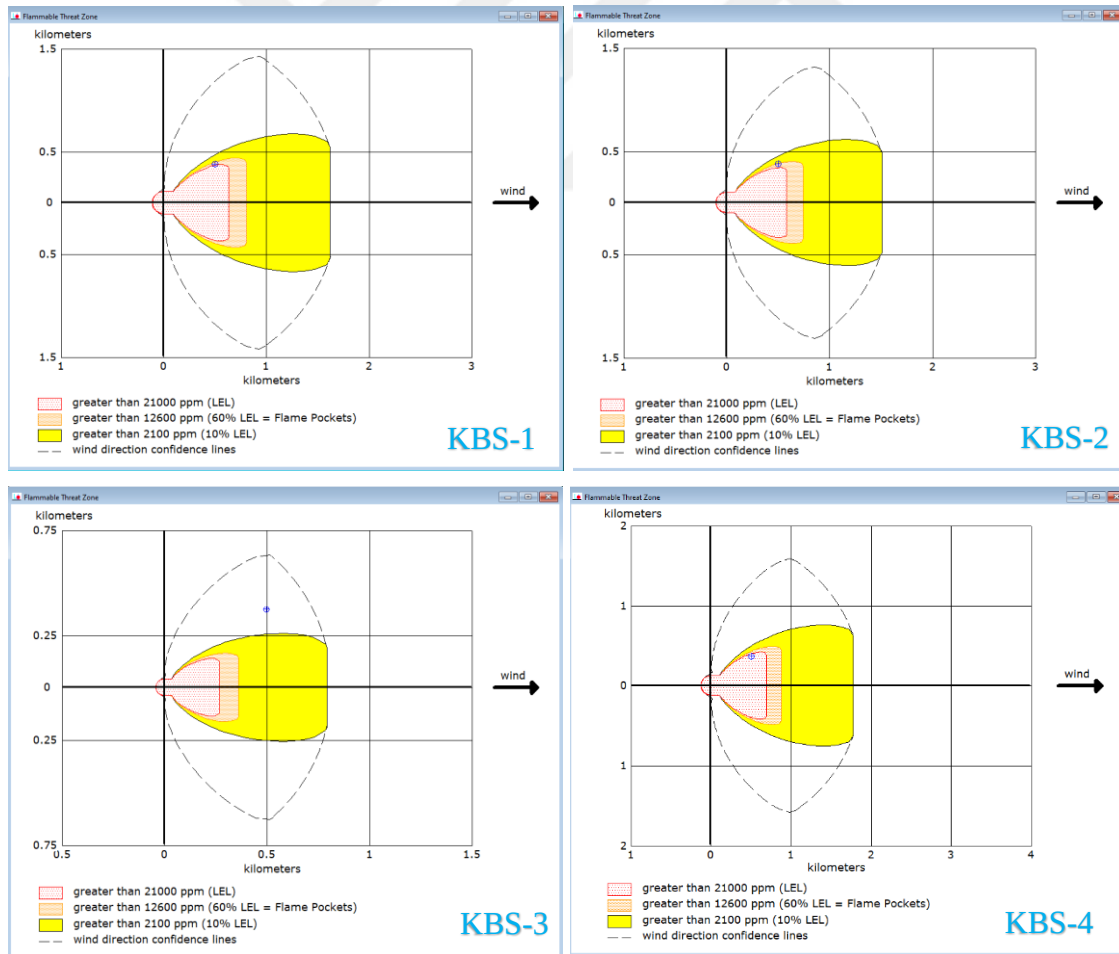
Şekil 62' ye göre (etki mesafeleri için Bkz.Tablo 42); kırmızı renkli konturlar içerisinde oluşan, BBP'nın neden olacağı aşırıbasınç etkileri yıkıcı sonuçlara neden olacaktır. Bu mesafeler içerisinde aşırı basınç değerleri ALOHA tarafından eşik değer olarak belirtilen 55158 Pa (8 psi) değerinin çok üzerindedir. Tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan (TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9) senaryolar için sırasıyla; çökme hasarının meydana gelme ihtimali olan mesafeler; 377 m, 691 m, 206 m, 98 m, 309 m, 132 m, 459 m, 128 m, 447 m, 163 m, 480 m şeklinde tahmin edilmiştir. Seçilen hassas lokasyonların bu mesafelerle ilişkili olarak oluşturduğu aşırıbasınç yükünden kaynaklı çökme ihtimalleri ek tablolarda detaylı olarak paylaşılmıştır.

Tesis tespit ve izolasyon sınıfı senaryolarından elde edilen BBP zarar görülebilirlik tahminlerine göre; yapı çökmesine neden olabilecek etki mesafeleri (tesis veya komşu tesis içerisindeki endüstriyel yapılar) 557 kg (TTİS-2) BB kütlelerinin patlama senaryosu için 98 m ve 11592 kg (TTİS-9) Propan BB kütleleri için 480 m olarak tahmin

edilmektedir. TTİS-2 senaryosu için modellenen Propan BB kütlesi (557 kg) için camların parçalanması hasar türü için etki mesafesi 269 m olarak tahmin edilmiştir. Senaryo edilen miktara yakın 26 Mart 1980 tarihinde Hollanda’da meydana gelen bir Propan BBP için yaklaşık 750 kg’lık buhar bulutunun meydana getirdiği camların parçalanması hasarı 300 m’ de rapor edilmiştir.

6.3 Kaza Benzetimine Dayanan Senaryo Sonuçları

Flixborough, Bhopal, New Mexico ve Pasadena kazalarında bütünlük kaybına uğrayan kimyasal miktarına karşılık gelen Propan buhar bulutu (BB) miktarları, kaza benzetim senaryoları (KBS-1, KBS-2, KBS-3, KBS-4) için sırasıyla; 30 ton, 25 ton, 4,75 ton ve 38,5 ton Propan BB kütlesi baz alınarak ALOHA ve MARPLOT haritalama yazılımında modellenmiştir. Propan gazının alt patlama limitine (21000 ppm) ulaştığı en dar ve en geniş tehdit mesafeleri Şekil 63’te gösterilmiştir.



SAM-y Senaryosu

21000 ppm

12600 ppm

2100 ppm

KBS-1	632 m	806 m	1600 m
KBS-2	588 m	751 m	1500 m
KBS-3	272 m	362 m	795 m
KBS-4	692 m	882 m	1800 m

Şekil 63. KBS Senaryoları için Alevlenebilir BB Dispersiyonu Mesafeleri

4.75 ton Propan BB dispersiyonunda 272 m içerisinde (kırmızı renk konturu) gaz alt patlama limiti (LEL %v/v) olan 21000 ppm'in üzerindedir. Bu durum olası bir tutuşturucu kaynak etkisiyle BBP riski için gerekli hava/gaz karışımının belirtilen şartlar içerisinde gerçekleşmesi anlamını taşımaktadır.

Pietersen (1985) New Mexico Propan patlama kazasında camların parçalanması hasar türü için etki mesafesini 600 m olarak elde etmiştir [196]. KBS-3 senaryosu için ALOHA yazılımında elde edilen camların parçalanması hasar türü (>6895 Pa) için etki mesafesi 656 m olarak tahmin edilmiştir.

6.3.1 Alternatif Sızıntı Senaryoları- Deflagrasyonlar

Alternatif sızıntı senaryoları olarak değerlendirilen 12 adet patlama senaryosu sonuçları, Propan buhar bulutu kütesine ve çalışma için seçilen alanın sıkışıklık seviyesi ile ilişkili olarak açık alanda DDT (deflagrasyondan detonasyona geçiş) olayına neden olup olmayacağı konusundaki belirsizlikler sebebiyle bu senaryoların olası bir patlama hasarına neden olması pek mümkün gözükmemektedir. Bu sebeple, SAM-y çalışması için diğer TTİS ve KBS alternatif sızıntı sonuçları değerlendirmeye alınmamıştır. Bunun en önemli sebebi, BBP'na katkı sunan ve DDT geçişine ne kadarlık bir BB kütesinin neden olabileceğinin kesin olarak tahmin edilememesinden kaynaklanmaktadır. Zira kimyasal proses güvenliği literatüründe yapılan yüksek aşırıbasınç üreten deflagrasyon (parlama) deneyleri kapalı tüpler içerisinde yapılmıştır. Bu sebeple, hipotetik hacim varsayımına göre öngörülen sınır miktar 400 kg ve üzeri olarak değerlendirilmiştir. Gerçekte, DDT geçişine sebep olan BB miktarının belirlenen değerin çok üzerinde olabileceği düşünülmektedir. Yukarıda bahsedilen sebepler neticesinde, toplamda üretilen 27 adet potansiyel BB senaryosunun diğer 12 tanesinin deflagrasyon olayı olarak değerlendirilmesi öngörülmektedir.

6.3.2 Seçilen Hassas Lokasyonlar İçin Zarar Görebilirlik Değerlendirmeleri

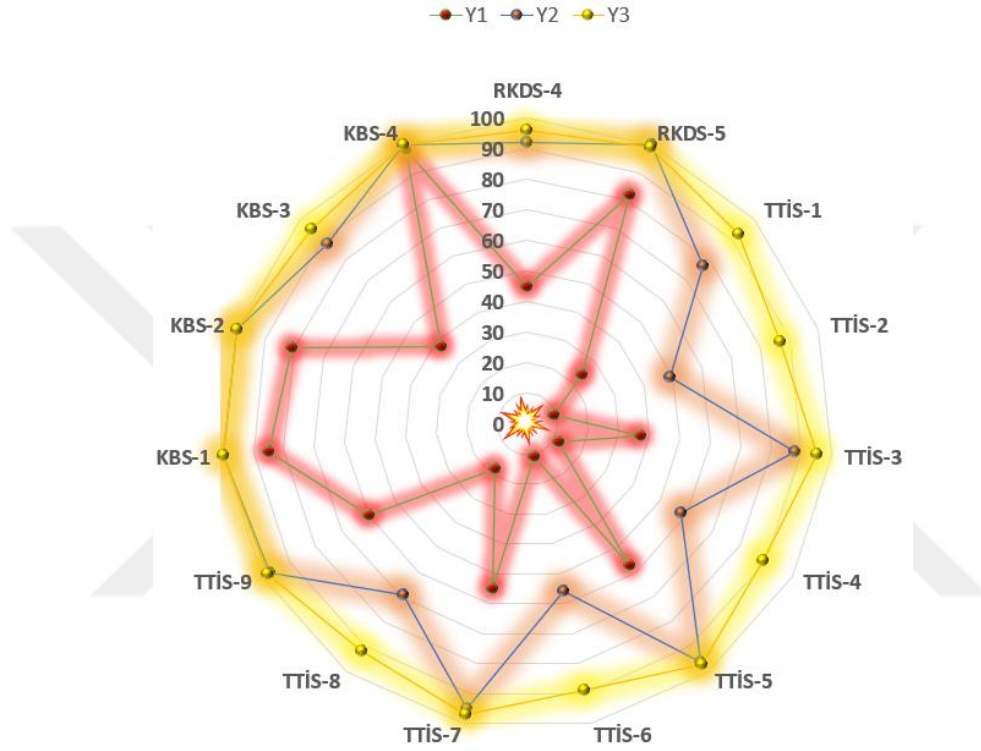
ALOHA simülasyonundan elde edilen sonuç analizi senaryo çıktılarının MARPLOT haritalama yazılımı üzerine aktarılmasıyla, seçilen hassas lokasyonlar üzerindeki aşırıbasınç yükü, patlama süresi ve yapı üzerindeki impulsına bağlı hasar tahminleri Şekil 9'da ki grafiklerde gösterilmiştir. Alternatif sızıntı senaryoları(<400kg) DDT (parlamadan patlamaya geçiş) olayına sebep olsa bile elde edilen aşırıbasınç değerlerinin seçilen hassas lokasyonlar üzerine etkisi ihmal edilebilir düzeydedir. Bu sebeple zarar görebilirlik(hasar) grafiklerinde ve ek tablolarda değerlendirmeye alınmamıştır. MARPLOT haritalama yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonlar için zarar görebilirlik tahminleri RKSD-1, RKDS-2, TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-3 ve KBS-4 şeklinde kısaltılarak kodlanan toplamda 15 adet potansiyel BBP senaryosundan elde edilmiştir.

SAM-y senaryolarına göre, sıvılaştırılmış Propan gazı dolum terminali kontrol odası için tüm senaryolarda değerlendirilen “Y1: Yapının Çökmesi”, “Y2: Majör Yapısal Hasar: Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi” ve “Y3: Minör Yapısal Hasar: pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması” olasılıkları EK tablolarda detaylı olarak gösterilmiştir. Hesaplanan zarar görebilirlik seviyeleri için 70% olasılık ve üzeri tahminler ilgili zarar görebilirlik türü için eşik değerler olarak kabul edilmiştir.

6.3.2.1 Tesis Kontrol Odası

MARPLOT haritalama yazılımı üzerinde seçilen tesis kontrol odası (A) patlama merkezine 76 metre uzaklıkta bulunmaktadır. Ek tablolarda elde edilen tahminlere göre; ramak kala dispersiyon senaryolarına dayanan RKDS-5, tesis tespit ve izolasyon sınıfına dayanan TTİS-5, TTİS-7, TTİS-9 ve kaza benzetim senaryolarına dayanan KBS-1, KBS-2, KBS-4 BBP senaryolarında elde edilen aşırıbasınç (Pa) ve impuls (Pa.s) değerlerinin, tesis kontrol odası için yapı çökmesine neden olabileceği değerlendirilmektedir. İlgili zarar görebilirlik seviyesine konu edilen BB kütleleri sırasıyla, 28000 kg, 10433 kg, 9853 kg, 11592 kg, 30000 kg, 25000 kg ve 38500 kg Propan buhar bulutu kütlesi içermektedir. Aşırıbasınç etki mesafesi grafikleri incelendiğinde, ALOHA yazılımının 55158 Pascal ve üzeri aşırıbasınç değerleri için öngördüğü yapıların yıkılması tahmini 629 m içerisinde ve patlama noktasına 76 m

uzaklıktaki tesis kontrol odası için, senaryo edilen büyüklükte bir BBP, yapıların yıkılması veya majör yapısal hasar riski taşımaktadır. Belirlenen lokasyondaki yüksek olasılıklı yapı çökmesi veya majör hasar zarar görabilirlik seviyesinin, can kayıplarını da beraberinde getirmesi muhtemeldir. Şekil 64' te tesis kontrol odası için yıkıcı ve majör etkiye sebep olabilecek potansiyel SAM-y senaryoları ve minör hasara sebebiyet verebilecek diğer senaryoların zarar görabilirlik olasılıkları gösterilmiştir.

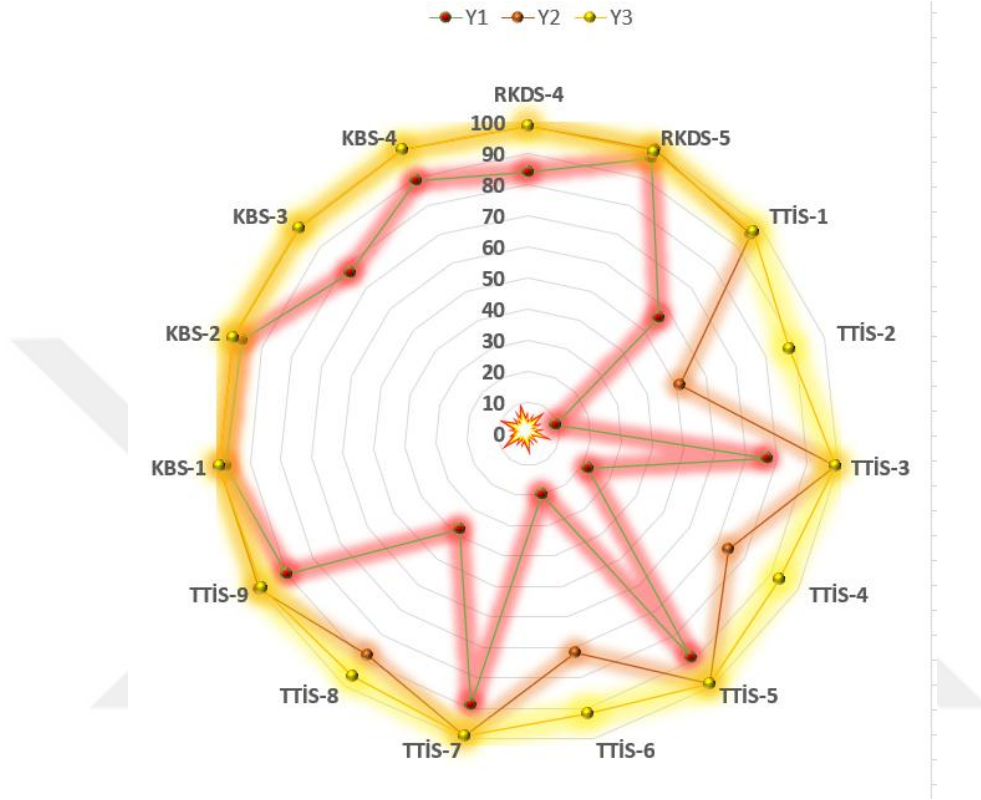


Şekil 64. Tesis Kontrol Odası Zarar Görebilirlik Tahminleri

6.3.2.2 Komşu Tesis Ofis Binası

Patlama noktasına uzaklığı yaklaşık 140 metre olan komşu tesis ofis binası (B) için ek tablolarda elde edilen sonuçlara göre; Y₁: Yapının çökmesi, zarar görabilirlik seviyesi için en yüksek olasılıklar, RKDS-4, RKDS-5, TTİS-3, TTİS-5, TTİS-7, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-4 senaryolarında elde edilmiştir (70% üzerinde). Y₂:Majör yapısal hasar (duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi) için de sadece TTİS-2 kodlu senaryo haricinde komşu tesis ofis binası için majör zarar görabilirlik söz konusudur. İlgili zarar görabilirlik seviyesine konu edilen BB kütesinin artmasına ve meteorolojik koşullara bağlı olarak daha uzak mesafelerde yüksek aşırı basınç değerleri gözlenmektedir. Bu durumlarda yapı çökmesi zarar görabilirlik türü için olasılık 70% mertebesinde 100%

mertebeğine çıkmaktadır. Bu durum olası bir BBP’da komşu tesis içerisinde yer alan yapı, ekipman ve canlılarında ciddi risk altında olduğunu göstermektedir. Şekil 65’te potansiyel SAM-y senaryolarındaki zarar görülebilirlik seviyeleri (Y_1 , Y_2 , Y_3) gösterilmiştir.

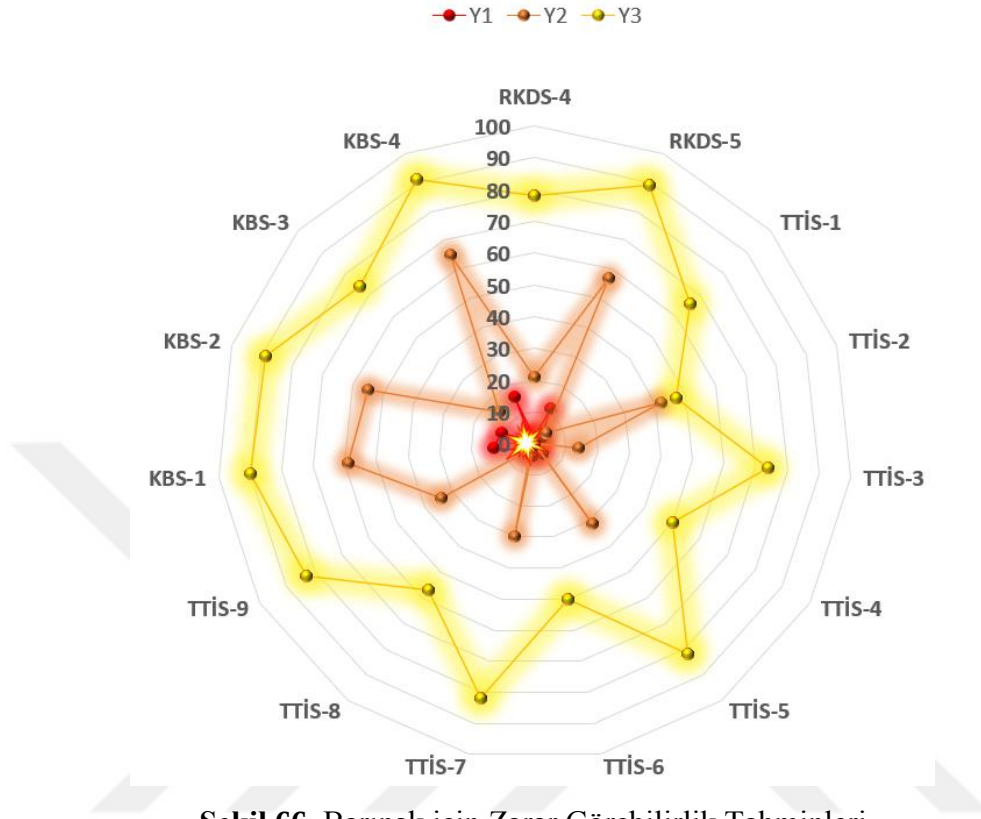


Şekil 65. Komşu Tesis Ofis Binası Zarar Görülebilirlik Tahminleri

6.3.2.3 Barınak

MARPLOT üzerinde seçilen diğer bir hassas lokasyon hayvan barınağı(C), patlama merkezine 284 metre uzaklıkta bulunmaktadır. SAM-y senaryolarından elde edilen sonuçlara göre, Y_1 : yapının çökmesi hasarı mesafeye ve LPG BB’nun dispersiyon yönüne bağlı olarak ihmal edilebilir düzeydedir (maksimum olasılık 20%). Y_2 : Majör yapısal hasar olasılığı RKDS-5 ve KBS-4 senaryoları için 60% - 65% mertebelerindedir. Y_3 : minör yapısal hasar olasılıkları RKDS-5, KBS-1, KBS-2, KBS-4 senaryoları için 90% mertebelerindedir. Bu durumda; olası bir en kötü durum senaryosunda barınak için; minör yapısal hasar (pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması) riskinin oldukça yüksek

olduğu sonucuna varılabilir. Şekil 66'da barınak lokasyonu için zarar görabilirlik olasılıkları gösterilmiştir.

