



DENİZ ALTI YATAY PETROL BORU HATLARINDA CO₂
KOROZYONUNUN MODELLENMESİNİN HESAPLAMALI
AKIŞKANLAR DİNAMİĞİ SİMÜLASYONU: NORSOK M-506
PERSPEKTİFİ

Begüm ŞİRİNOĞLU DOĞAN

DOKTORA TEZİ
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANA BİLİM DALI

GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

HAZİRAN 2024

ETİK BEYAN

Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Tez Yazım Kurallarına uygun olarak hazırladığım bu tez çalışmada;

- Tez içinde sunduğum verileri, bilgileri ve dokümanları akademik ve etik kurallar çerçevesinde elde ettiğimi,
- Tüm bilgi, belge, değerlendirme ve sonuçları bilimsel etik ve ahlak kurallarına uygun olarak sunduğumu,
- Tez çalışmada yararlandığım eserlerin tümüne uygun atıfta bulunarak kaynak gösterdiğimi,
- Kullanılan verilerde herhangi bir değişiklik yapmadığımı,
- Bu tezde sunduğum çalışmanın özgün olduğunu,

bildirir, aksi bir durumda aleyhime doğabilecek tüm hak kayıplarını kabullendiğimi beyan ederim.

Begüm ŞİRİNOĞLU DOĞAN
06/06/2024

DENİZ ALTI YATAY PETROL BORU HATLARINDA CO₂ KOROZYONUNUN
MODELLENMESİNİN HESAPLAMALI AKIŞKANLAR DİNAMİĞİ SİMÜLASYONU:

NORSOK M-506 PERSPEKTİFİ

(Doktora Tezi)

Begüm ŞİRİNOĞLU DOĞAN

GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Haziran 2024

ÖZET

Büyük kazaların yaklaşık %20'si korozyon sebebiyledir ve CO₂ korozyonu petrol ve gaz endüstrisi için endişe oluşturmaya devam etmektedir. 1976 Seveso kazasının ardından, Avrupa Komisyonu tarafından yayımlanan Seveso Direktifi, endüstriyel kazaları önlemek ve etkilerini en aza indirmek için önemli bir çerçeve sunmaktadır. Direktifle mekanik bütünlüğün sağlanmasıyla CO₂ korozyonu kaynaklı olası kazaların önlenmesi hedeflenmektedir. Ancak tüm önleme çabalarına rağmen kazaların olmaya devam etmesi, daha etkili korozyon önleme yöntemlerinin geliştirilmesi gerektiğini göstermektedir. CO₂ korozyonunun modellenmesi, özellikle dinamik endüstriyel koşullar ve artan talepler kapsamında son derece etkili, proaktif bir yöntem olarak ortaya çıkmıştır. Bu tez çalışması, CO₂ korozyonunun modellenmesi için kapsamlı bir değerlendirme imkânı sunan Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği'nin (HAD) NORSOK M-506 standardıyla uyumlu hale getirilmesine odaklanmıştır. NORSOK M-506 modeli akış modeliyle entegre edilirken endüstri standartlarına uyum sağlamak amacıyla çökelme modeli sıcaklık sabitleriyle ilgili değişikliklere tabi tutulmuştur. Tezde kullanılan ANSYS Fluent yazılımına NORSOK M-506 CO₂ korozyon modelini dâhil etmek için Kullanıcı Tanımlı Fonksiyonlar (UDF) eklenmiştir. Öngörülen korozyon hızları, Nešić, Solvi ve Enerhaug (1995) çalışmasında elde edilen deneysel veriler ve saha verileriyle karşılaştırılarak makul bir uyum elde edilmiştir. Gerçekleştirilebilir k-ε modeli gelişmiş duvar fonksiyonunun CO₂ korozyonunu daha yakın tahmin edebilmiştir. Son olarak elde edilen sonuçlar risk temelli denetim (RIB) kapsamında ele alınmış etkin bakım planları oluşturulmasıyla proses kazalarının önlenmesi ve ilişkili kayıpların azaltılması amaçlanmıştır. HAD analizinin eklenmesiyle petrol boru hattında en yüksek CO₂ korozyon hızlarının yerleri de ortaya koyulmuştur. Bu kapsamlı yaklaşımın, teorik temelleri, akış simülasyonları ve endüstri standartlarını birleştirerek enerji kaynaklarının sürdürülebilir gelişimine ve deniz altı boru hatlarının CO₂ korozyonuna karşı güvenilirliğine katkı sunabileceği düşünülmektedir.