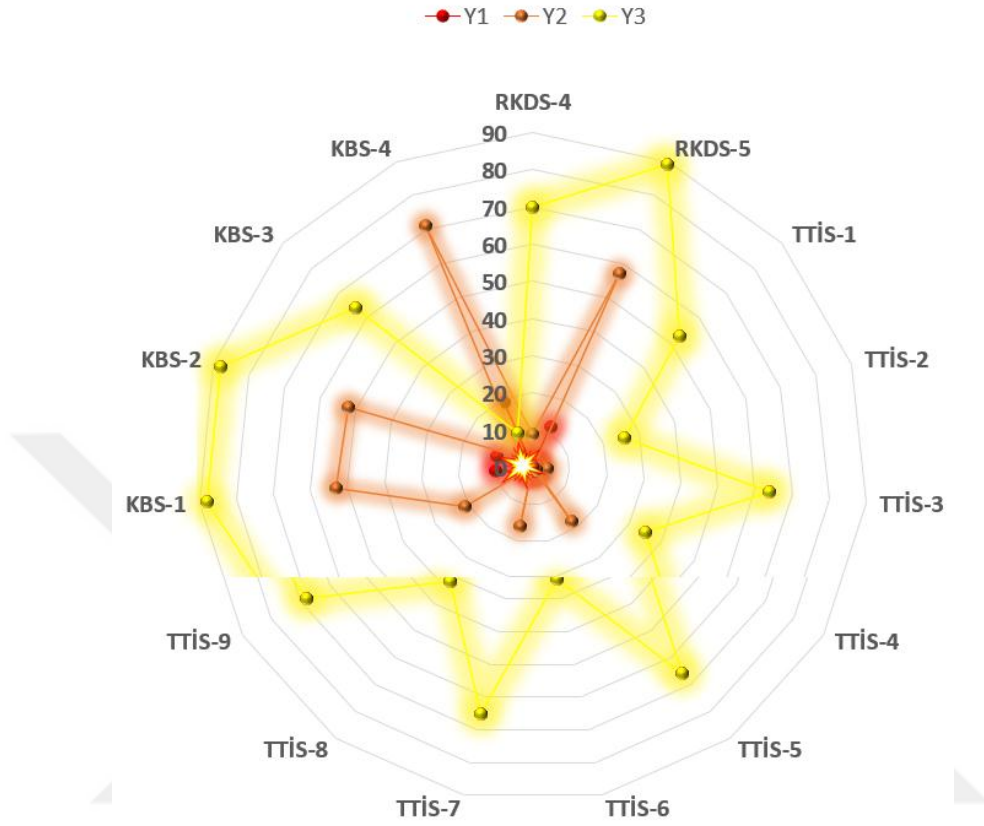


Şekil 66. Barınak için Zarar Görebilirlik Tahminleri

6.3.2.4 En Yakın Yaşamsal Konut

En yakın yaşamsal konut (D) patlama noktasına 684 metre uzaklıktadır. Potansiyel SAM-y senaryolarına göre LPG dispersiyon yönündeki bir BBP için Y₁: yapının çökmesi riski ihmal edilebilir düzeydedir. Yapılan teorik analizlere göre, yaklaşık 275 ton LPG'nin oluşturacağı bir BBP, bu mesafedeki bir yapının çökmesine sebebiyet verebilecek düzeyde aşırıbasınç oluşturabilir (Yaklaşık 4 adet 180 m³ LPG tankının tamamen bütünlük kaybına uğraması) bu durumun gerçekleşme olasılığının oldukça düşük olmasına rağmen, olası bir domino etkisi durumunda söz konusu olabileceği değerlendirilmektedir. Y₂: Majör yapısal hasar olasılığı RDKS-5 ve KBS-4 senaryoları için 70% mertebelerindedir. Y₃: minör yapısal hasar" olasılıkları BB kütlesine bağlı olarak 90% seviyelerine çıkmaktadır. Tesise yakın yaşamsal alanlar için minör yapısal hasar riski dikkate değerdir. Propan bulutu kütlesindeki artışa paralel majör yapısal

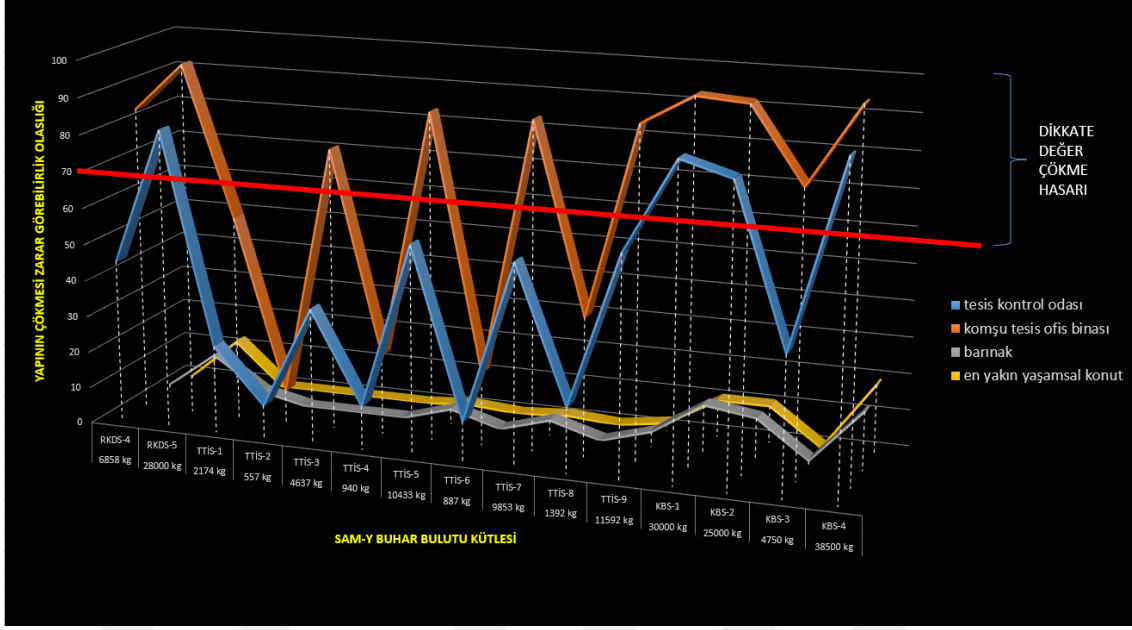
hasar olasılığı RKDS-5 ve KBS-4 senaryoları için 70%-72% seviyelerine çıkmaktadır. Şekil 67’de en yakın yaşamsal konut için zarar görbilirlik seviyeleri gösterilmiştir.



Şekil 67. En yakın yaşamsal Konut için Zarar Görebilirlik Tahminleri

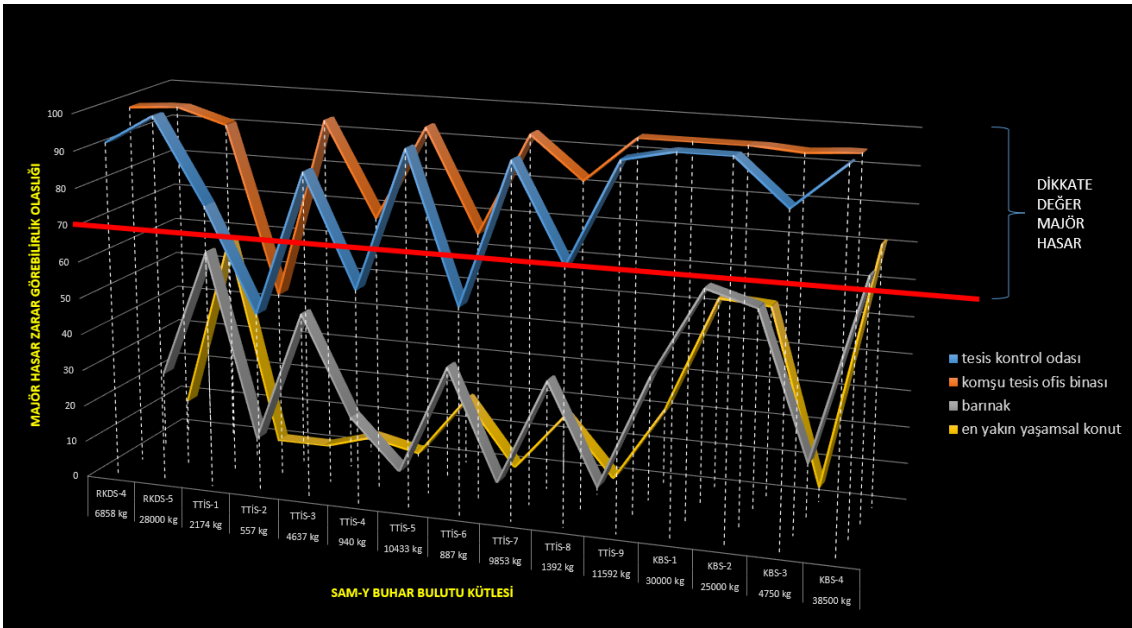
MARPLOT haritalama yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların ALOHA yazılımı üzerinden değerlendirildiği SAM-y senaryolarına göre, tehdit altındaki muhtemel yön ve mesafeler ek-3 MARPLOT çıktıları üzerinde gösterilmiştir.

SAM-y çalışmasından elde edilen sonuçlara göre; 15 adet senaryo seti için (RKDS-4, RKDS-5, TTİS-1, TTİS-2, TTİS-3, TTİS-4, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-3, KBS-4) yapının çökmesi hasar olasılığı (Y_1), majör hasar (Y_2) ve minör hasar (Y_3) olasılıkları Şekil 68, Şekil 69 ve Şekil 70’te detaylı olarak gösterilmiştir. Şekil 68’göre; RKDS-5, TTİS-3, TTİS-5, TTİS-7, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-3 ve KBS-4 için tesis kontrol odası ve komşu tesis ofis binası için yapısal yıkım riski söz konusudur.



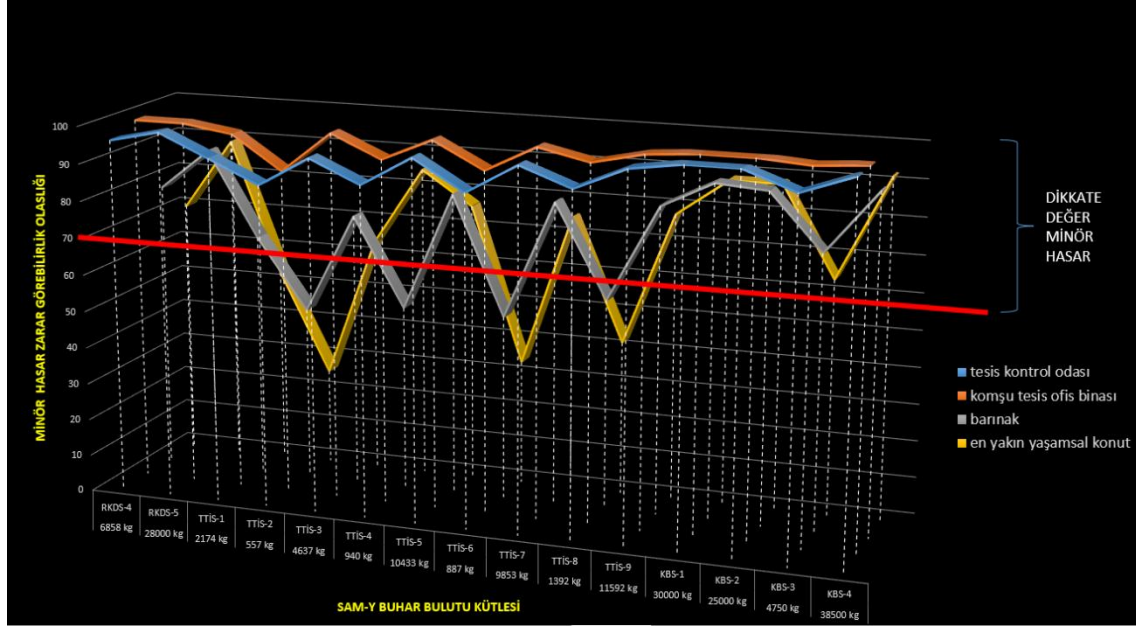
Şekil 68. SAM-y Senaryoları için Yapının Çökmesi Zarar Görebilirlik Olasılığı (Y_1)

Şekil 69'a göre RKDS-4, RKDS-5, TTİS-3, TTİS-5, TTİS-6, TTİS-7, TTİS-8, TTİS-9, KBS-1, KBS-2, KBS-3 ve KBS-4 senaryoları için tesis kontrol odası ve komşu tesis ofis binası için majör hasar (duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi) olasılığı 70% ve 100% arasında değişmektedir. Ayrıca 35 ton (180 m^3 'lük tankın yaklaşık olarak yarısı) Propanın neden olacağı BBP'sı 281 m uzaklıktaki barınak ve 634 m uzaklıktaki yaşamsal konutlar için majör yapısal hasara sebep olması beklenmektedir.



Şekil 69. SAM-y Senaryoları için Majör Hasar Zarar Görebilirlik Olasılığı (Y_2)

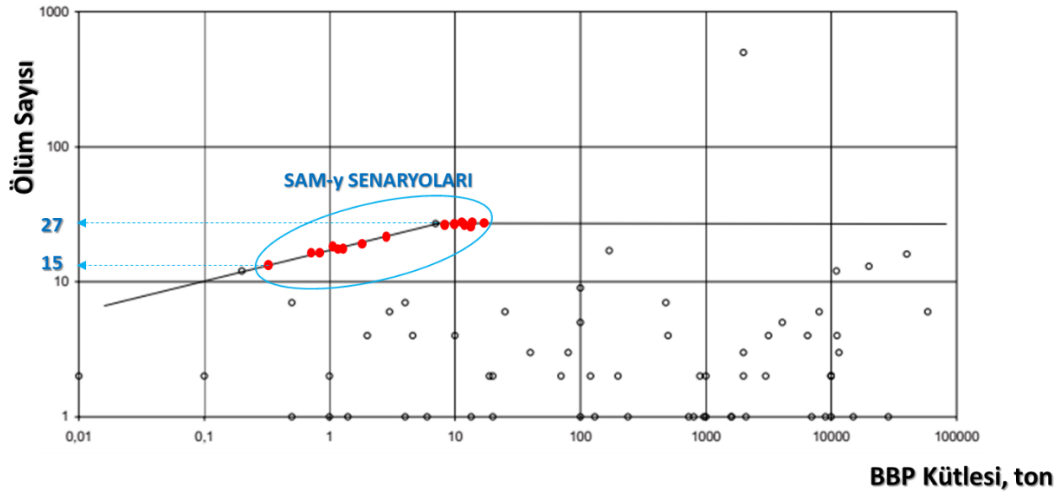
Şekil 70'e göre SAM-y senaryolarının tamamı için tesis kontrol odası ve komşu tesis ofis binası için minör hasar (minör yapısal hasar: pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması) olasılığı 90% üzerindedir. Propan bulutu kütlesindeki artışa paralel olarak 1 ton üzerindeki Propan BBP senaryolarında barınak ve en yakın yaşamsal konut minör hasar olasılığı 70% üzerine çıkmaktadır.



Şekil 70. SAM-y Senaryoları için Minör Hasar Zarar Görebilirlik Olasılığı (Y₃)

6.3.3 SAM-y Senaryoları için Kümülatif Ölüm Sayılarının Tahmini

Tablo 42'de elde edilen verilere göre; 691 m içerisinde kalan konturlarda hem yapısal hem de yaşamsal kayıplar açısından ciddi risklerin söz konusu olduğu ifade edilebilir. Çalışma için seçilen petrokimya tesisi başta olmak üzere yaşanmış kazaların çoğu tesis içi ve yakın etrafı yaşamsal popülasyon yoğunluğunun düşük olduğu alanlardır ve bu nedenle çok sayıda ölüme neden olma olasılığı düşüktür. SAM-y senaryoları için BB kütlesi ile ilişkilendirilen maksimum kümülatif ölüm sayısı tahminleri Şekil 71'de gösterilmiştir. Yaşamsal popülasyon yoğunluğu ve buhar bulutu kütlesi le ilişkili olarak potansiyel senaryolar sonrasında maksimum ölüm sayısı 15-27 arasında değişmektedir. Eğri uydurma metoduna göre elde edilen Şekil 71'de SAM-y senaryoları için oluşabilecek maksimum ölüm sayıları gösterilmiştir.



Şekil 71. SAM-y Senaryoları için Kümülatif Ölüm Sayısı Tahmini

Kimyasal proses endüstrisi literatüründeki tarihsel verilerden elde edilen bilgilere göre, 7.000 kg'dan fazla kimyasal miktarının karıştığı kazalarda ölüm sayısının nadiren 27' yi geçtiğini belirtmek gerekir.

6.3.4 Tesis Ekipmanları Üzerine Zarar Görebilirlik Değerlendirmesi

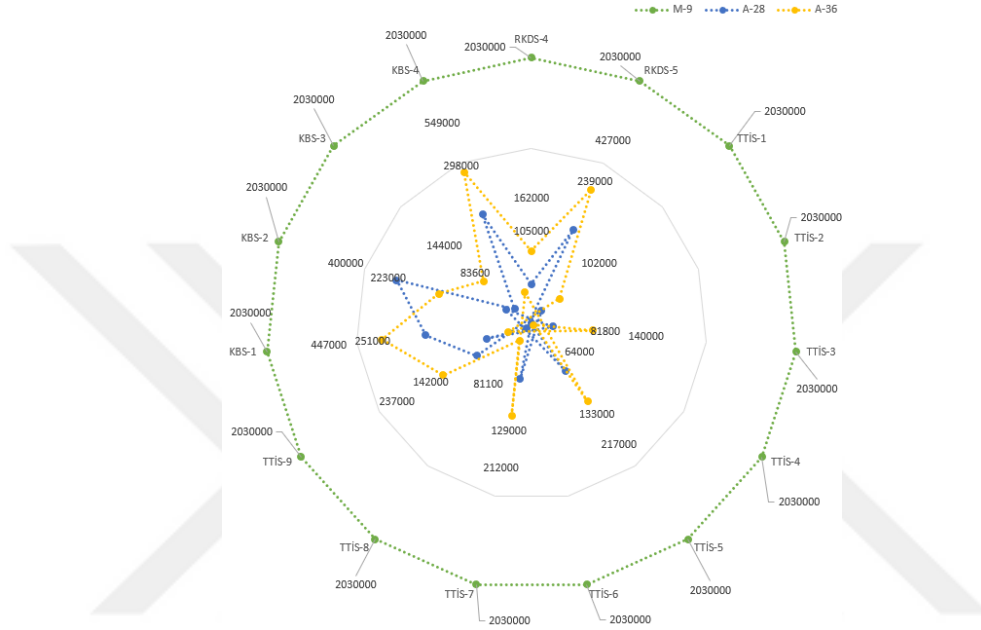
Tablo 36'da literatür yazarlarının öngördüğü tesis ekipmanları zarar görebilirlik öngörülleri üzerinden > 400 kg BB senaryoları için modelleme çalışması yapılmıştır. Basınçlı tanklar için 62053 Pascal aşırıbasınç değeri tank ünitesinin 99% yıkımı ile sonuçlanmaktadır. ALOHA yazılımı üzerinde basınçlı LPG tankları SAM-y senaryoları üzerinden analiz edilmiştir. Tablo 43'te literatür yazarları tarafından verilen ekipman türü ve zarar görebilirlik seviyeleri gösterilmiştir.

Tablo 43. Tesis Ekipmanları ve Zarar Görebilirlik Seviyeleri [65, 190]

Tesis Ekipmanı	Stephens Hasar Öngörüsü		Salzano ve Cozzani (2004)	
Depolama Tankı	41369 Pa	PI	Basınçlı Tank	0,64
	62053 Pa	T	Basınçlı Tank	0,99
P: Çerçeve deformasyonları		I : Ünite hareketi, boru kırıkları		
T: Tankın ters dönmesi, yıkıcı hasar				

SAM-y senaryoları için seçilen M-9, A-28 ve A-36 LPG depolama tankları üzerinde oluşması muhtemel aşırıbasınç yükü, kırmızı renkli aşırıbasınç konturu için eşik değer

62053 Pa olacak şekilde tüm senaryolar için analiz edilerek Şekil 72’de gösterilmiştir. Tank seçimi; patlama merkezine en uzak konumdaki tank çiftliği koordinatları baz alınarak belirlenmiştir. Patlama merkezine yakın tanklar başta olmak üzere, tank çiftliğindeki tüm LPG tanklarında ciddi hasar meydana gelmesi ve bu durumun domino etkisini tetikleyebileceği öngörülmektedir.



Şekil 72. Senaryolar için Basınçlı LPG tankları Zarar Görebilirlik Tahmini

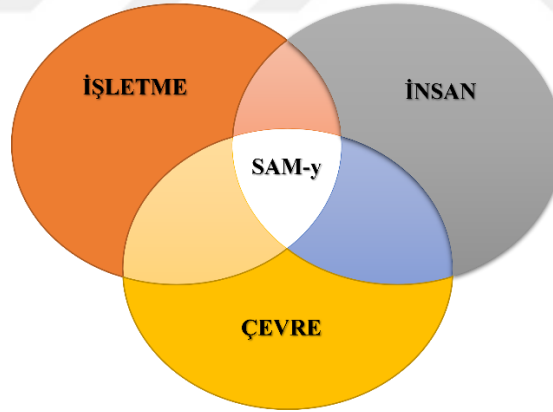
Senaryolardan elde edilen sonuçlara göre; M-9 tankı için tüm senaryolarda 100% zarar görebilirlik seviyesi öngörülmektedir. A-28 tankı için yapılan analizde, sadece TTİS-2, TTİS-4 ve TTİS-8 senaryolarında 62053 Pascal değerinin altında basınç değerleri elde edilmiştir. Tank çiftliğinin sıkışıklık geometrisi ve patlama merkezine olan mesafe gibi parametreler göz önünde bulundurulduğunda tank hasarına sebebiyet vermeden ziyade, olası bir domino olayının başlamasına yol açması çok daha muhtemel gözükmemektedir. SAM-y senaryolarındaki BBP sonuçlarına göre; 99% olasılıkla tank çiftliğinin tamamen zarar görmesi muhtemeldir.

Bu çalışmada; güncellenerek sistematik bir bakış açısıyla ele alınan SAM-y “Sonuç Analizi Modelleme Yaklaşımı”; kimyasal proses endüstrisinde olası patlama risklerinin ortadan kaldırılması (28512 sayılı, “İş sağlığı ve güvenliği risk değerlendirmesi yönetmeliği”) veya kabul edilebilir seviyeye çekilebilmesi (ALARP – güvenlik

açısından kritik sistemlerin düzenlenmesi ve yönetilmesi ilkesi) için kantitatif bir bakış açısı sağlar. Ayrıca; Tesis içi ve etrafındaki yaşamsal alanlar için güvenli mesafelerin belirlenebilmesi, açık veya kapalı ortamlardaki uygun ex-proof (alev sızdırmaz) ekipmanlar için dizayn parametrelerinin belirlenmesi, dahili ve harici acil durum eylem planları, tahliye ve acil durum prosedürlerinin güncellenmesi ve iyileştirilmesi, ulusal ve uluslararası düzenlemelere (BS EN 60079-10-1:2020:“Patlayabilir gaz ortamların sınıflandırılması”, 2012/18 EEC sayılı SEVESO III Direktifi) uygunluk gibi bir çok konuda kantitatif bakış açısı geliştirilmesinde yardımcı olacaktır. Gaz bulutu patlamaları için gerçekleştirilen sonuç analizi modelleme çalışmasında esas amaç; senaryo edilen gaz bulutu patlamaları sonrasındaki fiziksel hasarın (canlı, yapı ve ekipman üzerindeki), hasar parametrelerine bağlı (aşırıbasınç, impuls süresi, pozitif faz süresi) olasılıklarını doğru bir şekilde tahmin ederek, tesis proses güvenliği yönetimi için proaktif bir bakış açısı geliştirmektir.

7 TARTIŞMA ve ÖNERİLER

Kimyasal proses endüstrisinde yaşanan geçmiş buhar bulutu patlamaları günümüzde hala tartışılmakta ve kayıpların tekrar yaşanmaması için tesis, ekipman tasarımı, yaşamsal alanların konumlandırılması gibi konular bilimsel ve kanuni açıdan kapsamlı olarak değerlendirilmektedir, fakat literatürde sistematik ve bütüncül bir metodoloji önerilmemektedir. Özellikle BBP'nın mekanizmasındaki belirsizlikler olası büyük çaplı patlamaların sonuçlarını tahmin edilebilmesini oldukça güçleştirmektedir. Zira, bütünlük kaybına uğrayan gazın açık alanda homojen bir şekilde BB oluşturması hava koşulları, ortam sıkışıklık geometrisi, yakıt reaktivitesi gibi parametreler tarafından baskın bir şekilde etkilenmektedir. Bu sebeple ne kadarlık bir BB kütesinin patlamaya katkı sunacağı, hasarın en önemli parametresi olan DDT olayının meydana getireceği aşırıbasınç değerlerindeki belirsizlikler BBP riskinin tam ve net bir şekilde tahmin edilebilmesini imkânsız hale getirmektedir. SAM-y yaklaşımı basınç altında sıvılaştırılan gazların meydana getireceği BBP riskinin detaylı analiz edilebilmesi ve insan, işletme ve çevre üçgeninde sürdürülebilirliğin (Şekil 73) güvenli bir şekilde sağlanabilmesi adına ortaya atılan güncel bir risk değerlendirme prosedürüdür.



Şekil 73. SAM-y Paydaşları

Fakat hem insani hem kanuni hem de tesisin sürdürülebilirliğini sağlama adına yapılması gereken güvenilirlik analizleri için LPG türü (Propan, N-bütan, mix.) gazların oluşturması muhtemel BBP riskinin kantitatif yolla değerlendirilebilmesi gerekmektedir. Bu kapsamda oluşturulan SAM-y çalışmasını ön plana çıkaran hususlar şunlardır.

- BBP riski bütünlük kaybı senaryoları ve BB kütle tahminlerinin, tesis dizayn kapasitesi ve parametrelerine dayanan somut senaryolar üzerinden oluşturulması
- BBP mekanizmasını doğrudan etkileyen tesis sıklık geometrisi, yakıt reaktivitesi gibi parametreleri ön plana çıkartan bir patlama metodolojisi
- ALOHA ve MARPLOT haritalama yazılımı entegrasyonu ile, teorik olarak hesaplanması güç ve ciddi uzmanlık gerektiren analizlerin tesis koordinatlarına ve atmosferik parametrelere uygun şekilde analiz edilmesi
- SAM-y yaklaşımının BBP riski haricinde yangın ve toksik yayılım gibi endüstriyel iş kazası risklerini değerlendirebilme kapasitesine sahip bir sistematik içermesi
- BBP senaryoları sonucunda elde edilen hasar parametrelerinin probit fonksiyonları yardımıyla ekipman, yapı ve insan üzerine etkilerinin bilimsel yöntemlerle ispat edilebilmesi ve tesis için planlanması gereken düzeltici-önleyici aksiyonların alınması için ihtiyaç duyulan finansal yatırımların gerekliliği adına itici bir güç olması
- Tesis sınırları ve dışında olası bir Propan buhar bulutu tutuşmasına sebebiyet verebilecek tutuşturucu kaynakların bertarafı, acil durumlara yerinde ve zamanında müdahale edebilmek için tesis tespit ve izolasyon kapasitesinin artırılması adına yapılacak proaktif çalışmalar için fikir vermesi
- Tesisin elleçlediği kimyasal miktarına göre yerine getirmesi gereken kanuni yükümlülüklerin (PKD, GR, BKÖP) bilimsel açıdan ispat edilebilir şekilde ortaya koyulması ve söz konusu riskin tesise özgü bir şekilde analiz edilmesi.
- Sızıntı kesit alanı, sızıntı süresi, patlamaya katkı sunan BB kütle tahmini, deflagrasyon ve detonasyon sınırı gibi belirsizlikler için mantıklı yaklaşımlar içermesi

Ayrıca DDT olayının açık alanda gerçekleşmesi için ne kadarlık bir BB kütle ihtiyacı var sorusu kimyasal proses emniyeti literatüründe hala cevabı netleşmemiş bir konudur. Zira yapılan deneysel çalışmalar 500 kg'a kadar tüm gaz patlaması deneylerinde yüksek aşırı basınçların oluşmasının mümkün olduğu yönündedir, fakat bu denemelerin kapalı ortamlarda yapılmış olması, açık alan BBP'nin analizinde BB kütle belirsizliklerini beraberinde getirmektedir. SAM-y çalışmasında 400 kg üzeri LPG BB kütle tahmini eşik değeri olarak belirlenmesi sadece tesise, kimyasala ve senaryolara özgü hipotetik yaklaşımlardan kaynaklanmaktadır. Gerçekte, hava ile sürekli seyreltilen bir BB kütle tahmini bu varsayımın çok üzerinde olacağı düşünülmektedir. Fakat bu BB kütle tahmini, konservatif alanda kalma adına yeterli olacağı kanaat getirilmiştir.

Çalışma; buhar bulutu patlamalarının sonuçlarını doğrudan etkileyen belirsizliklerin sistematik, bütüncül ve koruyucu bakış açısı ile analiz edildiği güncel bir “Sonuç Analizi Modelleme” prosedürü içermektedir. Güncellenen sonuç analizi modelleme yaklaşımı Ulusal literatürde ilk çalışma olmasının yanında, uluslararası kimyasal proses güvenliği literatüründe ALOHA yazılımı ve MARPLOT Haritalama yazılımlarının, standartlarda öngörülen teorik denklemlerle entegrasyonu sonucu ortaya atılan ve metodolojideki senaryo belirsizliklerini minimum düzeye indiren ilk sistematik prosedür olması açısından da oldukça önemlidir. Ayrıca; kimyasal proses endüstrisinde teorik olarak değerlendirilen geleneksel yöntemlerden farklı olarak patlama mekanizmasını ve oluşturacağı hasarı doğrudan etkileyen meteorolojik şartlar, gaz salım süresi, salım kesit alanı, patlayıcı gaz kütlesi, parlamadan patlamaya geçiş (DDT) değerlendirmesi gibi önemli parametrelerin oluşturduğu belirsizlikler; tesis, çevre ve canlılar açısından ağır sonuçlara yol açan patlama riskinin tesise özgü ve kabul edilebilir şekilde değerlendirmesi açısından yönlendirici kılavuz niteliğindedir.

Sonuç analizi yaklaşımı; kimyasal tesislerde olası patlama hasarının tahmin edilebilmesi ve alınması gereken proaktif önlemlerin planlanabilmesi için ön değerlendirme niteliğinde olan önemli bir araçtır. Olası LPG bulutu patlaması sonrasında meydana gelebilecek hasarın önceden doğru şekilde tahmin edilebilmesi oldukça güçtür. Söz konusu hasar tahminleri, farklı bir bakış açısı için fikir vermenin yanında, tesisin bazı kanuni yükümlülükleri yerine getirmesi için hazırlamakla yükümlü olduğu dokümantasyonlarda (kantitatif risk değerlendirmesi, patlamadan korunma dokümanı, güvenlik raporu, büyük kaza önleme politika belgesi), patlama riskinin teorik olarak ispatlanabilmesi için kullanabilecek ön değerlendirme niteliğindedir. Bu sebeple, tesisin iyileştirme ve güçlendirme için yapacağı yatırım planları için karar alma aşamasında daha ileri analiz ve metotlarla (hesaplamalı akışkanlar dinamiği, deneysel tabanlı çalışmalar vb.) desteklenmesi gerekmektedir. Yapısal çökme, majör ve minör yapısal hasar için kullanılan probit denklemleri tüm bina tiplerini aynı kategori içerisinde değerlendirdiğinden, farklı donatı ve fiziksel özelliklere sahip yapılar için genelleştirmek doğru bir yaklaşım değildir. Ayrıca; hasar parametrelerinin tahmini için kullanılan ampirik-tabanlı Baker-Strehlow-Tang (BST) metodu sıkışıklık geometrisi, yakıt reaktivitesi, alev hızı varsayımları sebebiyle temelde bazı belirsizlikleri beraberinde getirmektedir. Kullandığı varsayımların koruyucu yaklaşım sunması (en

kötü durum senaryosuna göre) uluslararası literatürde ve raporlarda bu metoda atıf yapılmasının en belirgin göstergesidir. Güncellenmiş sonuç analizi yaklaşımının en önemli çıktısı; olası patlamanın etkilerini yaklaşık olarak tahmin edebilmek ve gerekli proaktif önlemleri alarak zarar görebilirlik seviyesini en aza indirmektir. Bu çalışma; kimyasal proses endüstrisinde faaliyet gösteren işletmelerin hem tesisin sürdürülebilirliği hem de kanuni olarak hazırlamakla yükümlü oldukları kantitatif risk değerlendirmeleri için bir kılavuz niteliğindedir. ALOHA ve MARPLOT haritalama yazılımlarının birlikte kullanıldığı bu sonuç analizi çalışması, teorik ve ampirik yaklaşımları sunmasının yanında, uluslararası kimyasal proses endüstrisindeki öncü firmaların güncel tecrübelerini içermesi açısından da oldukça önemlidir (sızıntı kesit alanı tanımlanması için geometrik ortalama çap yaklaşımı). RKDS-1 (çok küçük sızıntı delik çapı: 1,7 mm), RKDS-2 (küçük sızıntı delik çapı: 5,5 mm) ve RKDS-3 (orta sızıntı delik çapı: 22,4 mm) senaryoları için tanımlanan sızıntı çapları; “BS-EN 60079/10-1-2020: Patlayıcı Gaz Ortamların Sınıflandırılması” standardında öngörülen tali(ikincil) sızıntı kesit alanları ile hemen hemen aynıdır. Bu çalışmada öngörülen sistematik sonuç analizi senaryolarının ayrıca, kimyasal prosesleri içeren tesislerin hazırlamakla yükümlü olduğu “Patlamadan Korunma Dokümanı” kapsamında ele alınmasının faydalı olacağı düşünülmektedir. Çalışmada önerilen sonuç analizi metodu sayesinde; “Çalışanların Patlayıcı Ortamların Tehlikelerinden Korunması Hakkında Yönetmelik” Madde 6’da belirtilen “olabilecek patlamanın etkisinin büyüklüğünün değerlendirilmesi” bilimsel ve sistematik açıdan ele alınmış olacaktır. Ayrıca; çalışma kapsamında elde edilen sonuçlar, seçilen tesis için aşağıdaki iyileştirme aksiyonlarının alınmasının yanında, tesis üst yönetimi ve resmi denetim makamları tarafından güvenli işletme yeterliliğini sağladığı konusunda fikir birliği oluşmasına katkı sunmuştur.

SAM-y çalışmasında elde edilen sonuçlara göre, senaryo edilen BB miktarları 180 m^3 kapasiteli Propan depolama tankı içerisinde bulunan kimyasal miktarının oldukça altındadır. Zira, sıvı fazdaki yoğunluğu 550 kg/m^3 olan Propan kimyasalı için 180 m^3 ’lük bir tankta bulunabilecek kimyasal miktarı %85 doluluk oranı üzerinden kabaca 84 ton civarındadır. Bu durumda, senaryo edilen BB kütleleri 1 depolama tankı içeriğinin %50’ den daha azdır. Elde edilen aşırıbasınç etki mesafeleri ile karşılaştırıldığında, tesis etrafındaki ve içindeki canlı, ekipman ve yapılar zarar görebilirlik açısından risk altındadır. Bu sebeple, Propanın olası bir bütünlük kaybına

uğramaması için tesis genelinde her türlü proaktif önlemin alınması zaruriyet arz etmektedir. Özellikle, manuel operatör kontrolünden ziyade birbirinden bağımsız denetlenebilir tesis tespit ve izolasyon ekipmanlarının dizaynı (dedektör, alev tutucu vb.) noktasında ekstra önlemlerin alınması özellikle basınç altında sıvılaştırılan gazları depolayan veya kullanan işletmeler açısından büyük önem arz etmektedir.

7.1 Tesis Düzeni ve Ex-proof Ekipman Dizaynı

Bu çalışmanın, tesis kurulum süreçlerinde, SAM-y kapsamında tanımlanan potansiyel (buhar bulutu) BB senaryoları sonucunda elde edilen tehdit mesafeleri ve yaşamsal alanlar üzerinde ne derece risk oluşturabileceği konusunda proaktif bir bakış açısı geliştirilmesine katkı sunacağı düşünülmektedir. Ayrıca, Olası bir gaz dispersiyonunda gazın hava ile hızlıca seyreltilebilmesi için doğal ventilasyondan daha fazla faydalanma, tank çiftliklerinin konumu ve kurulum geometrileri, dispersiyon parametrelerine(rüzgâr yönü, hızı vb.) bağlı gaz bulutunun hangi yöne doğru ilerleyebileceği ve bu noktalardaki tutuşturucu kaynakların bertarafı, yaşamsal alanların konumları gibi tesis ve çevresi için faydalı ön değerlendirmelerin yapılabilmesine imkân tanır. Ayrıca; olası gaz dispersiyonu durumunda Propan gazı buhar bulutunun tutuşmasını engelleyici alev sızdırmaz ekipman dizaynı, sonuç analizi senaryoları göz önünde bulundurularak hazırlanacak “patlamadan korunma dokümanı” çerçevesinde ele alınmalıdır. Bu sayede, gazın alt patlama limitine ulaştığı noktalar, gazın dispersiyon yönü ve hızına bağlı dedektör lokasyonlarının ve mesafelerinin belirlenebilmesi için faydalı bir değerlendirme imkânı sunar. (2G ekipman >T3 sıcaklık sınıfı)

7.2 Dahili ve Harici Acil Durum Eylem Planları

LPG dolum tesisi acil durum eylem planlarında öngörülen acil durum senaryoları, sonuç analizinde ele alınan en kötü durum senaryoları kapsamında değerlendirilebilir. Olası bir patlama veya patlamayı takip eden yangın olayı için sonuç analizi senaryoları kapsamında elde edilen tehdit mesafeleri göz önünde bulundurularak, dahili-harici kaynakların müdahale mesafeleri belirlenebilir ve acil durum müdahale yöntemleri konusunda daha bilimsel ve somut bir yaklaşım oluşmasına katkı sunacaktır.

7.3 Tesis Tespit ve İzleme Seviyesi

Tank çiftliği bölgesinde gaz algılayıcı (dedektör) sistemlerin olası bir gaz dispersiyonunu etkileyen meteorolojik şartlarında hesaba katılarak PLC(Programlanabilir Mantıksal Denetleyici) ile sürekli izlenebilir şekilde olması ve otomatik durdurma sistemlerini içeren dahili acil durum eylem planının güçlendirilmesi sağlanabilir.

Bu tez çalışması Marmara Üniversitesi Bilimsel Araştırma Projeleri Komisyonu (Proje ID: 1811, Proje Kodu: FEN-C-DRP-110718-0400) tarafından desteklenmiştir. Yazar Marmara Üniversitesi BAPKO birimine teşekkür eder.



KAYNAKÇA

1. KPMG Türkiye(2020), Kimya sektörüne genel bakış: 2020 Projeksiyonu, Türk Kimya Sektörü, Türkiye
2. Petersen D., 1978, Techniques of Safety Management, 2st Edition, McGraw-Hill, New York, USA
3. Crowl D.A., Louvar J.F.,2002, Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications, 2st Edition, Prantice Hall PTR, New Jersey, USA
4. Carol, S., Vilchez, J. A., & Casal, J. (2002). Study of the severity of industrial accidents with hazardous substances by historical analysis. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 15(6), 517-524.
5. Sonmez G., Avdan Z.Y., (2020) Major Industrial Accidents and Their Environmental Impacts, The 2nd International Disaster&Resilience Congress,13-15 October, Eskişehir Technical University, Turkey
6. Visentin, S. (2006). Lessons Learned From Industrial Chemical Accidents: Italian And International Initiatives. In Chemicals as Intentional and Accidental Global Environmental Threats (pp. 29-44). Springer, Dordrecht.
7. T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, 2018, SEVESO II Direktifinin Uygulama Kapasitesinin Arttırılması için Teknik Yardım Projesi, Büyük Endüstriyel Kaza Risklerinin Azaltılması(BEKRA), İşletmeciler için Rehber,
8. Mannan S., 2005, Lee's Loss Prevention in the Process Industries: Hazard Identification, Assessment and Control, Volume 1, 3st Edition, Elsevier Inc., USA
9. Kletz, T., & Amyotte, P. (2019). What went wrong?: case histories of process plant disasters and how they could have been avoided. Butterworth-Heinemann.
10. <https://medyabar.com/haber/4946636/hendekte-patlama40> patlama çevre köylerdeki _evlerde bile hasar oluşturdu, Güncelleme Tarihi:03 Temmuz 2020, Erişim Tarihi: 04.01.2021
11. Kletz T., 1999, What Went Wrong? Case Histories of Process Plant Disasters, 4st Edition, Elsevier, Houston, USA
12. Bilim, S., & BAKANLIĞI, S. V. T. (2018). Kimya Sektörü Raporu.
13. Çetinyokuş, S. (2017). Patlama, yangın ve toksik yayılım fiziksel etki alanının belirlenmesi. Pamukkale Üniversitesi Mühendislik Bilimleri Dergisi, 23(7), 845-853.

14. TMMOB Kimya Mühendisleri Odası İstanbul Şubesi, 2020, Endüstriyel Yangınlar ve Patlamalar 2020 Yılı Raporu, Türkiye
15. Girgin S., <https://teknolojikkazalar.org/list/accident>, Erişim tarihi: 26.01.2023
16. Mihailidou K. E., Antoniadis D.K., Assael J.M.,(2008). The 319 Major Industrial Accidents Since 1917. *International Review of Chemical Engineering*, 4(6), 529-540
17. Campedel M. (2008), Analysis of Major Industrial Accidents Triggered by Natural Events Reported In the Principal Available Chemical Accident Databases, EUR 23391 EN, JRC Scientific and Technical Reports, Bologna, Italy
18. McKinnon R.C. 2012, Safety Management; Near Miss Identification, Recognition and Investigation, 2st Edition, CRC Press Taylor&Francis Group, New york, USA
19. Shanon, H. S., & Manning, D. P. (1980). Differences between lost-time and non-lost-time industrial accidents. *Journal of Occupational Accidents*, 2(4), 265-272.
20. Anderson, M., & Denkl, M. (2010, April). The Heinrich accident triangle—too simplistic a model for HSE management in the 21st century?. In SPE International Conference on Health, Safety and Environment in Oil and Gas Exploration and Production. OnePetro.
21. Al- Qurashi, F., Sharma, G., Rogers, W. J., & Mannan, M. S. (2001). Application of relational chemical process safety databases for lowering mean failure rates. *Process Safety Progress*, 20(4), 280-285.
22. Bagster D.F., Schubach S.A, (1996). The prediction of jet-fire dimensions. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 9, 241-245
23. Fay J.A. (2006). Model of large pool fires, *Journal of Hazardous Materials*, 136, 219-232
24. Mercx W.P.M., Van der Berg A.C. Hayhurst C.J. Robertson N.J., Moran K.C., (2000). Developments in vapor cloud explosion blast modeling. *Journal of Hazardous Materials*, 71(1-3), 301-319
25. Carol S., Vilchez J.A., Casal J.,(2001), A new Approach to the estimation of the probable number of fatalities in accidental explosions, *Safety Science*, 39(3), 205-217
26. Sellami I., Nait-Said R., Chetehouna K. Izarra C., Zidani F.,(2018), Quantitative consequence analysis using Sedov-Taylor blast wave model. Part II Case study in an Algerian gas industry, *Process Safety and Environmental Protection*, 116, 771-779
27. Zhang Q., Zhou G., Hu Y., Wang S., Sun B., Yin W., Guo F., (2019), Risk evaluation and analysis of a gas tank explosion based on a vapor cloud explosion model: A case study, 101, 22-35

28. Ahumada B.C., Papadakis-Wood F.L., Krishnan P., Yuan S., Quddus N., Mannan M.S., Wang Q. (2020), Comparison of explosion models for detonation onset estimation in large-scale unconfined vapor clouds. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 66, 104165.
29. Ustolin F., Tolias C.I., Giannissi G.S., Venetsanos G.A., Paltrinieri N.,(2022) . A CFD analysis of liquefied gas vessel explosions, *Process Safety and Environmental Protection*, 159, 61-75
30. Raman R., Grillo P., (2005). Minimizing Uncertainty in Vapor Cloud Explosion Modelling. *Process Safety and Environmental Protection*, 83(4), 298-306
31. Júnior A. H., Oliveira C.R., Fiates J.,(2022) Numerical experimental design application in consequence analysis of ammonia leakage, *Chemical Engineering Journal Advances*, 11, 100327
32. Jinlong M., Hongbing J., Zhitao C., Wenli X., Lingbo Z., (2021), Study of situation deduction of a domino accident caused by overpressure in LPG storage tank area, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 72, 104525
33. Bariha N., Ojha D.K., Srivastava V.C., Mishra I.M., (2022). Fire and risk analysis during loading and unloading operation in liquified petroleum gas bottling plant, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 81, 104928
34. Pole Y., Cheng T., (2021). Application of CFD model in an LPG Tank explosion Accident, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 69, 104367
35. Hou S., Wang Z., Jing M., Zhang Y., Zhang B. (2022), The potential for deflagration to detonation (DDT)-Lessons from LPG tanker transportation accident, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 80, 104902
36. Xianzhao S., Jing Z., Dan Z., Lifeng X., Bin L.,(2021) Dispersion and explosion characteristics of unconfined detonable aerosol and its consequence analysis to humans and buildings, *Process Safety and Environmental Protection*, 152, 66-82
37. Hu Q., Qian X., Shen X., Zhang Q., Ma C., Pang L. Liang Y., Feng H., Yuan M., (2022). Investigations on vapor cloud explosion hazards and critical safe reserves of LPG Tanks, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 80, 104904
38. Hyatt N., 2004, Guidelines for process hazard analysis(PHA, HAZOP) Hazards identification and risk analysis, 1st Edition, CRC Dyadem Press, Canada
39. Engineering ToolBox, (2009). LPG - Liquefied Petroleum Gas. [online] Available at:https://www.engineeringtoolbox.com/liquefied-petroleum-gas-lpg-d_1091.html [Accessed Date: 10.08.2022].
40. Haghi A.K., Pogliani L., Balköse D.,2018. Applied Chemistry and Chemical Engineering: Principles, Methodology, and Evaluation Methods, Editors. CRC Press Taylor&Francis Group, USA

41. Cox, A. W., Lees, F. P., & Ang, M. L. (1990). Classification of hazardous locations. IChemE.
42. Gallant R.W., Railey J. M., 2005, Physical Properties of Hydrocarbons, Volume 1, 2st Edition, Gulf Company, Houston, USA
43. Yaws L.C., 2000, Chemical Properties Handbook, 1st Edition, McGraw-Hill, Texas, USA
44. Ma T., 2015, Ignitability and explosibility of gas and vapors, Springer, Oklahoma State University, USA
45. Le Chatelier, H. (1891). Estimation of firedamp by flammability limits. Annals of Mines, 19(8), 388-395.
46. Zabetakis, M. G. (1965). Flammability characteristics of combustible gases and vapors. Bureau of Mines Washington DC.
47. Zabetakis, M. G., Lambiris, S., & Scott, G. S. (1959). 7th symposium (Int.) on combustion.
48. Martel, B. Guide d'Analyse du Risque Chimique. Dunod, Paris, 1997
49. Satyanarayana, K., & Rao, P. G. (1992). Improved equation to estimate flash points of organic compounds. Journal of Hazardous materials, 32(1), 81-85.
50. Gharagheizi, F. (2011). An accurate model for prediction of autoignition temperature of pure compounds. Journal of hazardous materials, 189(1-2), 211-221.
51. Bosschaart, K. J., & De Goey, L. P. H. (2004). The laminar burning velocity of flames propagating in mixtures of hydrocarbons and air measured with the heat flux method. Combustion and Flame, 136(3), 261-269.
52. Benintendi, R. (Ed.). (2021). Process safety calculations. Elsevier.
53. Senecal, J. A., & Beaulieu, P. A. (1998). KG: new data and analysis. Process Safety Progress, 17(1), 9-15.
54. Joedicke, A., Peters, N., & Mansour, M. (2005). The stabilization mechanism and structure of turbulent hydrocarbon lifted flames. Proceedings of the Combustion Institute, 30(1), 901-909.
55. Smith, R. W., Edwards, H. E., & Brinkley, S. R. (1953). The Thermodynamics of Combustion Gases: Temperatures of Methane-Air and Propane-Air Flames at Atmospheric Pressure (Vol. 4938). US Department of the Interior, Bureau of Mines.
56. Kinney, G. F., & Graham, K. I. (1985). Explosive Shocks in air, Poringer-Verlag Berlin Heidelberg. New York Tokyo.

57. Zhang, B., & Liu, H. (2019). Theoretical prediction model and experimental investigation of detonation limits in combustible gaseous mixtures. *Fuel*, 258, 116132.
58. Gómez-Mares, M., Muñoz, M., & Casal, J. (2010). Radiant heat from propane jet fires. *Experimental thermal and fluid science*, 34(3), 323-329.
59. Levenspiel, O. (1984). Introduction to Heat Exchangers. In *Engineering Flow and Heat Exchange* (231-237). Springer, Boston, MA.
60. Miranda, J. T., Camacho, E. M., Formoso, J. F., & García, J. D. D. R. (2013). Comparative study of the methodologies based on Standard UNE 60079/10/1 and computational fluid dynamics (CFD) to determine zonal reach of gas-generated Atex explosive atmospheres. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 26(4), 839-850.
61. Assael, M. J., & Kakosimos, K. E. (2010). Fires, explosions, and toxic gas dispersions: effects calculation and risk analysis. CRC Press.
62. Casal, J. (2017). Evaluation of the effects and consequences of major accidents in industrial plants. Elsevier.
63. Bozek, A. (2017, September). Application of IEC 60079-10-2.0 for hazardous area classification. In *2017 Petroleum and Chemical Industry Technical Conference (PCIC)* (451-460). IEEE.
64. McLemore, A. J., Tyner, J. S., Yoder, D. C., & Buchanan, J. R. (2013). Discharge coefficients for orifices cut into round pipes. *Journal of irrigation and drainage engineering*, 139(11), 947-954.
65. Green, D. W., & Southard, M. Z. (2019). Perry's chemical engineers' handbook. McGraw-Hill Education.
66. Ryan, N. W., & Johnson, M. M. (1959). Transition from laminar to turbulent flow in pipes. *AIChE Journal*, 5(4), 433-435.
67. Johansen, F. C. (1930). Flow through pipe orifices at low Reynolds numbers. *Proceedings of the royal society of London. series A, containing Papers of a Mathematical and Physical character*, 126(801), 231-245.
68. Bird, R. B. (2002). Transport phenomena. *Appl. Mech. Rev.*, 55(1), R1-R4.
69. Rankin, G. W., Sridhar, K., Arulraja, M., & Kumar, K. R. (1983). An experimental investigation of laminar axisymmetric submerged jets. *Journal of Fluid Mechanics*, 133, 217-231.
70. Mercx, W. P. M., & Van den Berg, A. C. (1997). Methods for the Calculation of Physical Effects (the Yellow book). TNO, The Netherlands.