Bilim Kodu : 91204

Anahtar Kelimeler : CO₂ Korozyonu, hesaplamalı akışkanlar dinamiği (HAD), NORSOK M-506, büyük endüstri kazalar, boru hattı bütünlüğü, korozyon modelleme

Sayfa Adedi : 271

Danışman : Prof. Dr. Ayla ALTINTEN

COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS SIMULATION OF MODELING CO₂
CORROSION IN SUBSEA HORIZONTAL OIL PIPELINES: NORSOK M-506

PERSPECTIVE

(Ph. D. Thesis)

Begüm ŞİRİNOĞLU DOĞAN

GAZİ UNIVERSITY

GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES

June 2024

ABSTRACT

Approximately 20% of major accidents are caused by corrosion, and CO₂ corrosion continues to be a concern for the oil and gas industry. Following the 1976 Seveso accident, the Seveso Directive issued by the European Commission provides an important framework to prevent major accidents and minimize their impact. The Directive aims to prevent possible accidents caused by CO₂ corrosion by ensuring mechanical integrity. However, the fact that accidents continue to occur despite all prevention efforts shows that more effective corrosion prevention methods need to be developed. Modeling of CO₂ corrosion has emerged as a highly effective, proactive method, especially in the context of dynamic industrial conditions and increasing demands. This dissertation study focuses on the harmonization of Computational Fluid Dynamics (CFD) with the NORSOK M-506 standard, which offers a comprehensive evaluation for modeling CO₂ corrosion. While integrating the NORSOK M-506 model with the flow model, the precipitation model has been modified with respect to temperature constants in order to comply with industry standards. User Defined Functions (UDF) were added to the ANSYS Fluent software used in the thesis to incorporate the NORSOK M-506 CO₂ corrosion model. The predicted corrosion rates were compared with field and experimental data obtained in Nešić, Solvi and Enerhaug (1995) and reasonable agreement was obtained. It is verified that the realizable k- ϵ model advanced wall function can predict CO₂ corrosion more closely. Finally, the results obtained were addressed within the context of risk-based inspection (RBI) to formulate effective maintenance plans aimed at preventing process accidents and reducing associated losses. The highest CO₂ corrosion rates in the oil pipeline were identified with the addition of CFD analysis. By combining theoretical foundations, flow simulations and industry standards, this comprehensive approach is considered to contribute to the sustainable development of energy resources and the reliability of subsea pipelines against CO₂ corrosion.

Science Code : 91204

Key Words : CO₂ corrosion, Computational Fluid Dynamics (CFD), NORSOK M-506, major accidents, pipeline integrity, corrosion modelling

Page Number : 271

Supervisor : Prof. Dr. Ayla ALTINTEN

TEŞEKKÜR

Tez çalışmamın her aşamasında Sayın tez danışmanım Prof. Dr. Ayla ATINTEN'in sunduğu yol gösterici tavsiyeler, eleştiriler ve düşünce paylaşımları benim için çok değerli oldu. Zorlandığım zaman verdikleri destekler paha biçilmezdi. Doktora sürecim boyunca, bana yardımcı olan, zorlandığımda anlayış gösteren, yol gösteren, sundukları önerilerle tezimi geliştirme katkı sunan Prof. Dr. Oğuz TURGUT ve Prof. Dr. Muzaffer BALBAŞI'nın katkıları bana büyük rehberlik sağladı. Tezimi hazırlarken geçirdiğim zaman, benim için sadece bir akademik çalışma değil, aynı zamanda kişisel gelişim fırsatı oldu, benim için danışmandan çok daha fazlası oldular. Yardımlarınız, anlayışınız ve özveriniz için çok teşekkür ederim. İlginiz ve destekleriniz için sonsuz teşekkürler. Tez çalışmam sırasında tezin çatısını oluşturma sürecimde destek sağlayan başta uygulama yapma imkanı sağlayan iş yeri ve uzmanlar olmak üzere herkese teşekkür etmek isterim. Onların katkıları, bu çalışmanın kalitesini artırmak için çok değerli oldu.