71. Montiel, H., Vílchez, J. A., Casal, J., & Arnaldos, J. (1998). Mathematical modelling of accidental gas releases. *Journal of Hazardous Materials*, 59(2-3), 211-233.
72. Abbasi, T., Pasman, H. J., & Abbasi, S. A. (2010). A scheme for the classification of explosions in the chemical process industry. *Journal of hazardous materials*, 174(1-3), 270-280.
73. Strehlow, R. A., & Baker, W. E. (1976). The characterization and evaluation of accidental explosions. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2(1), 27-60.
74. Lenoir, E. M., & Davenport, J. A. (1993). A survey of vapor cloud explosions: second update. *Process Safety Progress*, 12(1), 12-33.
75. Rijnsdorp, J. E., Pikaar, R. N., & Lenior, T. M. J. (1984). Process control and organization. *IFAC Proceedings Volumes*, 17(2), 2627-2633.
76. Rasbash, D. J. (1986). Quantification of explosion parameters for combustible fuel-air mixtures. *Fire Safety Journal*, 11(1-2), 113-125.
77. Chengzao, J., Zheng, M., & Zhang, Y. (2012). Unconventional hydrocarbon resources in China and the prospect of exploration and development. *Petroleum Exploration and Development*, 39(2), 139-146.
78. Wang, Z., Jiao, F., Cao, X., Jiang, K., Ma, S., & Yin, Z. (2020). Mechanisms of vapor cloud explosion and its chain reaction induced by an explosion venting flame. *Process Safety and Environmental Protection*, 141, 18-27.
79. Garrison, W. G. (1986). One Hundred Largest Losses—A Thirty-Year Review of Property Damage Losses in the Hydrocarbon. Chemical Industries, 9th ed., M & M Protection Consultants, Chicago, Ill., USA.
80. Lewis, D. J. (1980). Unconfined vapour-cloud explosions—Historical perspective and predictive method based on incident records. *Progress in Energy and Combustion science*, 6(2), 151-165.
81. Baram, M., Lindøe, P., Lindoe, P., Baram, M., & Renn, O. (2014). Modes of risk regulation for prevention of major industrial accidents. *Risk governance of offshore oil and gas operations*, 34-55.
82. Lewis, D. J. (1980). Unconfined vapour-cloud explosions—Historical perspective and predictive method based on incident records. *Progress in Energy and Combustion science*, 6(2), 151-165.
83. Deshaies, B., & Leyer, J. C. (1981). Flow field induced by unconfined spherical accelerating flames. *Combustion and flame*, 40, 141-153.
84. Leyer, J. C. (1982). An experimental study of pressure fields by exploding cylindrical clouds. *Combustion and Flame*, 48, 251-263.

85. Desbordes, D., Manson, N., & Brossard, J. (1978). Atmospheric Explosion Of Spherical Unconfined Charges Of Reactive Gaseous Mixtures. *Acta Astronautica*, 5(11-1), 1009-1026.
86. Schneider, H., & Pfortner, H. (1981). PNP-Immediate Security Program. Research program "Process gas release-explosion in the gas factory and effects of pressure waves on containment": Flame and pressure wave propagation in the Deflagration of hydrogen/air mixtures II (No. INIS-DE--21M0662). Fraunhofer-Gesellschaft.
87. Bull, D. C. (1992). Review of large- scale explosion experiments. *Plant/Operations Progress*, 11(1), 33-40.
88. Van Wingerden, C. J. M., & Zeeuwen, J. P. (1983). On the role of acoustically driven flame instabilities in vented gas explosions and their elimination. *Combustion and Flame*, 51, 109-111.
89. Bradley, D., Chamberlain, G. A., & Drysdale, D. D. (2012). Large vapour cloud explosions, with particular reference to that at Buncefield. *Philosophical Transactions of the Royal Society A: Mathematical, Physical and Engineering Sciences*, 370(1960), 544-566.
90. Eisenberg, N. A., Lynch, C. J., & Breeding, R. J. (1975). Vulnerability model. A simulation system for assessing damage resulting from marine spills. *Enviro control inc rockville md*.
91. Crowl, D. A. (1992). Calculating the energy of explosion using thermodynamic availability. *Journal of loss prevention in the process industries*, 5(2), 109-118
92. Kinney, G. F., & Graham, K. J. (1985). *Thermodynamics of Explosions*. In *Explosive Shocks in Air* (pp. 18-34). Springer, Berlin, Heidelberg.
93. Lees, F. (2012). *Lees' Loss prevention in the process industries: Hazard identification, assessment and control*. Butterworth-Heinemann.
94. Kinney, G. F. (1955). *Tables for quasi-exponential decay of explosive shock in air*. Monterey, California. Naval Postgraduate School.
95. O'keeffe, M., & Moore, W. J. (1962). Thermodynamics of the formation and migration of defects in cuprous oxide. *The Journal of Chemical Physics*, 36(11), 3009-3013.
96. Crowl, D. A. (1992). Calculating the energy of explosion using thermodynamic availability. *Journal of loss prevention in the process industries*, 5(2), 109-118.
97. Keenan, J. H. (1951). Availability and irreversibility in thermodynamics. *British Journal of Applied Physics*, 2(7), 183.
98. Vogler, T. C., & Weissman, W. (1988). Thermodynamic availability analysis for maximizing a system's efficiency. *Chem. Eng. Prog.;*(United States), 84(3).

99. Crawl, D. A. (2010). Understanding explosions. John Wiley & Sons.
100. Brode, H. L. (1959). Blast wave from a spherical charge. *The Physics of Fluids*, 2(2), 217-229.
101. Baker, W. E., Cox, P. A., Kulesz, J. J., Strehlow, R. A., & Westine, P. S. (2012). *Explosion hazards and evaluation*. Elsevier
102. Gottlieb, J. J. (1986). Book Review: *Explosive Shocks in Air*, by Gilbert F. Kinney and Kenneth J. Graham. *AIAA Journal*, 24(6), 1055-1056.
103. Granovsky, E. A., Lyfar, V. A., & Vasilyuk, E. V. (1999). Industrial Accident Modelling: Consequences and Risk. In *Prevention of Hazardous Fires and Explosions* (pp. 183-197). Springer, Dordrecht.
104. Yang, S., Sun, W., Fang, Q., Yang, Y., Xia, C., & Bao, Q. (2022). Investigation of a practical load model for a natural gas explosion in an unconfined space. *Journal of Safety Science and Resilience*.
105. Bjerketvedt, D., Bakke, J. R., & Van Wingerden, K. (1997). Gas explosion handbook. *Journal of hazardous materials*, 52(1), 1-150.
106. Trbojevic, V. M. (2005). Risk criteria in EU. *Risk*, 10(5), 1945-1952.
107. Gelfand, B. E., Khomik, S. V., Bartenev, A. M., Medvedev, S. P., Grönig, H., & Olivier, H. (2000). Detonation and deflagration initiation at the focusing of shock waves in combustible gaseous mixture. *Shock Waves*, 10(3), 197-204.
108. Bull, D. C., Elsworth, J. E., & Hooper, G. (1980). Initiation of spherical detonation in hydrocarbon/air mixtures. In *Gas dynamics of Explosions and Reactive Systems* (pp. 997-1008). Pergamon.
109. Pierorazio, A. (2016). Lessons learned from an incident at a cryogenic gas processing facility. *Process Safety Progress*, 35(2), 143-148.
110. Frolov, S. M. (2008). Fast deflagration-to-detonation transition. *Russian Journal of Physical Chemistry B*, 2(3), 442-455.
111. Brailovsky, I., & Sivashinsky, G. I. (2000). Hydraulic resistance as a mechanism for deflagration-to-detonation transition. *Combustion and flame*, 122(4), 492-499.
112. Hou, S., Liu, Y., Wang, Z., Jing, M., Zhang, Y., & Zhang, B. (2022). The potential for deflagration to detonation transition (DDT)-Lessons from LPG tanker transportation accident. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 80, 104902.
113. Chamberlain, G., Oran, E., & Pekalski, A. (2019). An analysis of severe vapour cloud explosions and detonations in the process industries. *Chemical Engineering Transactions*, 77, 853-858.

- 114.Board, B. M. I. I. (2007). Recommendations on the design and operation of fuel storage sites.
- 115.Suardin, J. A., McPhate Jr, A. J., Sipkema, A., Childs, M., & Mannan, M. S. (2009). Fire and explosion assessment on oil and gas floating production storage offloading (FPSO): an effective screening and comparison tool. *Process safety and environmental protection*, 87(3), 147-160.
- 116.Zhu, Y., Wang, D., Shao, Z., Zhu, X., Xu, C., & Zhang, Y. (2020). Investigation on the overpressure of methane-air mixture gas explosions in straight large-scale tunnels. *Process Safety and Environmental Protection*, 135, 101-112.
- 117.Zhou, Y., Li, Y., Jiang, H., Huang, L., Zhang, K., & Gao, W. (2021). Experimental study on unconfined methane explosion: Explosion characteristics and overpressure prediction method. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 69, 104377.
118. Rock, J., Maurer, A., & Pereira, N. (2005). Coming of age for low-density explosives
- 119.Köse S.,(2019) Patlama Yüğü Altındaki Çelik Plakaların Patlama Parametrelerine Bağlı Dinamik Davranışının İncelenmesi, Master Tezi, İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, 22-29
120. Held, M. (1983). Blast waves in free air. *Propellants, Explosives, Pyrotechnics*, 8(1), 1-7.
121. Tang, M. J., & Baker, Q. A. (1999). A new set of blast curves from vapor cloud explosion. *Process Safety Progress*, 18(4), 235-240.
122. Lea, C. J. (2002). A Review of the State-of-the-Art in Gas Explosion Modelling HSL/2002/02.
123. Crowl, D. A., & Louvar, J. F. (2001). *Chemical process safety: fundamentals with applications*. Pearson Education.
124. Eckhoff, R. K. (2002). Minimum ignition energy (MIE)—a basic ignition sensitivity parameter in design of intrinsically safe electrical apparatus for explosive dust clouds. *Journal of Loss Prevention in the process industries*, 15(4), 305-310.
125. Cox, A. W., Lees, F. P., & Ang, M. L. (1990). Classification of hazardous locations. IChemE.
126. Jespen, T. (2016). *ATEX—Explosive Atmospheres*. Springer Series in Reliability Engineering.
127. Chatrathi, K., & Going, J. (1996). Pipe and duct deflagrations associated with incinerators. *Process Safety Progress*, 15(4), 237-246.

128. Li, D., Zhang, Q., Ma, Q., Shen, S., Chen, J., & Ren, S. (2016). Influence of built-in obstacles on unconfined vapor cloud explosion. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 43, 449-456.
129. Pierorazio, A. J., Thomas, J. K., Baker, Q. A., & Ketchum, D. E. (2005). An update to the Baker–Strehlow–Tang vapor cloud explosion prediction methodology flame speed table. *Process Safety Progress*, 24(1), 59-65
130. Hanna, S. R., & Britter, R. E. (2010). *Wind flow and vapor cloud dispersion at industrial and urban sites*. John Wiley & Sons.
131. Marigo, M. (2022). *Guida alla classificazione atex*. Wolters Kluwer Italia.
132. Britter, R. E. (1989). Atmospheric dispersion of dense gases. *Annual review of fluid mechanics*, 21(1), 317-344.
133. Blackmore, D. R., Herman, M. N., & Woodward, J. L. (1982). Heavy gas dispersion models. *Journal of Hazardous Materials*, 6(1-2), 107-128.
134. Sathe, A., Mann, J., Barlas, T., Bierbooms, W. A. A. M., & Van Bussel, G. J. W. (2013). Influence of atmospheric stability on wind turbine loads. *Wind Energy*, 16(7), 1013-1032.
135. Nakajima, K., Yamanaka, T., Ooka, R., Kikumoto, H., & Sugawara, H. (2020). Observational assessment of applicability of pasquill stability class in urban areas for detection of neutrally stratified wind profiles. *Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics*, 206, 104337.
136. Witlox, H. W. M. (1994). The HEGADAS model for ground-level heavy-gas dispersion—I. Steady-state model. *Atmospheric Environment*, 28(18), 2917-2932.
137. Eidsvik, K. J. (1980). A model for heavy gas dispersion in the atmosphere. *Atmospheric Environment* (1967), 14(7), 769-777.
138. Britter, R. E., & McQuaid, J. (1988). *Workshop on the Dispersion of Dense Gases*. Health and Safety Executive.
139. Witlox, H. W., Fernández, M., Harper, M., Oke, A., Stene, J., & Xu, Y. (2018). Verification and validation of Phast consequence models for accidental releases of toxic or flammable chemicals to the atmosphere. *Journal of loss prevention in the process industries*, 55, 457-470.
140. Turner, D. B. (1994). *Work Book of Atmospheric Dispersion Estimates' An Introduction to Dispersion Modeling*. V.
141. Hanna, S. (2020). Britter and McQuaid (B&M) 1988 workbook nomograms for dense gas modeling applied to the Jack Rabbit II chlorine release trials. *Atmospheric environment*, 232, 117539.

142. McQuaid, J. (1984). The box model of heavy gas dispersion: A useful and practical tool. *Journal of occupational accidents*, 6(4), 253-261.
143. Skinner, S. J. (1989). 6th international symposium on loss prevention and safety promotion in the process industries, held at Oslo, Norway, 19–22 June 1989. *Journal of Hazardous Materials*, 22(3), 415-416.
144. Luhar, A. K., & Britter, R. E. (1990). An application of Lagrangian stochastic modelling to dispersion during shoreline fumigation. *Atmospheric Environment. Part A. General Topics*, 24(4), 871-881.
145. Witlox, H. W. M., & McFarlane, K. (1994). Interfacing dispersion models in the HGSYSTEM hazard-assessment package. *Atmospheric Environment*, 28(18), 2947-2962.
146. Mohan, M., Panwar, T. S., & Singh, M. P. (1995). Development of dense gas dispersion model for emergency preparedness. *Atmospheric Environment*, 29(16), 2075-2087.
147. Markiewicz, M. T. (2006, November). Modelling of heavy gas atmospheric dispersion in Poland. In *Environmental Engineering: Proceedings of the 2nd National Congress on Environmental Engineering*, 4-8 September 2005 (p. 341). CRC Press.
148. Chettouh, S. (2009). *Modeles numériques pour l'évaluation des effets de l'incendie sur l'environnement atmosphérique Application des logiciels: FLUENT, ALOHA* (Doctoral dissertation, Université de Batna 2).
149. Havens, J. A., & Spicer, T. O. (1985). Development of an atmospheric dispersion model for heavier-than-air gas mixtures. Volume 3. DEGADIS user's manual. Final report, September 1980-May 1985 (No. AD-A-171524/2/XAB). Arkansas Univ., Fayetteville (USA). Dept. of Chemical Engineering.
150. Ermak, D. L. (1990). User's manual for SLAB: An atmospheric dispersion model for denser-than-air-releases (No. UCRL-MA-105607). Lawrence Livermore National Lab., CA (USA).
151. Jones, R., Lehr, W., Simecek-Beatty, D., & Reynolds, M. (2013). ALOHA®(Areal Locations of Hazardous Atmospheres) 5.4. 4: Technical Documentation.
152. Colenbrander, G. W., & Puttock, J. S. (1984). Maplin Sands experiments 1980: Interpretation and modelling of liquefied gas spills onto the sea. In *Atmospheric Dispersion of Heavy Gases and Small Particles* (pp. 277-295). Springer, Berlin, Heidelberg.
153. Puttock, J. S., Blackmore, D. R., & Colenbrander, G. W. (1982). Field experiments on dense gas dispersion. *Journal of Hazardous Materials*, 6(1-2), 13-41.
154. Mahrt, L., & Ek, M. (1984). The influence of atmospheric stability on potential evaporation. *Journal of Applied Meteorology and Climatology*, 23(2), 222-234.

155. Patal, P., & Sohani, N. (2015). Hazard evaluation using ALOHA tool in storage area of an oil refinery. *International Journal of Research in Engineering and Technology*, 4(12), 203-209.
156. Witlox, H. W. M., & Holt, A. (1999, September). A unified model for jet, heavy and passive dispersion including droplet rainout and re-evaporation. In *CCPS International Conference & Workshop on Modeling the Consequences of Accidental Releases of Hazardous Materials*. Sept (Vol. 28).
157. Van den Berg, A. C., & Lannoy, A. (1993). Methods for vapour cloud explosion blast modelling. *Journal of Hazardous Materials*, 34(2), 151-171.
158. Sharma, R. K., Gopalaswami, N., Gurjar, B. R., & Agrawal, R. (2020). Assessment of failure and consequences analysis of an accident: a case study. *Engineering failure analysis*, 109, 104192.
159. Zhou, S., Wang, Z., & Li, Q. (2021). A fusing NS with NN model for the consequence prediction of vapor cloud explosion. *Process Safety and Environmental Protection*, 149, 698-710.
160. Brasie, W. C., & Simpson, D. W. (1968). Guidelines for estimating explosion damage. *Loss Prevention*, 2, 91.
161. Panowicz, R., Konarzewski, M., Trypolin, M., Panowicz, R., & Trypolin, M. K. M. (2017). Analysis of criteria for determining a TNT equivalent. *Strojniški vestnik-Journal of Mechanical Engineering*, 63(11), 666-672.
162. Ding, Y., Zhang, X., Shi, Y., & Zhang, H. (2022). Prediction of far-field blast loads from large TNT-equivalent explosives on gabled frames. *Journal of Constructional Steel Research*, 190, 107120.
163. Edri, I. E., Grisaro, H. Y., & Yankelevsky, D. Z. (2019). TNT equivalency in an internal explosion event. *Journal of hazardous materials*, 374, 248-257.
164. Kaley, L. C. (2014). *API RP 581 Risk-Based Inspection Methodology- Documenting and Demonstrating the Thinning Probability of Failure Calculations*.
165. Alonso, F. D., Ferradás, E. G., Pérez, J. F. S., Aznar, A. M., Gimeno, J. R., & Alonso, J. M. (2006). Characteristic overpressure–impulse–distance curves for vapour cloud explosions using the TNO Multi-Energy model. *Journal of hazardous materials*, 137(2), 734-741.
166. Cavanagh, N. (2010). Recent advances in software for modelling the risks associated with gas explosions in congested spaces using the Multi Energy Method. In *13th International Symposium on Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industry*, June 6th–9th, Bruges, Belgium.
167. Van den Berg, A. C. (1985). The multi-energy method: a framework for vapour cloud explosion blast prediction. *Journal of Hazardous Materials*, 12(1), 1-10.

168. Van den Berg, A. C., & Eggen, J. B. M. M. (1996). GAME: Guidance for the Application of the Multi-Energy method. In 2nd International Specialist Meeting on Fuel-Air Explosions, Bergen, Norway, 27-28 June 1996. TNO.
169. Lobato, J., Rodríguez, J., Jiménez, C., Llanos, J., Nieto-Márquez, A., & Inarejos, A. (2009). Consequence analysis of an explosion by simple models: Texas refinery gasoline explosion case. *Afinidad*, 66(543).
170. Baker, Q. A., Doolittle, C. M., Fitzgerald, G. A., & Tang, M. J. (1998). Recent developments in the Baker- Strehlow VCE analysis methodology. *Process Safety Progress*, 17(4), 297-301.
171. Lee, S. Y., Watts, J., Saretto, S., Pal, S., Conrad, C., Woodward, R., & Santoro, R. (2004). Deflagration to detonation transition processes by turbulence-generating obstacles in pulse detonation engines. *Journal of Propulsion and Power*, 20(6), 1026-1036.
172. Baker, Q. A., Pierorazio, A. J., Woodward, J. L., & Tang, M. J. (2011). Update of CCPS book “guidelines to evaluating vapor cloud explosion, pressure vessel burst, BLEVE and flash fire hazards”. *Process Safety Progress*, 30(3), 296-300.
173. Lobato, J., Cañizares, P., Rodrigo, M. A., Sáez, C., & Linares, J. J. (2006). A comparison of hydrogen cloud explosion models and the study of the vulnerability of the damage caused by an explosion of H₂. *International journal of hydrogen energy*, 31(12), 1780-1790.
174. Ramsay, C. G., Bolsover, A. J., Jones, R. H., & Medland, W. G. (1994). Quantitative risk assessment applied to offshore process installations. Challenges after the piper alpha disaster. *Journal of loss prevention in the process industries*, 7(4), 317-330.
175. Kalantarnia, M., Khan, F., & Hawboldt, K. (2010). Modelling of BP Texas City refinery accident using dynamic risk assessment approach. *Process Safety and Environmental Protection*, 88(3), 191-199.
176. Makhtar, N. K., Zakaria, M. N., Parasuraman, B., & Ismail, A. R. Quantitative Risk Assessment on Onshore Gas Terminal Plant. *Journal of Occupational Safety and Health*.
177. Pitblado, R., Bain, B., Falck, A., Litland, K., & Spitzenberger, C. (2011). Frequency data and modification factors used in QRA studies. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 24(3), 249-258.
178. IOGP. (2019). Risk assessment data directory- Process release frequencies. The International Association of Oil and Gas Producers Report, 434.
179. Venart, J. E. S. (2004). Flixborough: the explosion and its aftermath. *Process Safety and Environmental Protection*, 82(2), 105-127.

180. Finney, D. J., & Stevens, W. L. (1948). A table for the calculation of working probits and weights in probit analysis. *Biometrika*, 35(1/2), 191-201.
181. Macey, S. M., & Brown, M. A. (1983). Residential energy conservation: The role of past experience in repetitive household behavior. *Environment and Behavior*, 15(2), 123-141.
182. Postelnicu, T. (2011). Probit analysis. In *International encyclopedia of statistical science* (pp. 1128-1131). Springer, Berlin, Heidelberg.
183. Strehlow, R. A., & Baker, W. E. (1976). The characterization and evaluation of accidental explosions. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2(1), 27-60.
184. Sławiński, G., Niezgoda, T., Barnat, W., & Wojtkowski, M. (2013). Numerical analysis of the influence of blast wave on human body. *Journal of KONES*, 20(3), 381-386.
185. Eisenberg, N. A., Lynch, C. J., & Breeding, R. J. (1975). Vulnerability model. A simulation system for assessing damage resulting from marine spills. Enviro control inc rockville md.
186. White, C. S. (1971). Nature of problems involved in estimating immediate casualties from nuclear explosions (No. CEX--71.1). Lovelace Foundation for Medical Education and Research.
187. Book, T. G. (1992). Methods for the determination of possible damage." Green Book".
188. Cormie, D., Mays, G., & Smith, P. (Eds.). (2009). Blast effects on buildings. Thomas Telford Publishing.
189. Stephens, J. E., & Yao, J. T. (1987). Damage assessment using response measurements. *Journal of Structural Engineering*, 113(4), 787-801.
190. Cozzani, V., & Salzano, E. (2004). Threshold values for domino effects caused by blast wave interaction with process equipment. *Journal of Loss Prevention in the process industries*, 17(6), 437-447.
191. Baalisampang, T., Abbassi, R., Garaniya, V., Khan, F., & Dadashzadeh, M. (2017). Fire impact assessment in FLNG processing facilities using Computational Fluid Dynamics (CFD). *Fire Safety Journal*, 92, 42-52.
192. Mannan, M. S. (2011). The Buncefield explosion and fire—lessons learned. *Process Safety Progress*, 30(2), 138-142.
193. Lewis, D. J., & Phipps, J. R. (1984). Direct liquid injection of liquid petroleum gas (No. US 4430978).

194. Fthenakis, V. M., Rohatgi, U. S., & Chung, B. D. (2003). A simple model for predicting the release of a liquid-vapor mixture from a large break in a pressurized container. *Journal of loss Prevention in the Process Industries*, 16(1), 61-72.
195. Yuhua, D., Huilin, G., Jing'en, Z., & Yaorong, F. (2002). Evaluation of gas release rate through holes in pipelines. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 15(6), 423-428.
196. Arturson, G. (1987). The tragedy of San Juanico—the most severe LPG disaster in history. *Burns*, 13(2), 87-102.



EKLER



EK-1-Tablo 1 Ramak kala Dispersiyon Kayıtlarına Dayanan SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Tahminleri

Lokasyon ^a	Koordinat ^b	Hasar Türü ^c	Potansiyel Senaryolar ^d							
			RKDS-4 (6858 kg)				RKDS-5 (28000 kg)			
			P _s Pascal	I _s Pa.s	t _d s	P _r %	P _s Pascal	I _s Pa.s	t _d s	P _r %
A:Tesis Kontrol Odası	Batı:48 m Kuzey:76 m	Y ₁				45				82
		Y ₂				92				100
		Y ₃	36800	80438	4,37	96	69900	193251	5,53	99
		Y ₄				100				100
		Y ₅				86				100
B: Komşu Tesis Ofis Binası	Batı:55m Güney:141 m	Y ₁				84				97
		Y ₂				99				100
		Y ₃	73600	160877	4,37	99	128000	353879	5,53	99
		Y ₄				100				100
		Y ₅				100				100
C: Barınak	Doğu:281 m Kuzey:284 m	Y ₁				2				12
		Y ₂				21				57
		Y ₃	11400	24918	4,37	78	19400	53635	5,53	89
		Y ₄				0				100
		Y ₅				0				11
D:En Yakın Yaşamsal Konut	Doğu: 634 m Güney:96 m	Y ₁				0,005				12
		Y ₂				9				57
		Y ₃	8360	18274	4,37	70	19300	53358	5,53	89
		Y ₄				0				100
		Y ₅				0				39

^a -A: Tesis Kontrol Odası, **B**: Komşu Tesis Ofis Binası, **C**: Barınak, **D**: En Yakın Yaşamsal Konut, ^b -Marplot Haritalama Yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların patlama noktasına olan uzaklıkları, ^c -Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi: **Y1**: Yapı çökmesi, **Y2**: majör yapısal hasar(Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi), **Y3**: Minör yapısal hasar(pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb.)- bkz.Tablo 3, **Y4**: Baş darbesinden kaynaklanan ölüm, **Y5**: tüm vücut darbesinden kaynaklanan ölüm, bkz. Tablo 4, ^d; $\dot{I}_s = \frac{1}{2} \times P_s \times t_d$, $t_d \cong (M_{LPG})^{0.167}$, $Y = a + b \cdot \ln(P_s, \dot{I}_s)$ $P_r = 1/2[1 + \text{erf}(Y-5)] / \sqrt{2}$

EK 1-Tablo 2. Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Tahminleri

Lokasyon ^a	Koordinat ^b	Hasar Türü ^c	Potansiyel Senaryolar ^d							
			TTİS-1(2174 kg)				TTİS-2(557 kg)			
			P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %	P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %
A:Tesis Kontrol Odası	Batı:48 m Kuzey:76 m	Y ₁				0.24				0.09
		Y ₂				0.77				0.49
		Y ₃	25900	46730	3.61	0.93	17200	24720	2.87	0.87
		Y ₄				1				0.04
		Y ₅				0.47				0.00
B: Komşu Tesis Ofis Binası	Batı:55m Güney:141 m	Y ₁				0.56				0.09
		Y ₂				0.96				0.51
		Y ₃	43700	78845	3.61	0.97	17700	25439	2.87	0.88
		Y ₄				1				0.98
		Y ₅				0.88				0.01
C: Barınak	Doğu:281 m Kuzey:284 m	Y ₁				0.03				0.002
		Y ₂				0.05				0.42
		Y ₃	7380	13315	3.61	0.66	3590	5160	2.87	0.47
		Y ₄				0.0				0.0
		Y ₅				0.0				0.0
D:En Yakın Yaşamsal Konut	Doğu: 634 m Güney:96 m	Y ₁				0.0				0.0
		Y ₂				0.001				0.0
		Y ₃	5080	9165	3.61	0.53	2200	3162	2.87	0.26
		Y ₄				0.0				0.0
		Y ₅				0.0				0.0

^a -A: Tesis Kontrol Odası, **B**: Komşu Tesis Ofis Binası, **C**: Barınak, **D**: En Yakın Yaşamsal Konut, ^b -Marplot Haritalama Yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların patlama noktasına olan uzaklıkları, ^c -Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi: **Y1**: Yapı çökmesi, **Y2**: majör yapısal hasar(Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi), **Y3**: Minör yapısal hasar(pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb.)- bkz.Tablo 3, **Y4**: Baş darbesinden kaynaklanan ölüm, **Y5**: tüm vücut darbesinden kaynaklanan ölüm, bkz. Tablo 4, ^d; $\dot{I}_s = \frac{1}{2} \times P_s \times t_d$, $t_d \cong (M_{LPG})^{0.143}$, $Y = a + b \cdot \ln(P_s, \dot{I}_s)$ $P_r = 1/2[1 + \text{erf}(Y-5)] / \sqrt{2}$

EK 1-Tablo 3. Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Tahminleri (Devam)

Lokasyon ^a	Koordinat ^b	Hasar Türü ^c	Potansiyel Senaryolar ^d							
			TTİS-3(4637 kg)				TTİS-4(940 kg)			
			P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %	P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %
A:Tesis Kontrol Odası	Batı:48 m Kuzey:76 m	Y ₁				0.37				0.12
		Y ₂				0.88				0.58
		Y ₃	32800	67159	4,10	0.95	19500	30586	3,14	0.89
		Y ₄				1				1
		Y ₅				0.96				0.02
B: Komşu Tesis Ofis Binası	Batı:55m Güney:141 m	Y ₁				0.77				0.22
		Y ₂				0.99				0.74
		Y ₃	62800	128585	4,10	0.99	24700	38742	3,14	0.93
		Y ₄				1				1
		Y ₅				0.98				0.20
C: Barınak	Doğu:281 m Kuzey:284 m	Y ₁				0.001				0.00
		Y ₂				0.14				0.007
		Y ₃	9790	20045	4,10	0.74	4660	7309	3,14	0.50
		Y ₄				0.00				0.00
		Y ₅				0.00				0.00
D:En Yakın Yaşamsal Konut	Doğu: 634 m Güney:96 m	Y ₁				0.002				0.0
		Y ₂				0.04				0.01
		Y ₃	6890	14108	4,10	0.64	2890	4533	3,14	0.35
		Y ₄				0.00				0.00
		Y ₅				0.00				0.00

^a -A: Tesis Kontrol Odası, **B**: Komşu Tesis Ofis Binası, **C**: Barınak, **D**: En Yakın Yaşamsal Konut, ^b -Marplot Haritalama Yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların patlama noktasına olan uzaklıkları, ^c -Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi: **Y1**: Yapı çökmesi, **Y2**: majör yapısal hasar(Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi), **Y3**: Minör yapısal hasar(pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb.)- bkz.Tablo 3, **Y4**: Baş darbesinden kaynaklanan ölüm, **Y5**: tüm vücut darbesinden kaynaklanan ölüm, bkz. Tablo 4, ^d; $\dot{I}_s = \frac{1}{2} \times P_s \times t_d$, $t_d \cong (M_{LPG})^{0.167}$, $Y = a + b \cdot \ln(P_s, \dot{I}_s)$ $P_r = 1/2[1 + \text{erf}(Y-5)] / \sqrt{2}$

EK 1-Tablo 4. Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Tahminleri (Devam)

Lokasyon ^a	Koordinat ^b	Hasar Türü ^c	Potansiyel Senaryolar ^d							
			TTİS-5(10433 kg)				TTİS-6(887 kg)			
			P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %	P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %
A:Tesis Kontrol Odası	Batı:48 m Kuzey:76 m	Y ₁				0.57				0.11
		Y ₂				0.96				0.56
		Y ₃	44200	103625	4,69	0.97	19100	29669	3,11	0.89
		Y ₄				1.00				1,00
		Y ₅				0.99				0,95
B: Komşu Tesis Ofis Binası	Batı:55m Güney:141 m	Y ₁				0.89				0.20
		Y ₂				0.99				0.72
		Y ₃	85500	200452	4,69	0.99	23800	36970	3,11	0.92
		Y ₄				1.00				1,00
		Y ₅				1.00				1,00
C: Barınak	Doğu:281 m Kuzey:284 m	Y ₁				0.04				0.00
		Y ₂				0.31				0.006
		Y ₃	13400	31416	4,69	0.82	4540	7052	3,11	0.50
		Y ₄				0.002				0.07
		Y ₅				0.01				0.00
D:En Yakın Yaşamsal Konut	Doğu: 634 m Güney:96 m	Y ₁				0.01				0.00
		Y ₂				0.18				0.00
		Y ₃	10600	24851	4,69	0.76	2810	4365	3,11	0.34
		Y ₄				0.00				0.00
		Y ₅				0.00				0.00

^a -A: Tesis Kontrol Odası, **B**: Komşu Tesis Ofis Binası, **C**: Barınak, **D**: En Yakın Yaşamsal Konut, ^b -Marplot Haritalama Yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların patlama noktasına olan uzaklıkları, ^c -Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi: **Y1**: Yapı çökmesi, **Y2**: majör yapısal hasar(Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi), **Y3**: Minör yapısal hasar(pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb.)- bkz.Tablo 3, **Y4**: Baş darbesinden kaynaklanan ölüm, **Y5**: tüm vücut darbesinden kaynaklanan ölüm, bkz. Tablo 4, ^d; $\dot{I}_s = \frac{1}{2} \times P_s \times t_d$, $t_d \cong (M_{LPG})^{0.167}$, $Y = a + b \cdot \ln(P_s, \dot{I}_s)$ $P_r = 1/2[1 + \text{erf}(Y-5)] / \sqrt{2}$

EK 1-Tablo 5. Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Tahminleri (Devam)

Lokasyon ^a	Koordinat ^b	Hasar Türü ^c	Potansiyel Senaryolar ^d							
			TTİS-7(9853 kg)				TTİS-8(1392 kg)			
			P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %	P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %
A:Tesis Kontrol Odası	Batı:48 m Kuzey:76 m	Y ₁	43200	100318	4,64	0,55	22700	38018	3,35	0.18
		Y ₂				0,95				0.69
		Y ₃				0,97				0.92
		Y ₄				1,00				1.00
		Y ₅				1,00				0.11
B: Komşu Tesis Ofis Binası	Batı:55m Güney:141 m	Y ₁	83500	193902	4,64	0,89	33000	55268	3,35	0.38
		Y ₂				0,99				0.88
		Y ₃				0,99				0.96
		Y ₄				1,00				1.00
		Y ₅				1,00				0.55
C: Barınak	Doğu:281 m Kuzey:284 m	Y ₁	13100	30421	4,64	0,04	5710	9563	3,35	0.001
		Y ₂				0,30				0.02
		Y ₃				0,82				0.57
		Y ₄				0,001				0.00
		Y ₅				0,00				0.00
D:En Yakın Yaşamsal Konut	Doğu: 634 m Güney:96 m	Y ₁	10100	23454	4,64	0,01	3680	6163	3,35	0.00
		Y ₂				0,16				0.002
		Y ₃				0,75				0.42
		Y ₄				0,00				0.00
		Y ₅				0,00				0.00

a -A: Tesis Kontrol Odası, **B**: Komşu Tesis Ofis Binası, **C**: Barınak, **D**: En Yakın Yaşamsal Konut, **b** -Marplot Haritalama Yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların patlama noktasına olan uzaklıkları, **c** -Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi: **Y1**: Yapı çökmesi, **Y2**: majör yapısal hasar(Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi), **Y3**: Minör yapısal hasar(pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb.)- bkz.Tablo 3, **Y4**: Baş darbesinden kaynaklanan ölüm, **Y5**: tüm vücut darbesinden kaynaklanan ölüm, bkz. Tablo 4, **d**; $\dot{I}_s = \frac{1}{2} \times P_s \times t_d$, $t_d \cong (M_{LPG})^{0.167}$, $Y = a + b \cdot \ln(P_s, \dot{I}_s)$ $P_r = 1/2[1 + \text{erf}(Y-5)] / \sqrt{2}$

EK 1-Tablo 6 Tesis Tespit ve İzolasyon Sınıfına Dayanan SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Tahminleri (Devam)

Lokasyon ^a	Koordinat ^b	Hasar Türü ^c	TTİS-9(11592 kg)			
			P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %
A:Tesis Kontrol Odası	Batı:48 m Kuzey:76 m	Y ₁	46600	111191	4,77	0,60
		Y ₂				0,97
		Y ₃				0,98
		Y ₄				1.00
		Y ₅				0.97
B: Komşu Tesis Ofis Binası	Batı:55m Güney:141 m	Y ₁	88600	211406	4,77	0.90
		Y ₂				1.00
		Y ₃				0.99
		Y ₄				1.00
		Y ₅				1.00
C: Barınak	Doğu:281 m Kuzey:284 m	Y ₁	14000	33405	4,77	0.04
		Y ₂				0.34
		Y ₃				0.83
		Y ₄				
		Y ₅				
D:En Yakın Yaşamsal Konut	Doğu: 634 m Güney:96 m	Y ₁	11300	26963	4,77	0.02
		Y ₂				0.21
		Y ₃				0.78
		Y ₄				0.014
		Y ₅				0.002

^a -A: Tesis Kontrol Odası, **B**: Komşu Tesis Ofis Binası, **C**: Barınak, **D**: En Yakın Yaşamsal Konut, ^b -Marplot Haritalama Yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların patlama noktasına olan uzaklıkları, ^c -Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi: **Y1**: Yapı çökmesi, **Y2**: majör yapısal hasar(Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi), **Y3**: Minör yapısal hasar(pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb.)- bkz.Tablo 3, **Y4**: Baş darbesinden kaynaklanan ölüm, **Y5**: tüm vücut darbesinden kaynaklanan ölüm, bkz. Tablo 4, ^d; $\dot{I}_s = \frac{1}{2} \times P_s \times t_d$, $t_d \cong (M_{LPG})^{0.167}$, $Y=a+b.In(P_s, \dot{I}_s)$ $P_r=1/2[1+erf(Y-5) / \sqrt{2}]$

EK 1-Tablo 7 Kaza Benzetim Modeline Dayanan SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Tahmini

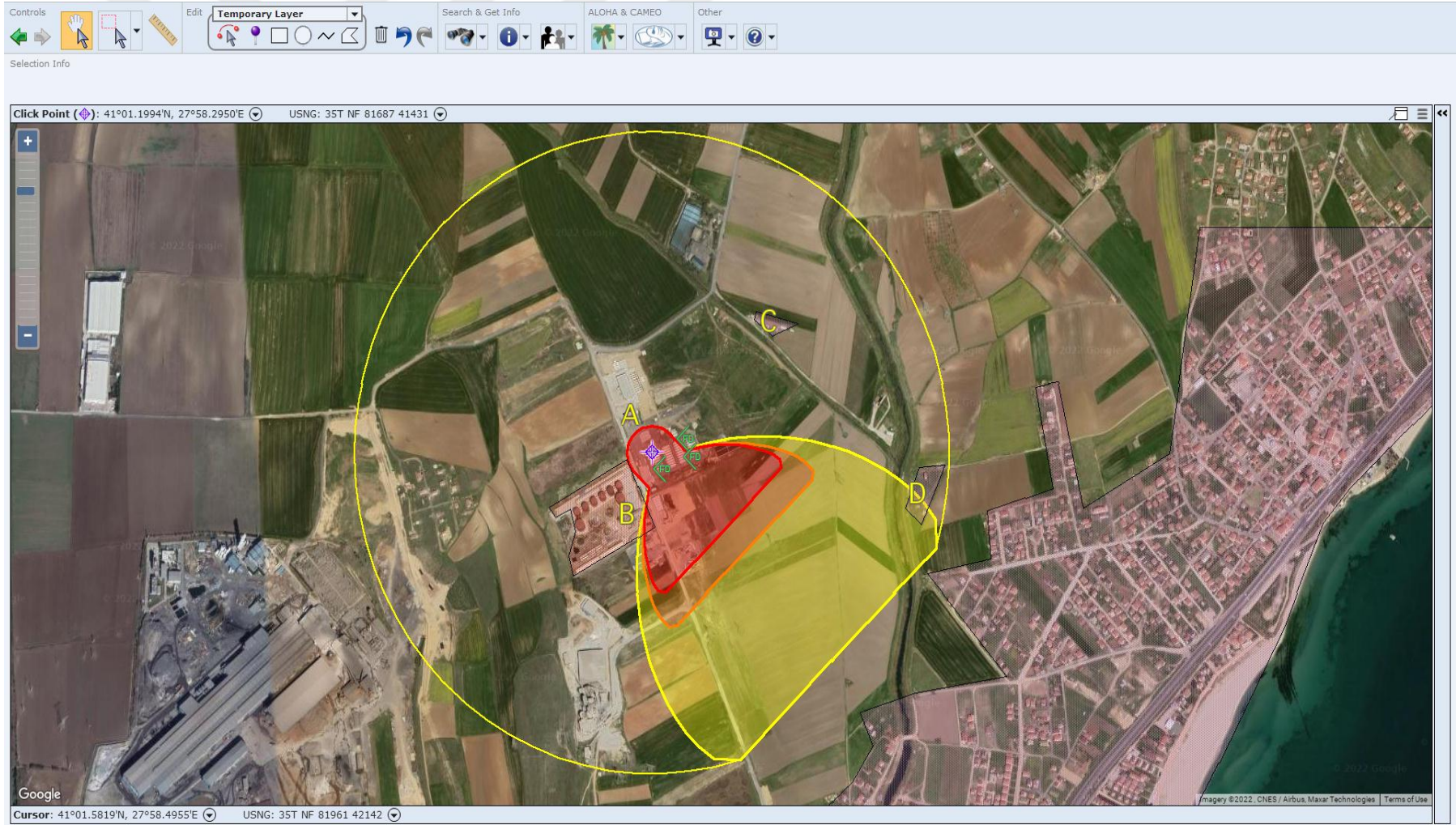
Lokasyon ^a	Koordinat ^b	Hasar Türü ^c	Potansiyel Senaryolar ^d							
			KBS-1(30000 kg)				KBS-2(25000 kg)			
			P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %	P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %
A:Tesis Kontrol Odası	Batı:48 m Kuzey:76 m	Y ₁				0.85				0.81
		Y ₂				1.00				1.00
		Y ₃	75600	211432	5,59	1.00	68100	184745	5,43	1.00
		Y ₄				1.00				1.00
		Y ₅				1.00				1.00
B: Komşu Tesis Ofis Binası	Batı:55m Güney:141 m	Y ₁				0.98				0.97
		Y ₂				1.00				1.00
		Y ₃	134000	374761	5,59	1.00	122000	330968	5,43	1.00
		Y ₄				1.00				1.00
		Y ₅				1.00				1.00
C: Barınak	Doğu:281 m Kuzey:284 m	Y ₁				0.13				0.11
		Y ₂				0.59				0.55
		Y ₃	19900	55655	5,59	0.90	18600	50459	5,43	0.89
		Y ₄				1.00				1.00
		Y ₅				0.05				0.002
D:En Yakın Yaşamsal Konut	Doğu: 634 m Güney:96 m	Y ₁				0.10				0.10
		Y ₂				0.53				0.52
		Y ₃	18100	50621	5,59	0.88	18000	48831	5,43	0.88
		Y ₄				1.00				0.92
		Y ₅				0.03				0.007

^a -A: Tesis Kontrol Odası, ^B: Komşu Tesis Ofis Binası, ^C: Barınak, ^D: En Yakın Yaşamsal Konut, ^b -Marplot Haritalama Yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların patlama noktasına olan uzaklıkları, ^c -Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi: **Y1**: Yapı çökmesi, **Y2**: majör yapısal hasar(Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi), **Y3**: Minör yapısal hasar(pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb.)- bkz.Tablo 3, **Y4**: Baş darbesinden kaynaklanan ölüm, **Y5**: tüm vücut darbesinden kaynaklanan ölüm, bkz. Tablo 4, ^d; $\dot{I}_s = \frac{1}{2} \times P_s \times t_d$, $t_d \cong (M_{LPG})^{0.167}$, $Y = a + b \cdot \ln(P_s, \dot{I}_s)$ $P_r = 1/2[1 + \text{erf}(Y-5) / \sqrt{2}]$

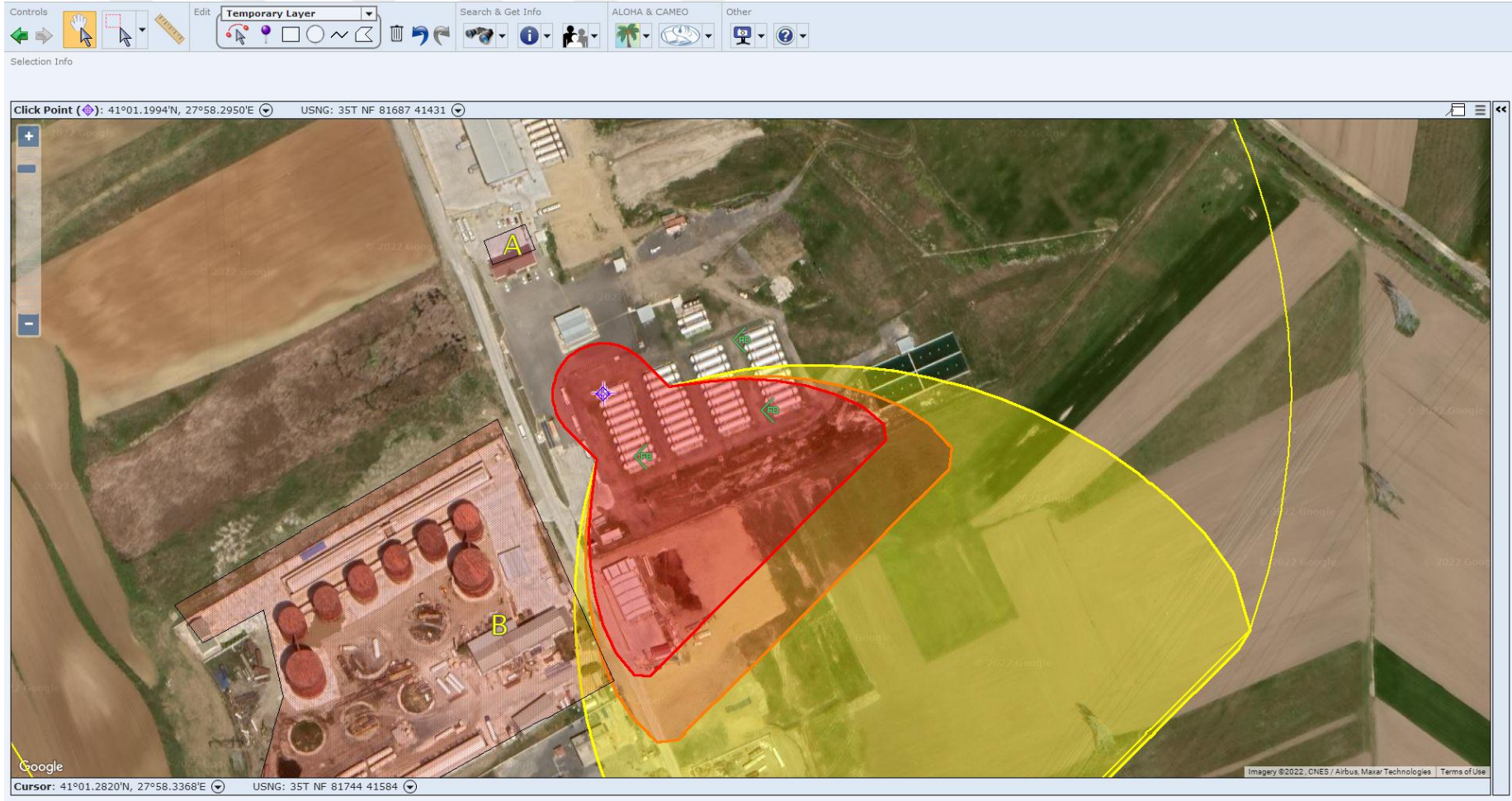
EK 1-Tablo 8 Kaza Benzetim Modeline Dayanan SAM-y Senaryoları için Zarar Görebilirlik Tahmini

Lokasyon ^a	Koordinat ^b	Hasar Türü ^c	Potansiyel Senaryolar ^d							
			KBS-3(4750 kg)				KBS-4(38500 kg)			
			P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %	P _s Pascal	İ _s Pa.s	t _d s	P _r %
A:Tesis Kontrol Odası	Batı:48 m Kuzey:76 m	Y ₁				0.38				0.89
		Y ₂				0.88				1.00
		Y ₃	32900	67635	4,11	0.95	84900	247542	5,83	1.00
		Y ₄				1.00				1.00
		Y ₅				0.96				1.00
B: Komşu Tesis Ofis Binası	Batı:55m Güney:141 m	Y ₁				0.77				0.99
		Y ₂				0.99				1.00
		Y ₃	62800	129103	4,11	0.99	153000	446101	5,83	1.00
		Y ₄				1.00				1.00
		Y ₅				1.00				1.00
C: Barınak	Doğu:281 m Kuzey:284 m	Y ₁				0.01				0.16
		Y ₂				0.15				0.66
		Y ₃	9860	20270	4,11	0.74	21700	63271	5,83	0.91
		Y ₄				0.00				1.00
		Y ₅				0.00				0.13
D:En Yakın Yaşamsal Konut	Doğu: 634 m Güney:96 m	Y ₁				0.002				0.19
		Y ₂				0.04				0.71
		Y ₃	6900	14185	4,11	0.64	23500	68519	5,83	0.92
		Y ₄				0.00				1.00
		Y ₅				0.00				0.10