Son olarak çok kıymetli anne ve babama, kardeşlerime, eşime, biricik çocuklarıma ve değerli arkadaşlarıma beni cesaretlendirdiğiniz, anlayış gösterdiğiniz, desteklediğiniz ve başarıma inandığınız için özel olarak teşekkür etmek istiyorum. Onların sürekli motivasyonları ve desteği beni hep ayakta tuttu. Bu tezin tamamlanmasında emeği geçen herkese en içten şükranlarımı sunarım.

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET	iv
ABSTRACT	v
TEŞEKKÜR	vi
İÇİNDEKİLER	vii
ÇİZELGELERİN LİSTESİ	x
ŞEKİLLERİN LİSTESİ	xiv
RESİMLERİN LİSTESİ	xviii
SİMGELER VE KISALTMALAR	xx
1. GİRİŞ	1
2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI	7
3. KAVRAMSAL ÇERÇEVE	15
3.1. Deniz Petrol Boru Hatlarında Mekanik Bütünlük ve Korozyon	15
3.2. Deniz Petrol Boru Hatlarında Korozyon Mekanizmaları	23
3.2.1. H ₂ S korozyonu	29
3.2.2. Karmaşık bölge korozyonu	30
3.2.3. CO ₂ korozyonu	30
3.2.4. CO ₂ korozyonuna etki eden faktörler	32
3.2.5. CO ₂ korozyonu mücadele stratejileri	46
3.3. CO ₂ Korozyonu Oluşum Mekanizması	53
3.3.1. Yüzeydeki elektrokimyasal reaksiyonlar	54
3.3.2. Kimyasal reaksiyonlar	56
3.4. FeCO ₃ Çökelme Modelleri	59

	Sayfa
3.5. CO ₂ Korozyonunun Matematiksel Modellenmesi	65
3.5.1. Deneysel modeller	69
3.5.2. Yarı deneysel modeller	73
3.5.3. Mekanik modeller	80
3.5.4. NORSOK M-506 korozyon modeli	83
3.5.5. CO ₂ korozyon sürecinin modellenmesindeki zorluklar	95
3.5.6. Modeller arası kıyaslama	96
3.6. Yatay Petrol Boru Hatlarının HAD ile Modellenmesi	104
3.6.1. Petrol boru hatlarında CO ₂ korozyonunun HAD ile modellenmesi	109
3.6.2. ANSYS Fluent’te HAD analizi	110
3.7. Petrol Boru Hatlarında CO ₂ Korozyonu Risk Değerlendirmesi.....	123
3.7.1. Korozyon riskinin analizi	125
3.7.2. Hata modu, etki ve kritiklik analizi (FMECA)	127
3.7.3. Risk temelli denetim (RBI)	129
4. MATERYAL VE YÖNTEM	141
4.1. Materyal.....	140
4.1.1. İncelenen deneysel çalışma	140
4.1.2. İncelenen tesisin tanıtımı.....	154
4.2. Yöntem	169
4.2.1. NORSOK M-506 modelindeki iyileştirmeler ve HAD ile entegrasyonu .	169
4.2.2. NORSOK M-506 modelinin ANSYS Fluent’e entegrasyonu	183
5. BULGULAR.....	193
5.1. Modelin Literatürde Yayınlanan Deneysel Verilerle Doğrulanması	193
5.1.1. Çözüm.....	193

	Sayfa
5.1.2. Simülasyon sonuçları.....	195
5.2. Modelin Saha Verisiyle Doğrulanması	210
5.2.1. Çözüm.....	210
5.2.2. Ağdan bağımsızlık analizi.....	212
5.2.3. Türbülans modelin seçimi	218
5.2.4. Simülasyon sonuçları.....	218
5.3. CO ₂ Korozyonu için RBI	228
6. TARTIŞMA	233
7. SONUÇ VE ÖNERİLER	239
KAYNAKLAR	243
EKLER.....	255
EK-1. CO ₂ korozyonunun hesaplanması.....	256
EK-2. Akışkan özelliklerinin hesaplanması.....	261
EK-3. pH düzeltme	266
ÖZGEÇMİŞ	271