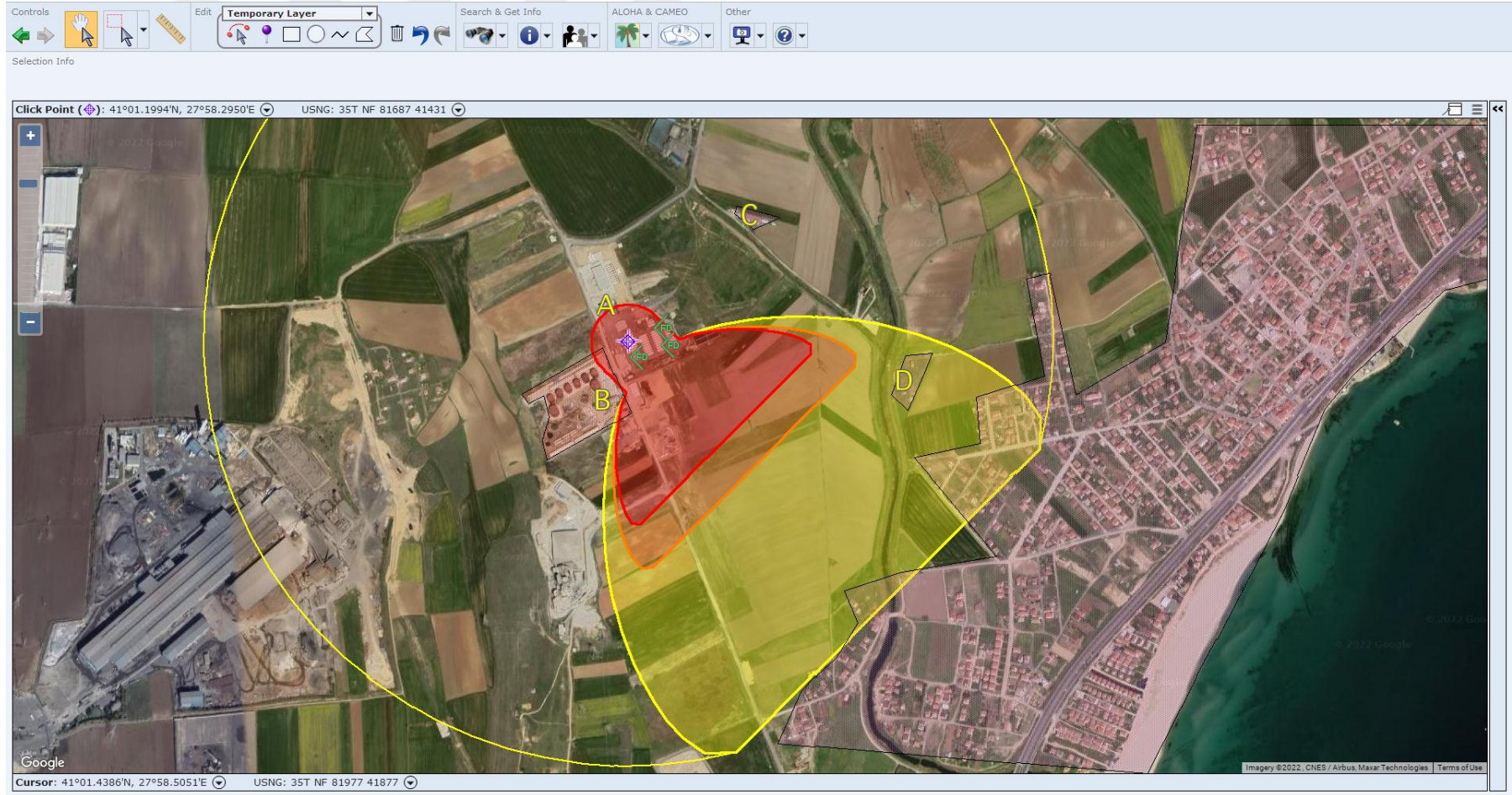
^a -A: Tesis Kontrol Odası, **B**: Komşu Tesis Ofis Binası, **C**: Barınak, **D**: En Yakın Yaşamsal Konut, ^b -Marplot Haritalama Yazılımı üzerinde seçilen hassas lokasyonların patlama noktasına olan uzaklıkları, ^c -Patlamanın Yapılar Üzerine Etkisi: **Y1**: Yapı çökmesi, **Y2**: majör yapısal hasar(Duvar çatlakları, bazı duvarların çökmesi), **Y3**: Minör yapısal hasar(pencerelerin kırılması, kapıların dağılması, cam parçalarının oluşması, kiremitlerin dağılması vb.)- bkz.Tablo 3, **Y4**: Baş darbesinden kaynaklanan ölüm, **Y5**: tüm vücut darbesinden kaynaklanan ölüm, bkz. Tablo 4, ^d; $\dot{I}_s = \frac{1}{2} \times P_s \times t_d$, $t_d \cong (M_{LPG})^{0.167}$, $Y = a + b \cdot \ln(P_s, \dot{I}_s)$ $P_r = 1/2[1 + \text{erf}(Y-5) / \sqrt{2}]$



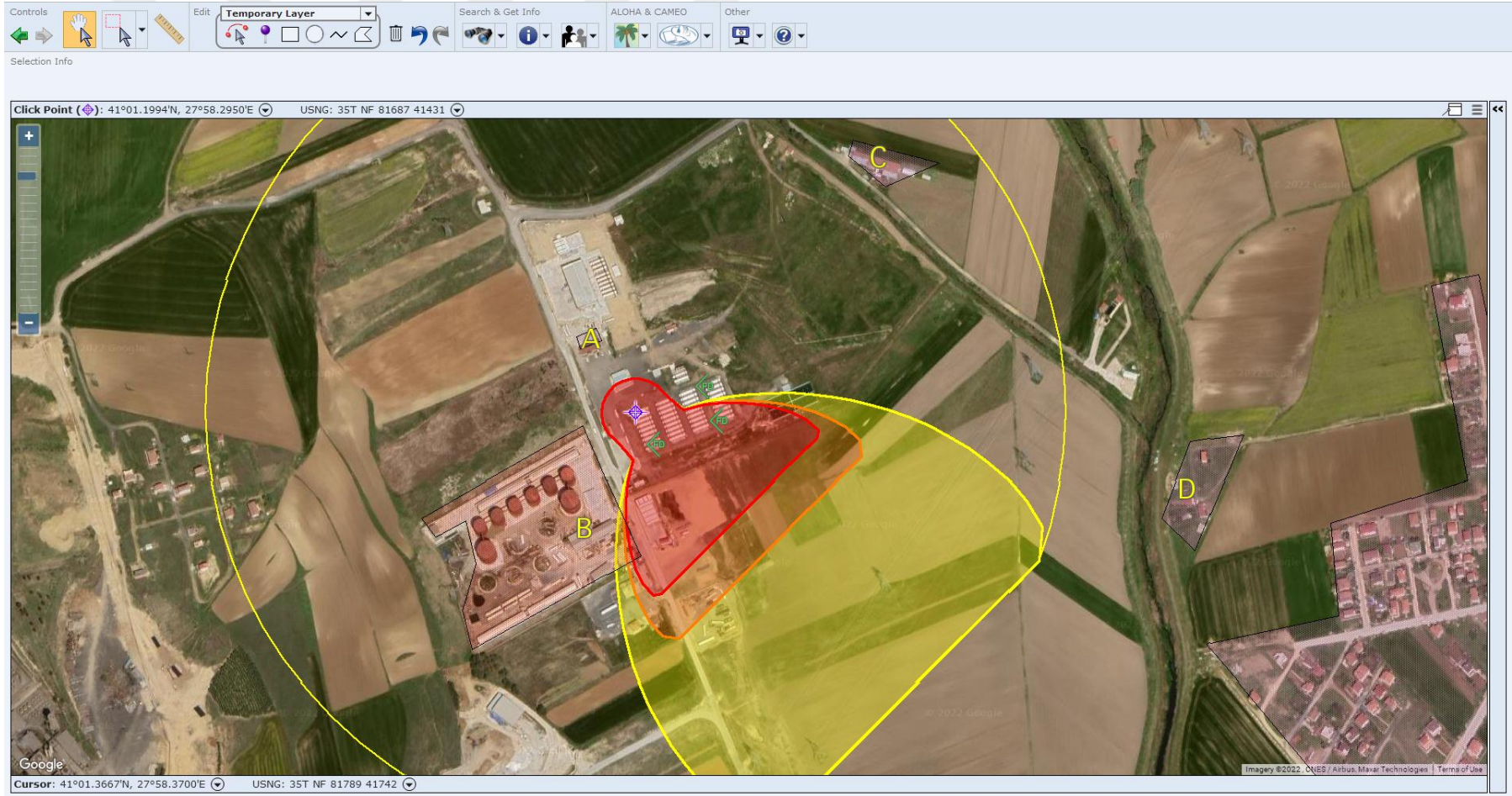
EK 2. Şekil 1. MARPLOT Haritalama Yazılımı TTİS-1 Dispersiyonu



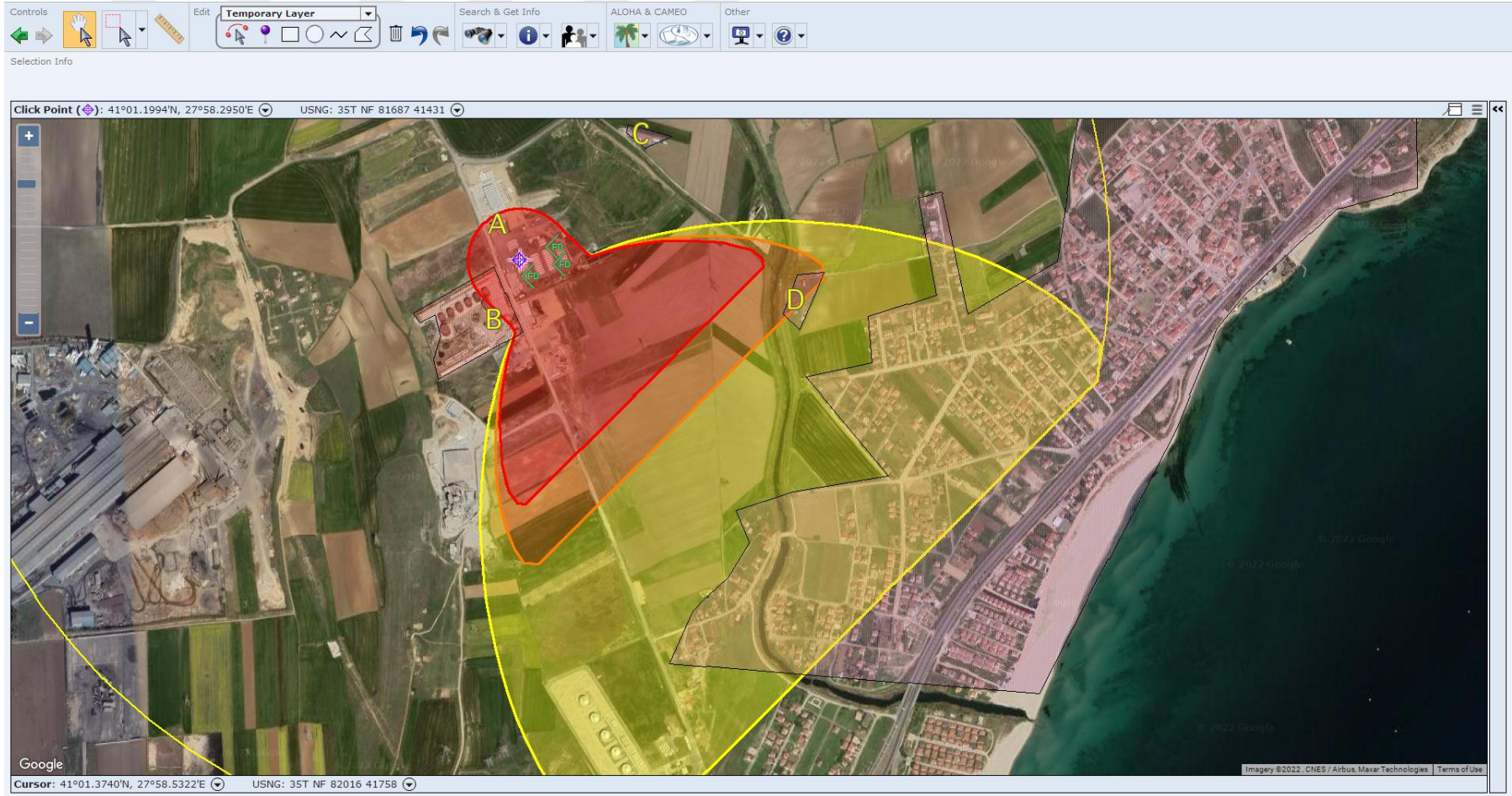
EK 2. Şekil 2. MARPLOT Haritalama Yazılımı TTİS-2 Dispersiyonu



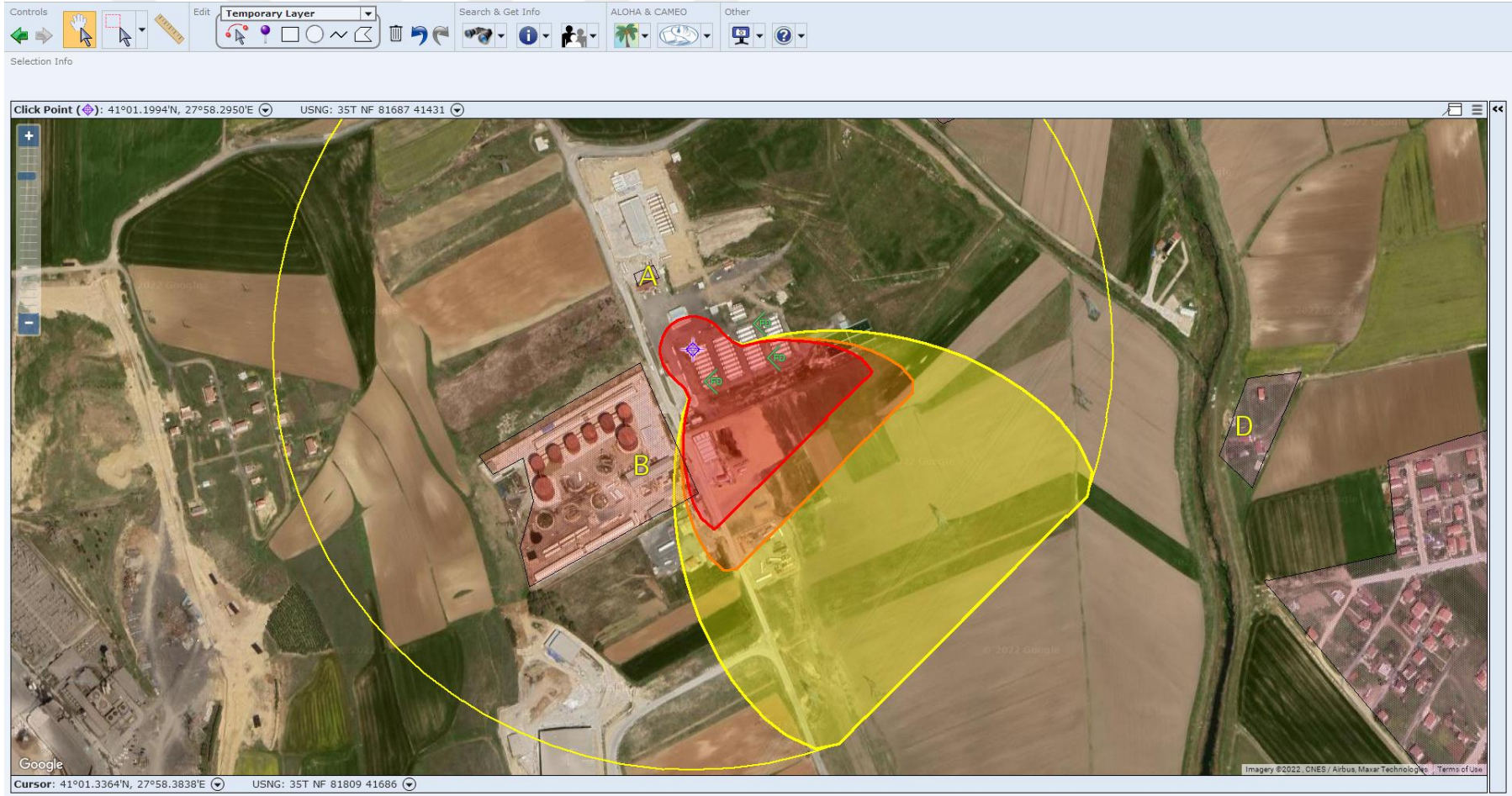
EK 2. Şekil 3. MARPLOT Haritalama Yazılımı TTİS-3 Dispersiyonu



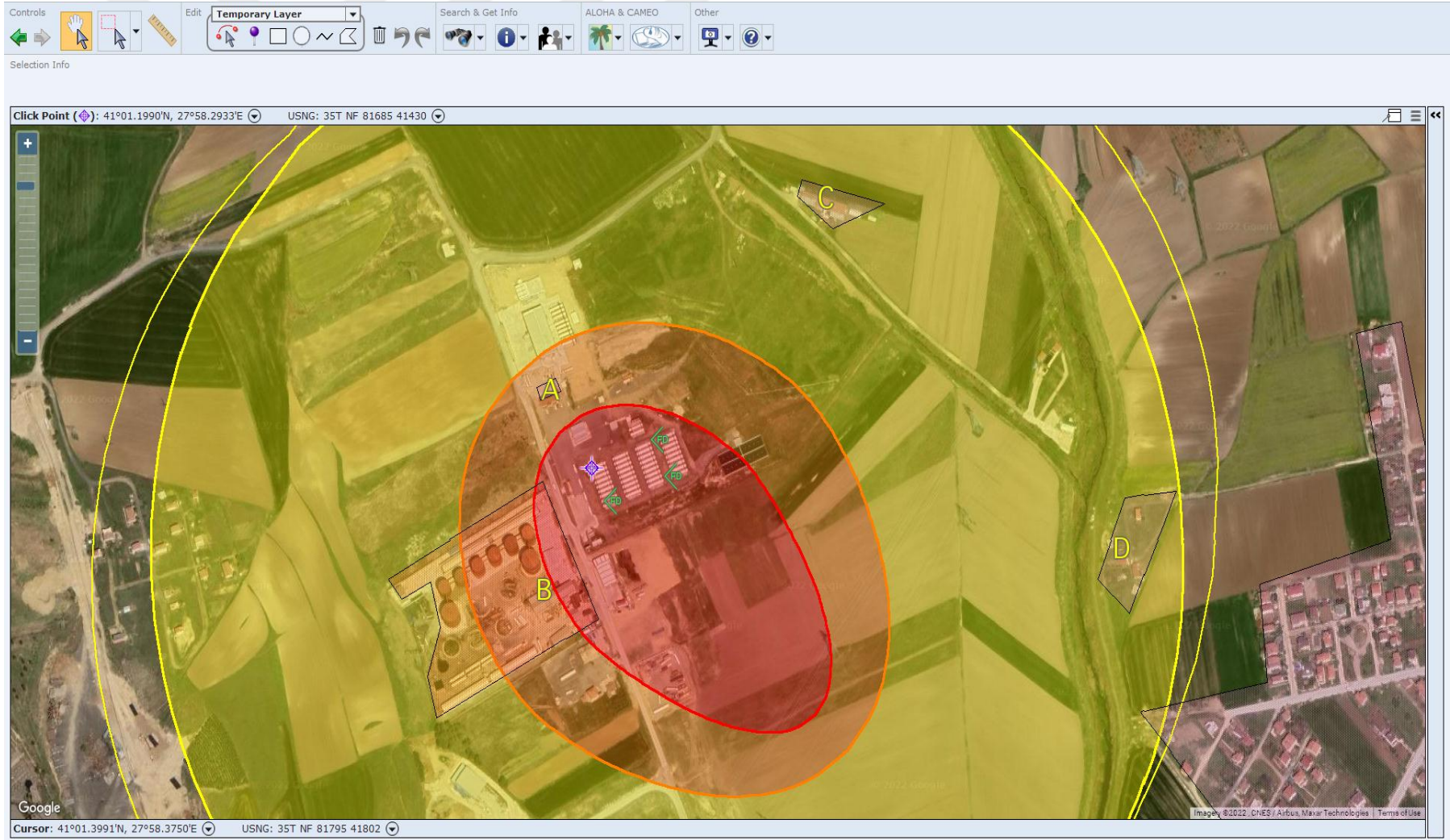
EK 2. Şekil 4. MARPLOT Haritalama Yazılımı TTİS-4 Dispersiyonu



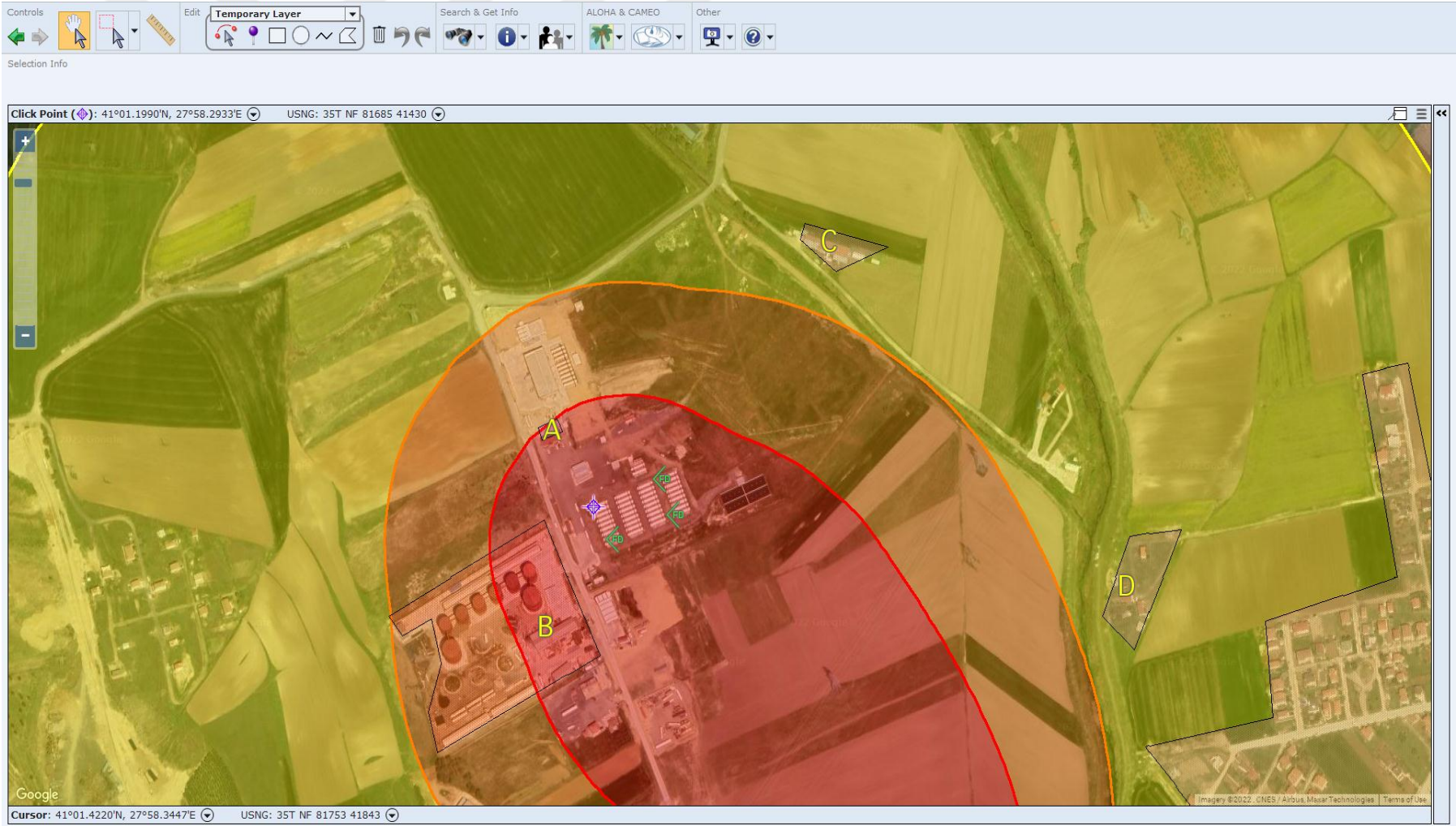
EK 2. Şekil 5. MARPLOT Haritalama Yazılımı TTİS-5 Dispersiyonu



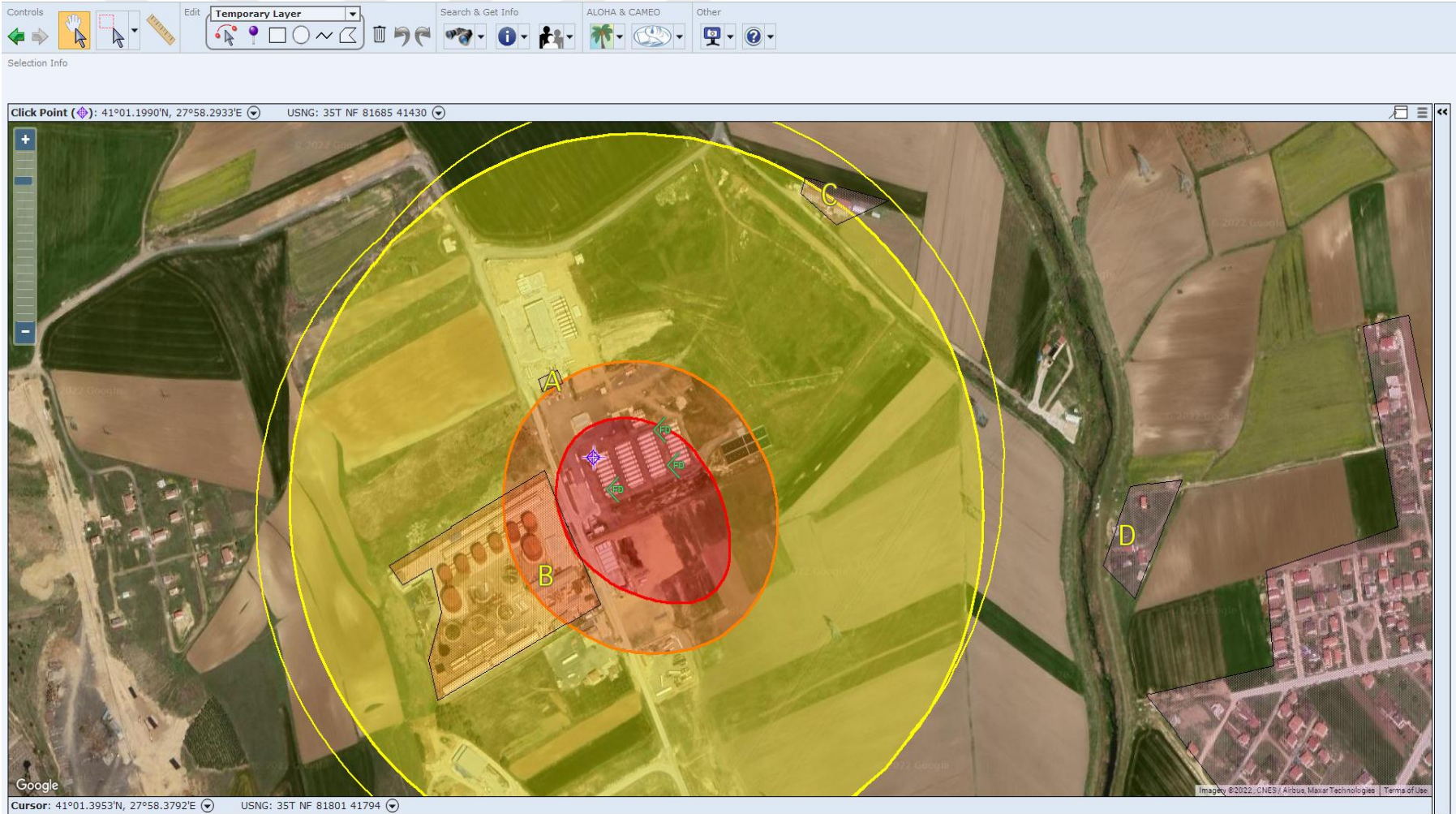
EK 2. Şekil 6. MARPLOT Haritalama Yazılımı TTİS-6 Dispersiyonu



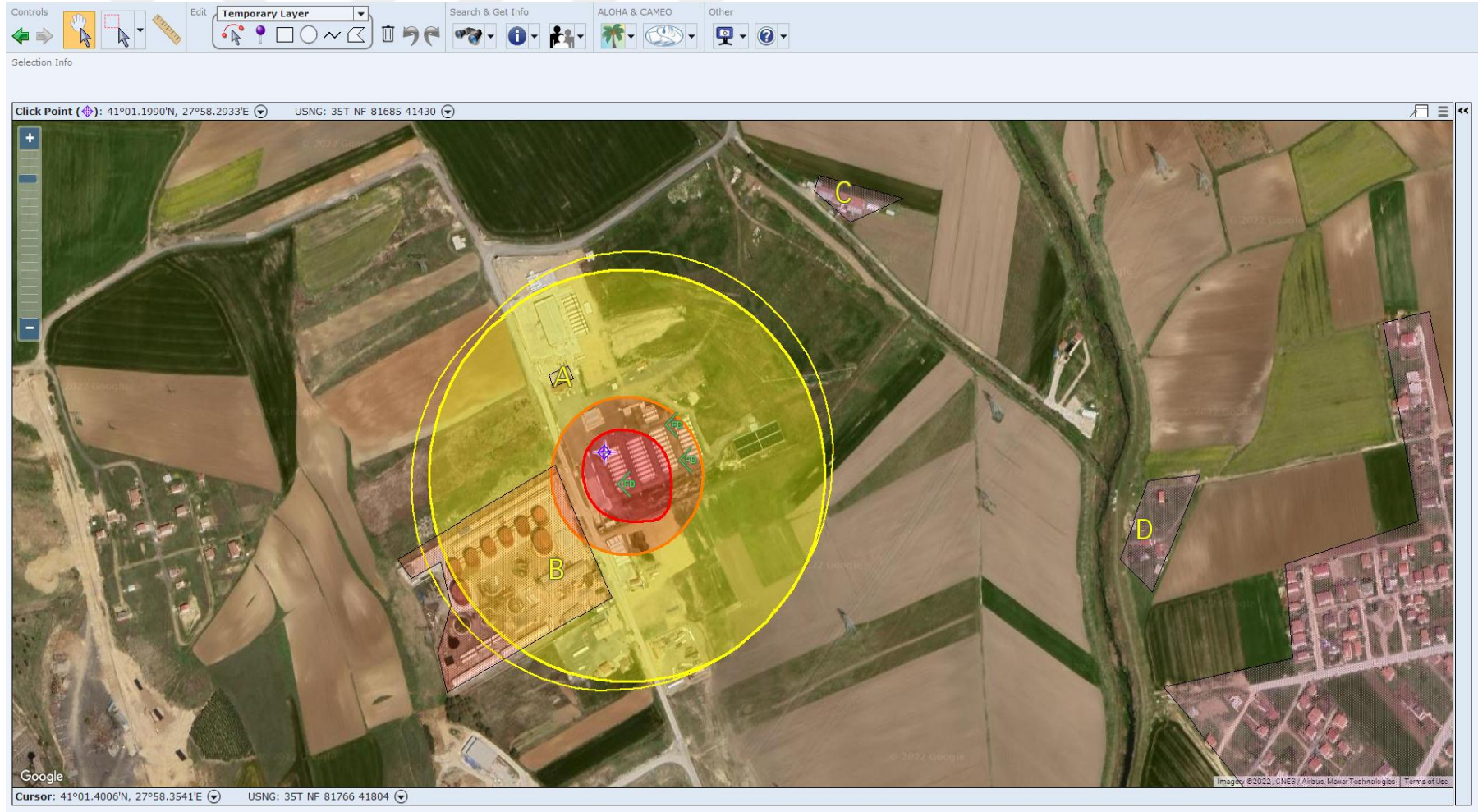
EK-3 Şekil 7. MARPLOT Üzerinde RKDS (Ramak Kala Dispersiyon Senaryosu)-4 Detonasyon Etki Mesafesi



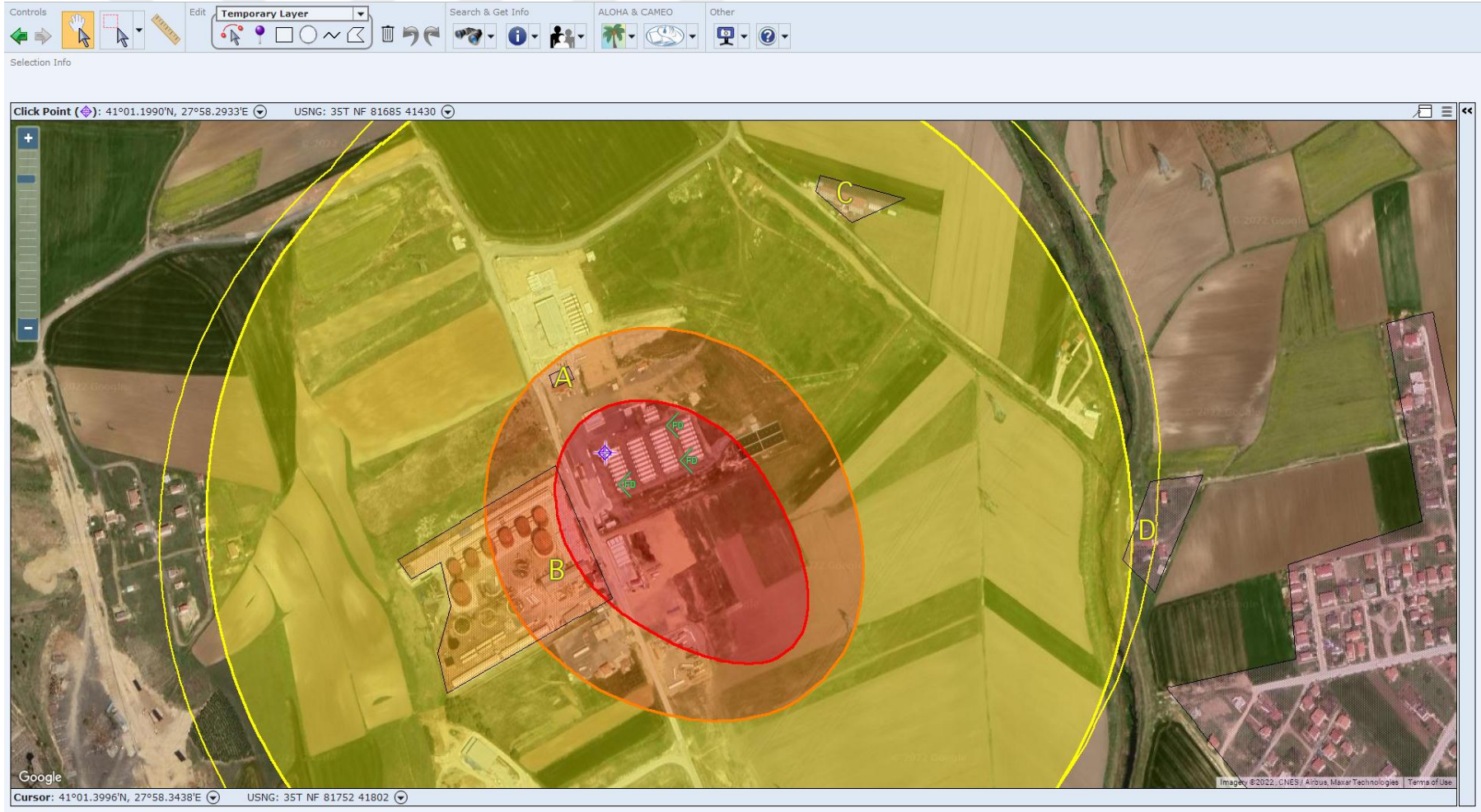
EK-3 Şekil 8. MARPLOT Üzerinde RKDS (Ramak Kala Dispersiyon Senaryosu)-5 Detonasyon Etki Mesafesi



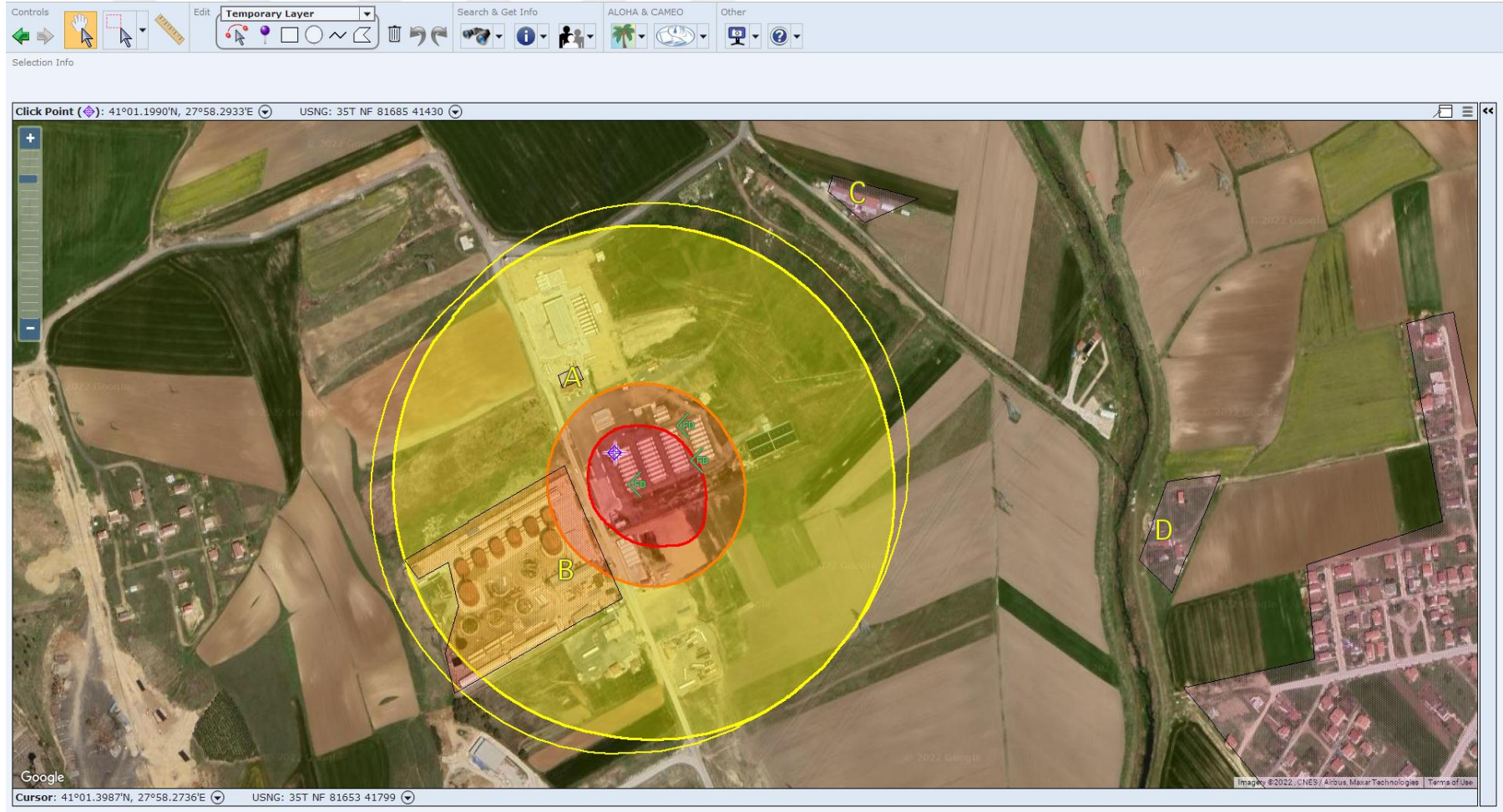
EK-3 Şekil 9. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-1 Detonasyon Etki Mesafesi



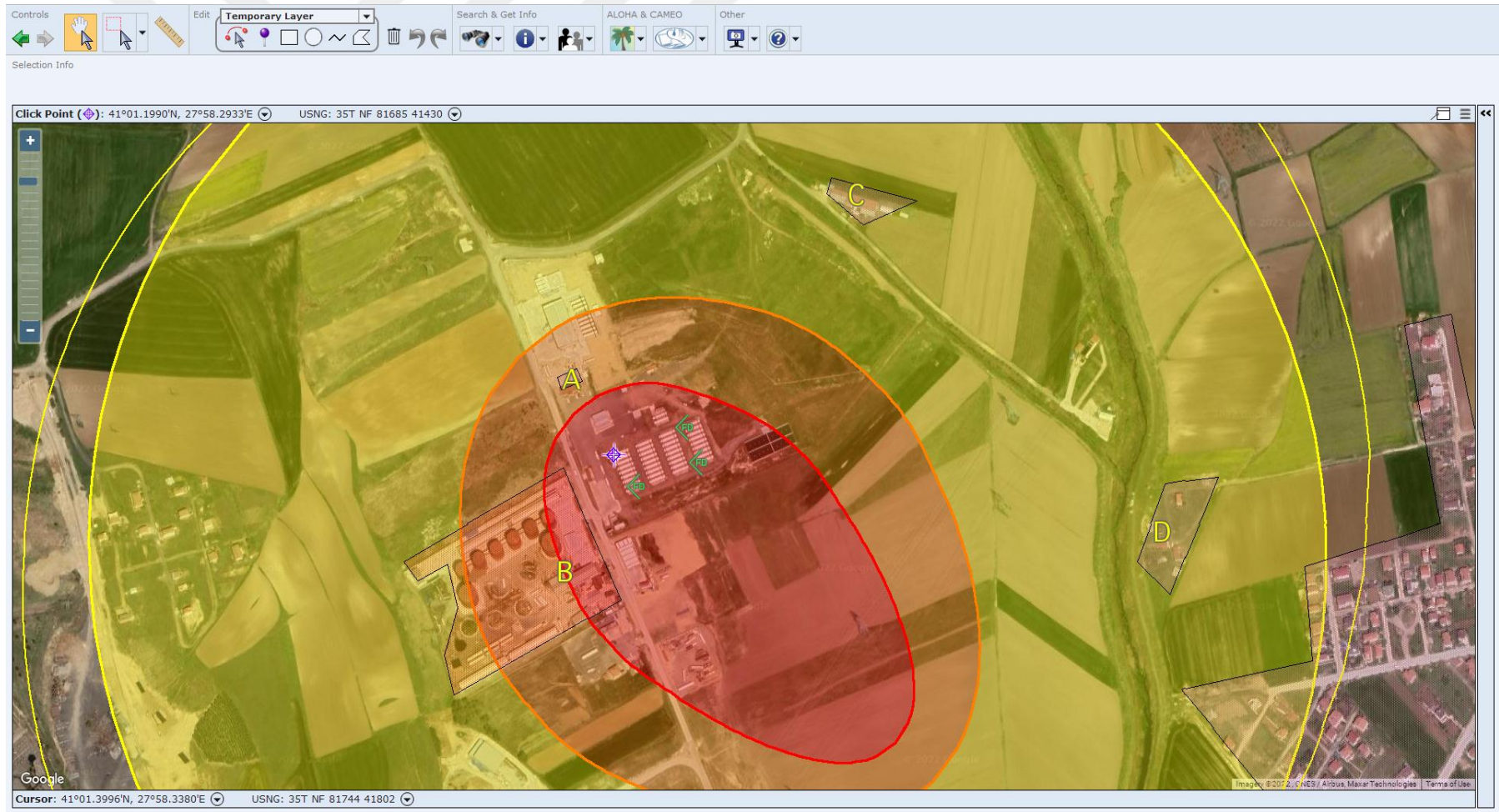
EK-3 Şekil 10. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-2 Detonasyon Etki Mesafesi



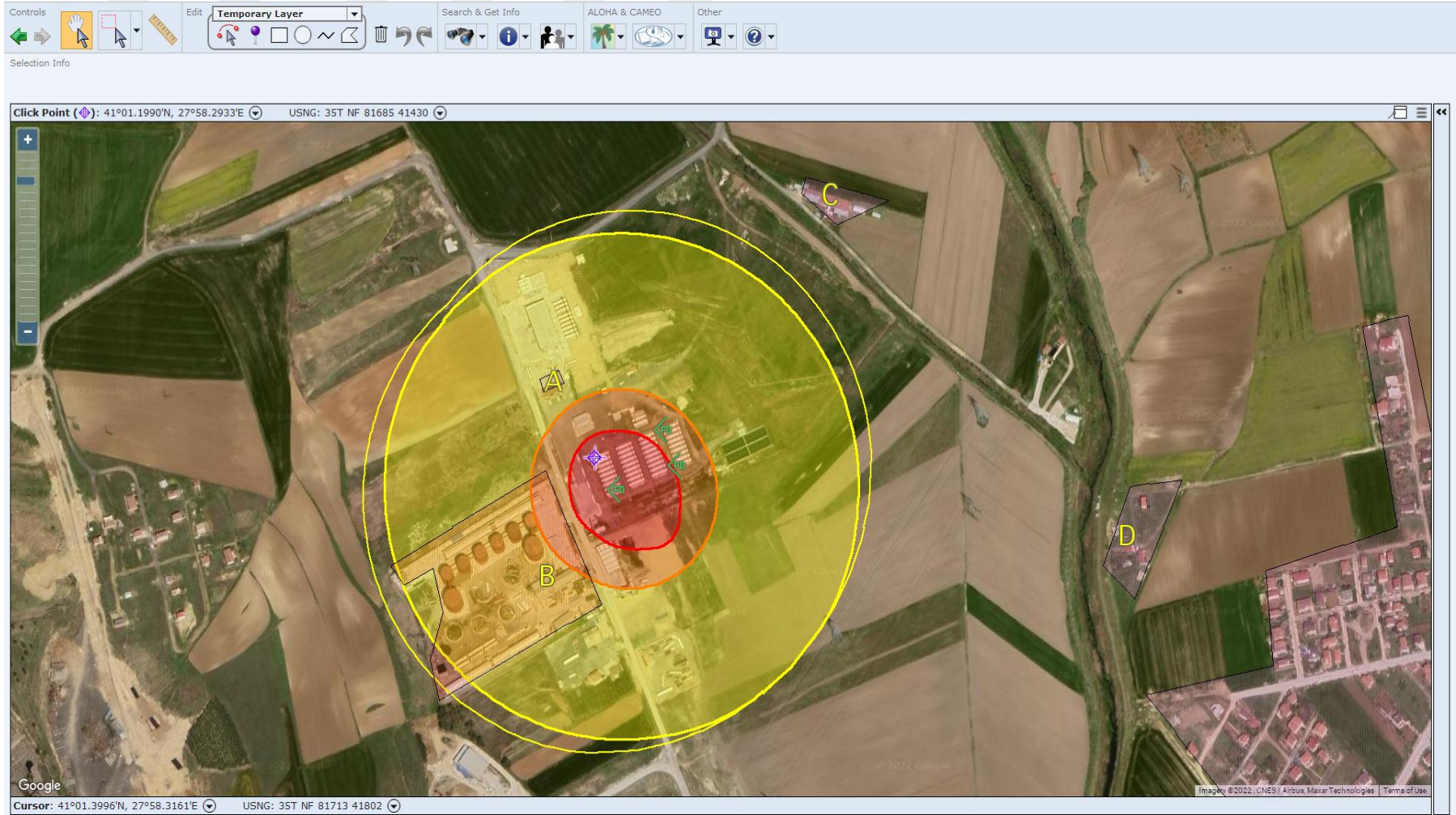
EK-3 Şekil 11. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-3 Detonasyon Etki Mesafesi



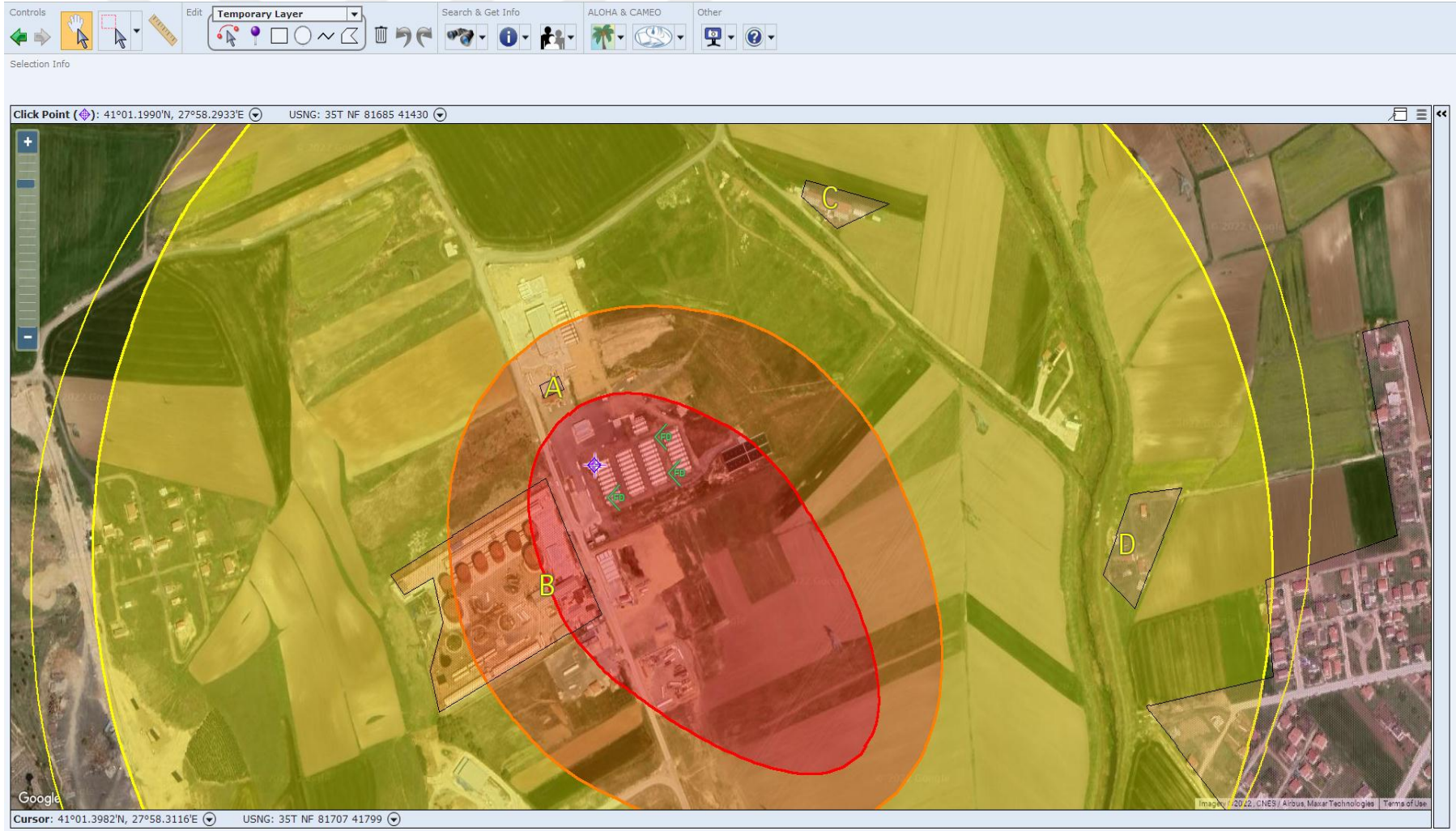
EK-3 Şekil 12. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-4 Detonasyon Etki Mesafesi