ÇİZELGELERİN LİSTESİ

Çizelge	Sayfa
Çizelge 3.1. ABD’de meydana gelen boru hatları kazaları ve olayları	21
Çizelge 3.2. FeCO_3 çökeltme modelleri.....	64
Çizelge 3.3. BP 93 giriş verileri	72
Çizelge 3.4. K_T değişkeninin sıcaklığa bağlı değişimi.....	85
Çizelge 3.5. pH etkisinin (f(pH)T) 5 ile 80 °C hesaplanması için formüller	87
Çizelge 3.6. pH etkisi (f(pH)T) 90 ile 150°C hesaplanması için formüller	87
Çizelge 3.7. Çözelti kimyasında CO_2 korozyonu oluşum mekanizması denge sabitleri	88
Çizelge 3.8. Sıcaklığın ana formülde geçen parametreler üzerindeki etkisi	91
Çizelge 3.9. Duvar kayma geriliminin doğru hesaplanması için giriş parametreleri.....	92
Çizelge 3.10. NORSOK M-506 temel girdi parametreleri	92
Çizelge 3.11. NORSOK M-506 korozyon hızı hesaplama modeline ilişkin sonuçlar	93
Çizelge 3.12. Korozyon tahmin modellerinde hesaba katılan önemli etkenler.....	96
Çizelge 3.13. Korozyon tahmin modellerinin kıyaslanması	97
Çizelge 3.14. Hesaplanan en yüksek korozyon hızlarının kıyaslanması	99
Çizelge 3.15. Korozyon modelleme sonuçlarının kıyaslanması	102
Çizelge 3.16. Deneysel verilere göre kıyaslanan modellerin hata değerleri	103
Çizelge 3.17. Akış modellerine ilişkin bazı çalışmalar ve kullanılan parametreler.....	105
Çizelge 3.18. Korozyon hasar mekanizması	126
Çizelge 3.19. Güvenlik sınıfı	128
Çizelge 3.20. Kritiklik indeksi aralığı	129
Çizelge 3.21. Arıza olasılığı (PoF) değerleri	132

Çizelge	Sayfa
Çizelge 3.22. Arıza sonuçları (CoF)	133
Çizelge 3.23. Risk tablosu (2x2)	133
Çizelge 3.24. PoF risk puanlama kriterleri	134
Çizelge 3.25. Boru hattının denetim ve yaş faktörü	134
Çizelge 3.26. Risk tablosu (5x5)	135
Çizelge 3.27. Arıza sonuç matrisi 5x5	135
Çizelge 3.28. Arıza sonuç nicel matrisi	136
Çizelge 3.29. Yaşam süresi değerleri	137
Çizelge 4.1. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan parametreler	142
Çizelge 4.2. Simülasyonda kullanılan akışkan özellikleri	150
Çizelge 4.3. Düğümlere ilişkin bilgiler	152
Çizelge 4.4. Deney başlangıç ve sınır koşulları	153
Çizelge 4.5. Simülasyon ayarları	153
Çizelge 4.6. Boru hattının boyutları	156
Çizelge 4.7. Simüle edilen boru hatlarına ilişkin bilgiler	157
Çizelge 4.8. Boru hattının kimyasal ve mekanik özellikleri	157
Çizelge 4.9. Son beş yıllık ortalama akış değerleri	162
Çizelge 4.10. Sahada 26°C’de iki farklı hız ve üç farklı CO ₂ kısmi basıncı için ölçülen değerler	164
Çizelge 4.11. Sahada 15°C’de iki farklı akış hızı için ölçülen değerler	164
Çizelge 4.12. 12 inçlik boru hatlarına ilişkin ortalama korozyon bilgileri	165
Çizelge 4.13. Farklı boru hatlarında minimum ve maksimum korozyon hızı (mm/yıl) .	165
Çizelge 4.14. 12 inçlik boru hattı için ağ bilgileri	167
Çizelge 4.15. Başlangıç ve sınır koşulları	167

Çizelge	Sayfa
Çizelge 4.16. Ağdan bağımsızlık analizi için kullanılan sıvı parametreleri	171
Çizelge 4.17. Saha için simülasyon ayarları	171
Çizelge 4.18. K_T değişkeninin sıcaklığa bağlı değişimine ilişkin değişiklik ve hata oranı	172
Çizelge 4.19. Su kimyası	172
Çizelge 4.20. Duan-Sun çökelme modeli için parametre limitleri.....	176
Çizelge 4.21. Tezde kullanılan CO ₂ korozyonu oluşum mekanizması denge sabitleri ..	179
Çizelge 4.22. Farklı iyonik yüklerde ve sıcaklıklarda modellerin kıyaslanması	181
Çizelge 4.23. Simülasyonda doğrulama için kullanılan deney veri setleri	190
Çizelge 4.24. Simülasyonda kullanılan test koşulları	192
Çizelge 4.25. API X 65 çeliğinin mekanik özellikleri	193
Çizelge 5.1. Doğrulama için sıvı parametreleri.....	195
Çizelge 5.2. Nešić ve diğerleri (1995) deneysel, NORSOK M-506, tezdeki model HAD entegrasyonu için CO ₂ korozyon hızı (mm/yıl) sonuçları.....	199
Çizelge 5.3. Farklı sıcaklık ve akış hızlarında HAD analizi ortalama üst ve alt çeper kayma gerilimleri (pH=4)	200
Çizelge 5.4. Farklı sıcaklık ve akış hızlarında ortalama maksimum basınç değerleri	202
Çizelge 5.5. Nešić ve diğerleri (1995) deneysel, NORSOK M-506, HAD entegrasyonu kayma gerilimi ve korozyon hızı sonuçları (pH=4, T=20°C, v=2 m/s)	206
Çizelge 5.6. Boru hatları için kullanılan düğüm verileri	214
Çizelge 5.7. Düğümler için ortalama ve maksimum basınç değerleri	216
Çizelge 5.8. Düğümler için bağımsızlık analizi sonuçları	217
Çizelge 5.9. Türbülans modellerinin kıyaslanması.....	220
Çizelge 5.10. Sıvı parametreleri.....	221
Çizelge 5.11. İşletme risk matrisi	232

Çizelge	Sayfa
Çizelge 5.12. RBI ilk adımında kritik ekipman olarak seçilen boru hattının değerlendirilmesi	232
Çizelge 5.13. Detaylı RBI ile incelenen 12 inçlik boru hattı verileri.....	233



ŞEKİLLERİN LİSTESİ

Şekil	Sayfa
Şekil 3.1. Petrol endüstrisinde kullanılan ekipmana göre kaza sayıları.....	17
Şekil 3.2. Açık denizlerde boru hatlarında kazaların nedenleri	18
Şekil 3.3. Deniz boru hattı arızaları	19
Şekil 3.4. Petrol ve gaz endüstrisinde kazaların nedenleri.....	19
Şekil 3.5. İç korozyon oluşum mekanizmaları	20
Şekil 3.6. Korozyon maliyetinin dağılımı	22
Şekil 3.7. Boru çeperinde korozyonun genel gösterimi	23
Şekil 3.8. Korozyonun genel çeşitleri	24
Şekil 3.9. Deniz altı petrol ve gaz endüstrisinde görülen iç ve dış korozyon çeşitleri.....	26
Şekil 3.10. O ₂ 'nin CO ₂ korozyonuna etki mekanizması	26
Şekil 3.11. CO ₂ - H ₂ S kısmi basıncına göre korozyon çeşitleri	28
Şekil 3.12. CO ₂ korozyon çeşitleri	31
Şekil 3.13. CO ₂ korozyonunu etkileyen parametreler	33
Şekil 3.14. Petrol yoğunluğunun kritik hız üzerindeki etkisi	36
Şekil 3.15. Petrol yoğunluğunun maksimum su oranı üzerindeki etkisi	37
Şekil 3.16. Sıcaklığın ve CO ₂ basıncının korozyon hızına etkisi	39
Şekil 3.17. Sıcaklığın modellerle ve deneyle bulunan korozyon hızına etkisi	40
Şekil 3.18. pH'ın korozyon hızına etkisi	41
Şekil 3.19. Krom bileşeninin CO ₂ korozyon hızına etkisi	42
Şekil 3.20. CO ₂ ve H ₂ S basıncı altında yoğuşan suyun pH'ı	43
Şekil 3.21. Farklı fugasite değerlerinde sıcaklığın korozyon hızına etkisi	43
Şekil 3.22. Farklı su oranlarında sıcaklığın korozyon hızına etkisi.....	45