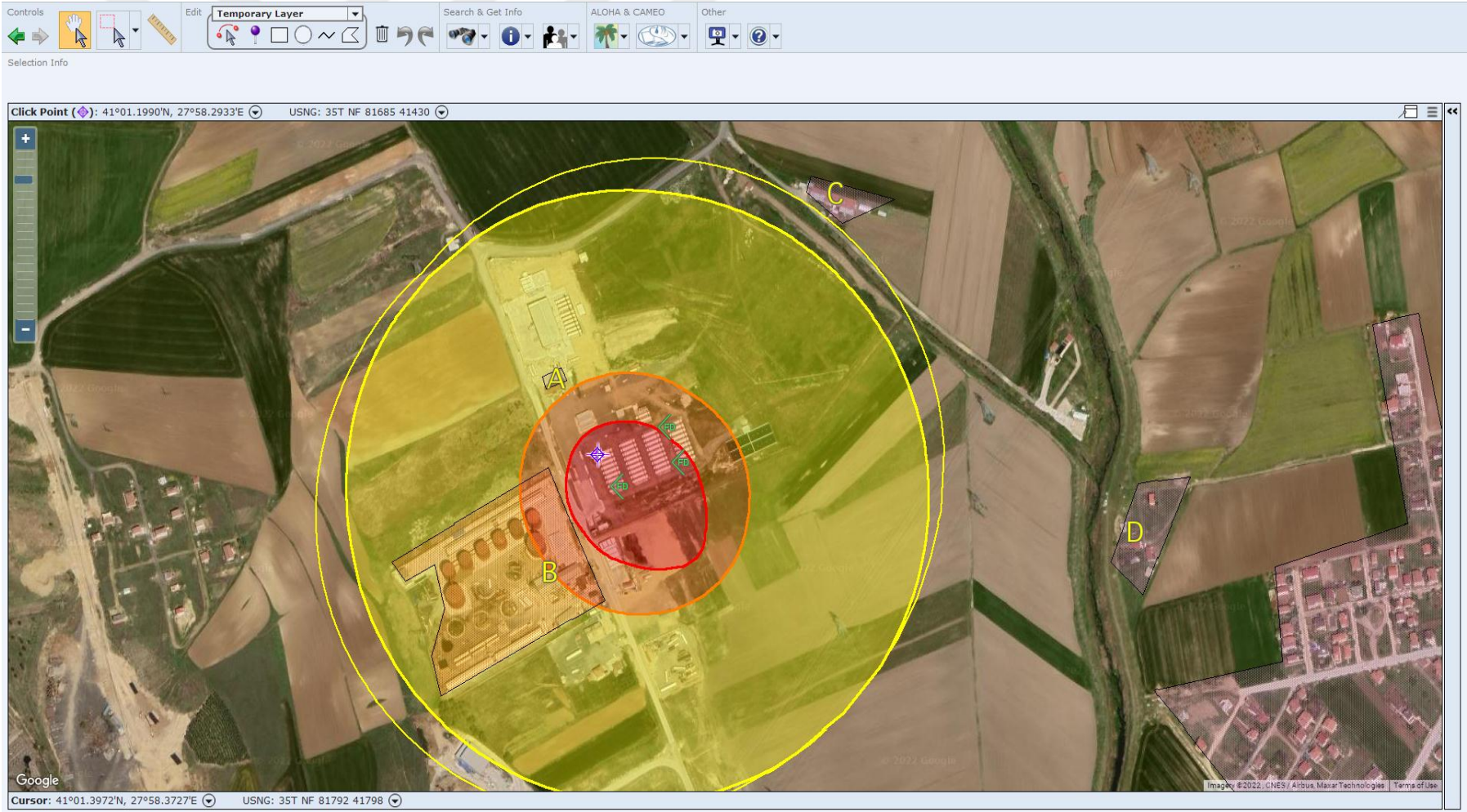
EK-3 Şekil 13. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-5 Detonasyon Etki Mesafesi



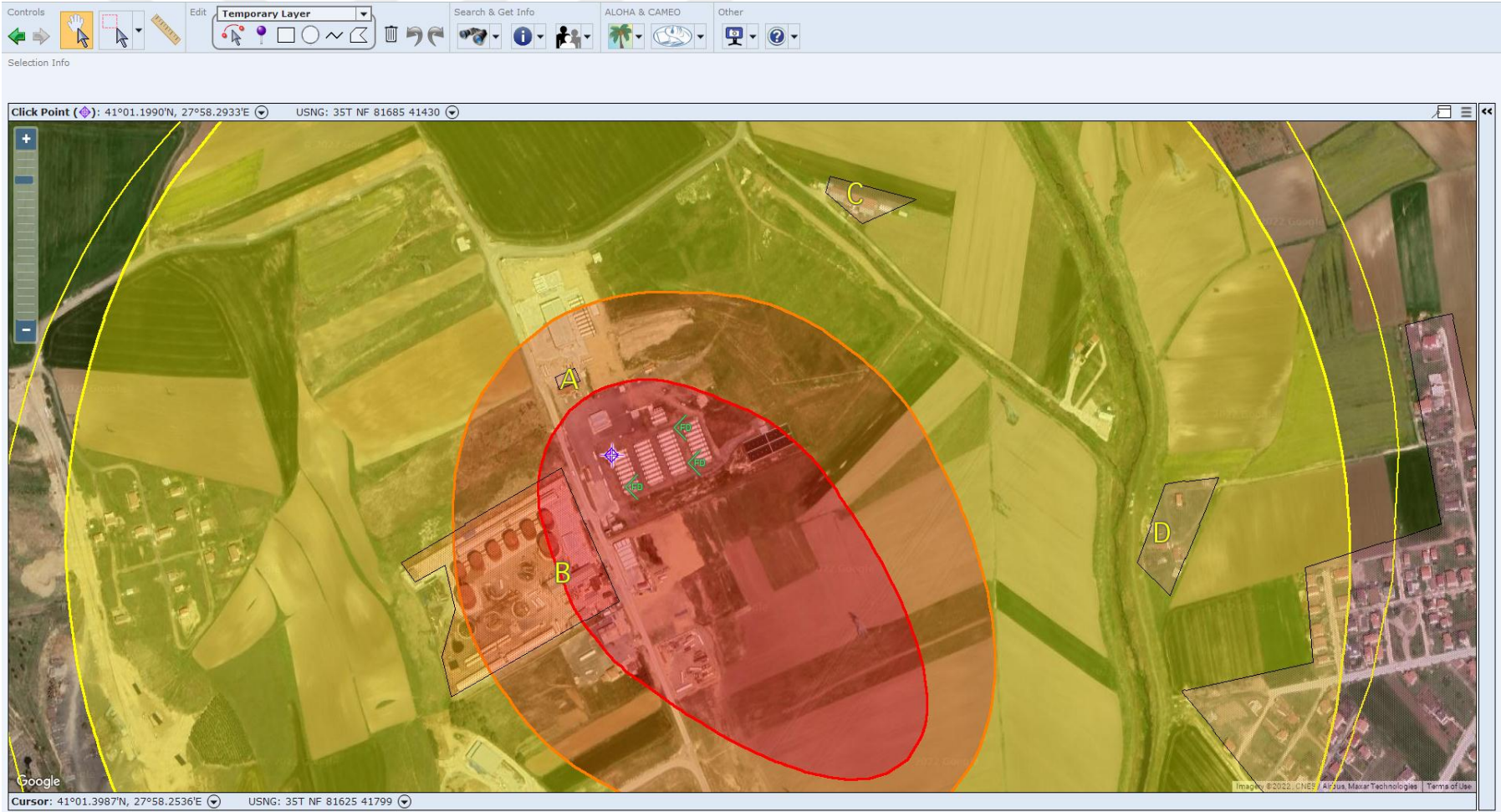
EK-3 Şekil 14. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-6 Detonasyon Etki Mesafesi



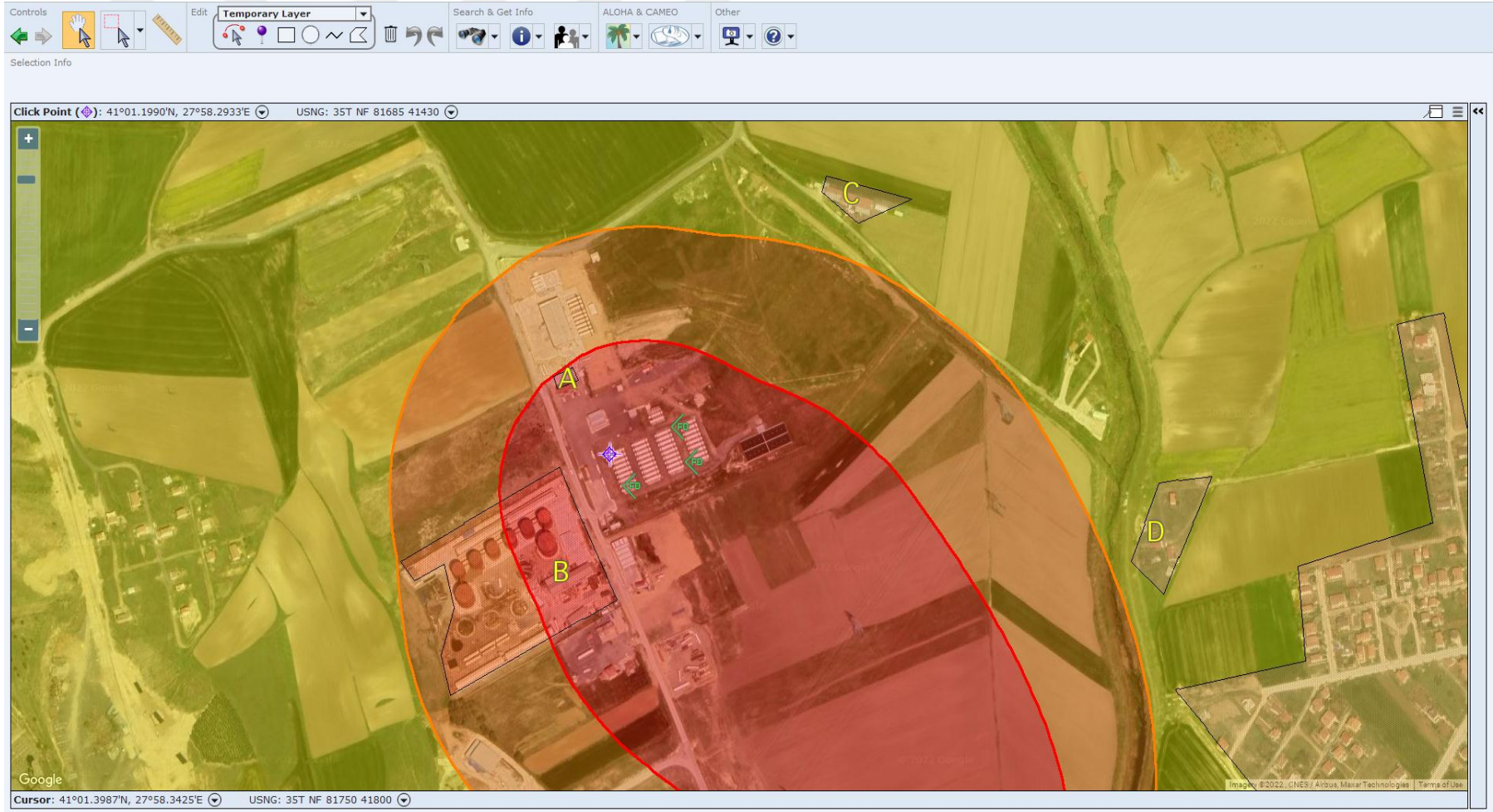
EK-3 Şekil 15. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-7 Detonasyon Etki Mesafesi



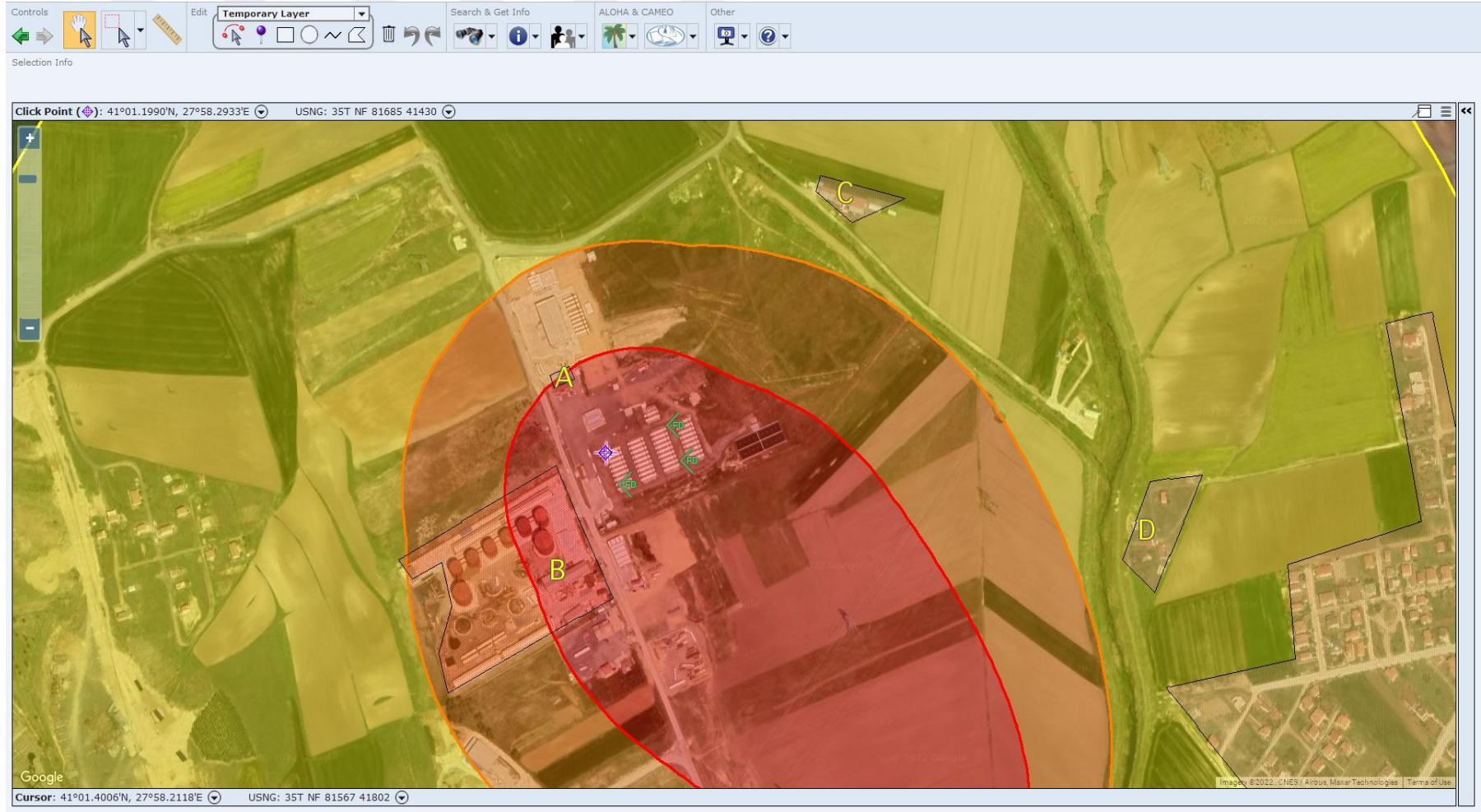
EK-3 Şekil 16. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-8 Detonasyon Etki Mesafesi



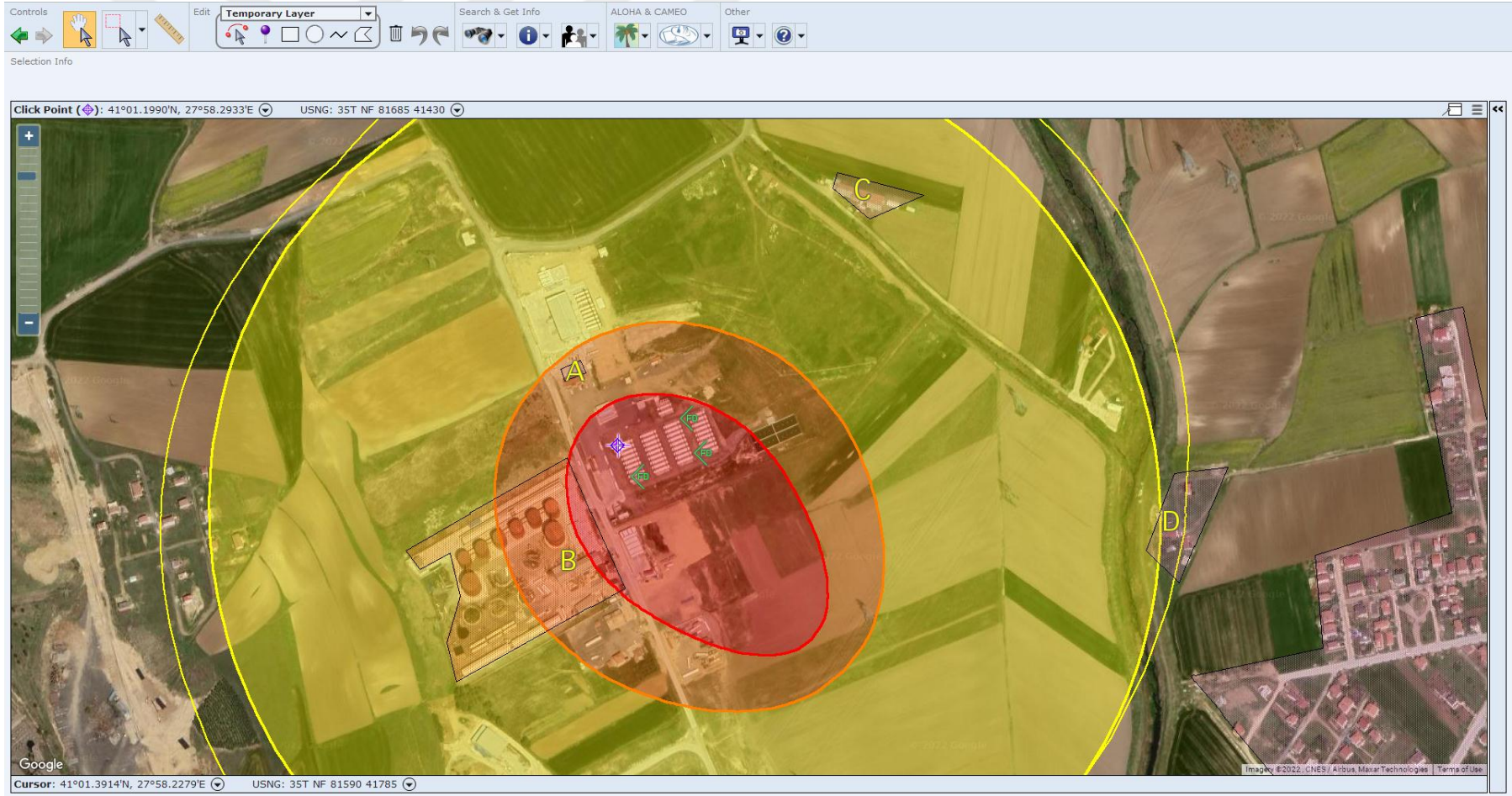
EK-3 Şekil 17. MARPLOT Üzerinde TTİS (Tesis Tespit ve izolasyon Sınıfına Dayanan Senaryo)-9 Detonasyon Etki Mesafesi



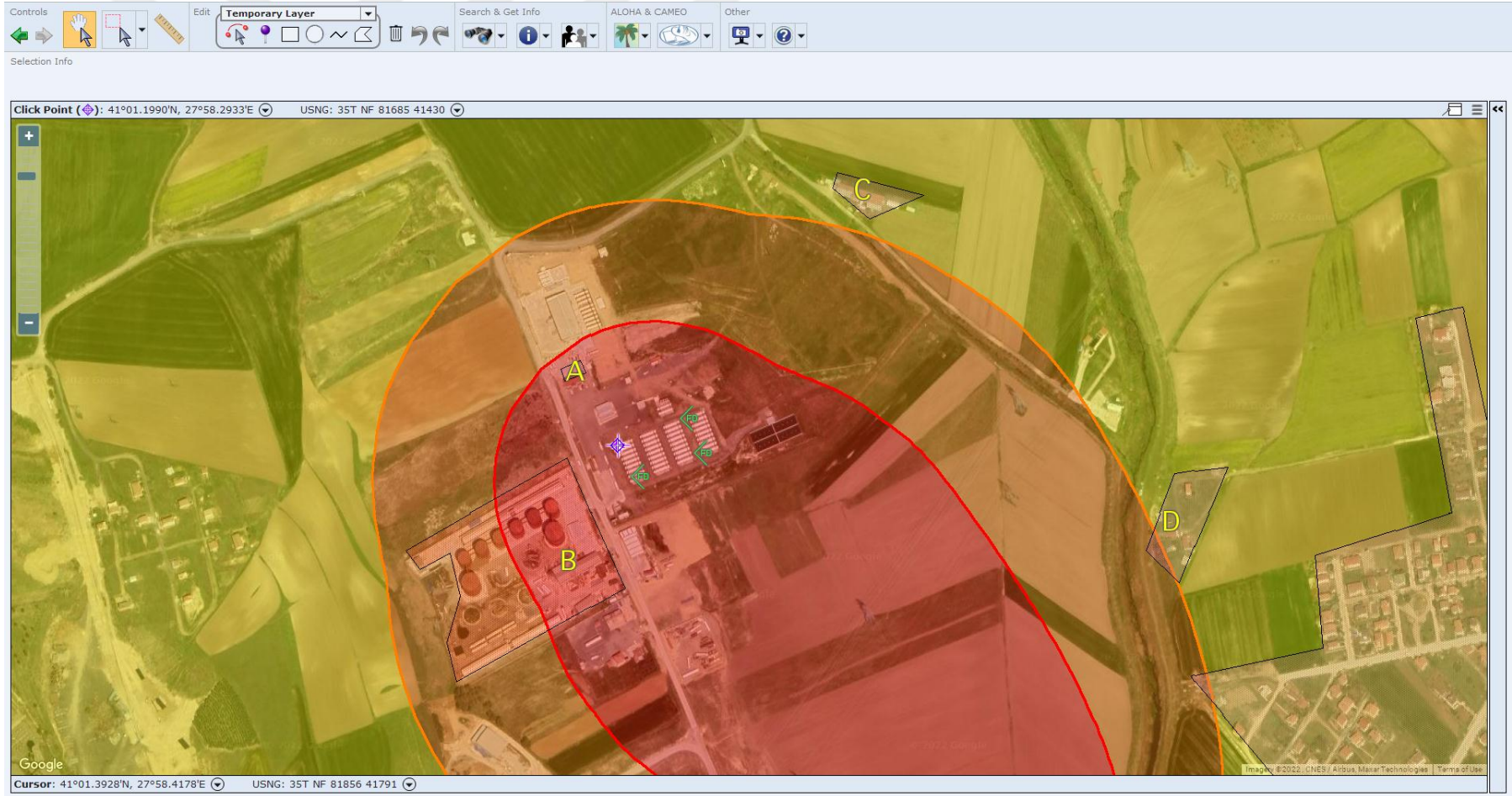
EK-3 Şekil 18. MARPLOT Üzerinde KBS (Kaza Benzetim Senaryosu)-1 Detonasyon Etki Mesafesi



EK-3 Şekil 19. MARPLOT Üzerinde KBS (Kaza Benzetim Senaryosu)-2 Detonasyon Etki Mesafesi



EK-3 Şekil 20. MARPLOT Üzerinde KBS (Kaza Benzetim Senaryosu)-3 Detonasyon Etki Mesafesi



EK-3 Şekil 21. MARPLOT Üzerinde KBS (Kaza Benzetim Senaryosu)-4 Detonasyon Etki Mesafesi

ÖZGEÇMİŞ

Ferdi ÇALIK, 2007 yılında Kafkas Üniversitesi Kimya bölümünden mezun olmuştur. Enerji ve Petrokimya sektöründe 2009 yılından beri yurt içi ve yurt dışı projelerde “Safety Supervisor” ve “İş Güvenliği Uzmanı” olarak çalışma imkânı buldum. Hali hazırda Makina Mühendisliği son sınıf öğrencisi olmakla birlikte, A Sınıfı İş Güvenliği Uzmanı, NEBOSH sertifikası, İş Ekipmanlarının Periyodik Kontrolünü Yapmaya Yetkili Kişiler için Kalıcı Ekipnet Sertifikası (K22079641), Tahribatsız Muayene Yöntemleri (NDT) Sertifikası, LPG Dolum Terminalleri ve Otogaz İstasyonları Sorumlu Müdürlük gibi yetkinlikler üzerinden yurt içi ve yurt dışı kimyasal proses endüstrisinde hizmet etmektedir.