Şekil	Sayfa
Şekil 3.23. Petrol boru hattındaki CO ₂ korozyonu oluşum mekanizması.....	55
Şekil 3.24. Sıcaklığın ve iyonik yükün çökelme oranına etkisi.....	63
Şekil 3.25. Denge sabitlerinin sıcaklığa göre değişimlerinin literatürdeki bazı modellerle kıyaslanması.....	65
Şekil 3.26. Gerçek durumların modellenmesi.....	66
Şekil 3.27. De Waard CO ₂ korozyon modelleri ağacı.....	67
Şekil 3.28. Korozyon modelleri yaklaşımları	68
Şekil 3.29. CO ₂ korozyonu için De Waard ve Milliams nomografı	75
Şekil 3.30. NORSOK M-506 korozyon modeli akış şeması	93
Şekil 3.31. Shell modelinde hesaplanan korozyon hızının ölçülen hızla kıyaslanması	98
Şekil 3.32. IFE modelinde hesaplanan korozyon hızının ölçülen hızla kıyaslanması	99
Şekil 3.33. Modeller arası kıyaslama	100
Şekil 3.34. Ölçülen değerlerle mevcut modeller arası kıyaslama	101
Şekil 3.35. Yüksek sıcaklığın korozyon hızına olası etkisi	103
Şekil 3.36. Yatay borularda iki fazlı petrol su akış rejim haritası.....	106
Şekil 3.37. Yatay hatlarda iki fazlı petrol su akışı Trallero akış desenleri	107
Şekil 3.38. Çok fazlı akış sayısal hesaplamaları gerçekleştirmek için yaklaşımlar	113
Şekil 3.39. ANSYS Fluent'te bulunan türbülans modelleri.....	119
Şekil 3.40. Risk matrisi 5x5	128
Şekil 4.1. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan hız ve kayma gerilimi ilişkisi.....	144
Şekil 4.2. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada korozyon hızı ve korozyon akımı koşullarının zamana bağlı değişimi	145

Şekil	Sayfa
Şekil 4.3. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada akış hızının farklı pH değerlerinde korozyon hızına ve korozyon akımına etkisi.....	146
Şekil 4.4. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada akış hızının farklı pH değerlerinde korozyon hızına ve korozyon akımına etkisi.....	147
Şekil 4.5. İskelenin ölçeksiz temsili görünüşü	155
Şekil 4.6. Boru hattının yandan ve kesitsel gösterimi	159
Şekil 4.7. CO ₂ korozyon hesabı için genelleştirilmiş akış şeması	170
Şekil 4.8. $5 \leq T_c \leq 90^\circ\text{C}$ sıcaklık aralığında K_T değişimi.....	171
Şekil 4.9. $90 \leq T_c \leq 150^\circ\text{C}$ sıcaklık aralığında K_T değişimi.....	171
Şekil 4.10. Duan-Sun CO ₂ çözünürlük modelinin Henry Yasası ile karşılaştırılması	177
Şekil 4.11. Denge sabitlerinin değişimlerinin modellerle kıyaslanması (a) Henry sabiti ve sıcaklığa göre kıyaslama (b) K_{a1} sabiti ve sıcaklığa göre kıyaslama (c) K_{a2} sabiti ve sıcaklığa göre kıyaslama (d) K_{a3} sabiti ve sıcaklığa göre kıyaslama.....	178
Şekil 4.12. Farklı çökelme modellerinin sabitleri ile sıcaklığın karşılaştırılması	180
Şekil 4.13. Bazı çökelme modellerinin pH'a karşı çökelme sabitlerinin karşılaştırılması	180
Şekil 4.14. NORSOK M-506 algoritması	184
Şekil 4.15. NORSOK M-506'da yapılan hesaplama algoritması değişiklikleri	185
Şekil 4.16. HAD ve NORSOK M-506 algoritması.....	186
Şekil 5.1. Akış hızının fonksiyonu olarak farklı türbülans modellerinde CO ₂ korozyon hızı.....	194
Şekil 5.2. Akış hızı ve pH'ın fonksiyonu olarak CO ₂ korozyon hızı	197
Şekil 5.3. HAD (Tez) analizinden elde edilen farklı sıcaklık değerlerinde kayma gerilimi ve akış hızının karşılaştırılması	203
Şekil 5.4. Farklı akış hızı, sıcaklık değerlerinde Nešić ve diğerleri deneyi (1995), NORSOK M-506 ve HAD (Tez) ile hesaplanan CO ₂ korozyon hızlarının karşılaştırılması	205

Şekil	Sayfa
Şekil 5.5. Sıcaklık ve pH'nın fonksiyonu olarak CO ₂ korozyon hızının karşılaştırılması	206
Şekil 5.6. NORSOK M-506 ile hesaplanan ve Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışmasında elde edilen CO ₂ korozyon hızlarının karşılaştırması	210
Şekil 5.7. HAD (Tez) ile hesaplanan ve Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışmasında elde edilen CO ₂ korozyon hızlarının karşılaştırması	211
Şekil 5.8. NORSOK M-506, HAD (Tez) ve sahada ölçülen CO ₂ korozyon hızına pH ve sıcaklığın etkisi	223
Şekil 5.9. NORSOK M-506, HAD (Tez) ve saha verisinin farklı sıcaklık değerlerinde akış hızının korozyon hızına etkisi açısından karşılaştırılması	224
Şekil 5.10. NORSOK M-506, HAD (Tez) ile elde edilen ve sahada ölçülen CO ₂ korozyon hızlarının farklı sıcaklık ve pH değerlerinde karşılaştırılması	226
Şekil 5.11. Farklı su içeriklerinde boru boyutunun korozyon hızına etkisi (HAD Sonuçları)	227
Şekil 5.12. Akış hızının ve P _{CO₂} 'nin fonksiyonu olarak CO ₂ korozyon hızı.....	228
Şekil 5.13. HAD (Tez) ile hesaplanan ve sahadaki korozyon hızlarının karşılaştırması	230

RESİMLERİN LİSTESİ

Resim	Sayfa
Resim 1.1. Korozyon kaynaklı Londra Flixborough kazası	1
Resim 3.1. Pemex kazası, Meksika	16
Resim 3.2. Petrol boru hatlarında iç korozyon.....	20
Resim 3.3. CO ₂ korozyon çeşitleri	31
Resim 3.4. Korozyon ağırlık kuponları.....	50
Resim 3.5. Elektriksel direnç problemleri.....	50
Resim 3.6. Demir karbonat tabakası içeren bir çelik numunenin kesitinin SEM görüntüsü	60
Resim 3.7. NORSOK M-506 ana ekran görüntüsü.....	91
Resim 4.1. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan deneysel sistem	141
Resim 4.2. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan PTFE kaplı yatay boru düzeneği.....	141
Resim 4.3. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan deney düzeneğinin şematik gösterimi	142
Resim 4.4. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada yüzeylerin enine kesit SEM görüntüleri	148
Resim 4.5. Deneysel çalışmadaki borunun fiziksel modeli	151
Resim 4.6. Çizilen boru modeline ANSYS meshing aracılığıyla atılan ağ yapıları	151
Resim 4.7. Sınır koşullarının gösterimi.....	152
Resim 4.8. Boru hattının bulunduğu ortamın fiziksel gösterimi (ölçeksiz)	155
Resim 4.9. Boru hatlarının fiziksel modeli	166
Resim 4.10. ANSYS ile çizilen 2B 12 inçlik boru hattında ağ görüntüsü	166
Resim 4.11. S&N çökeltme modeli eklenmiş UDF	182
Resim 5.1. Duvar yakınındaki ham petrol su karışımının kayma gerilimi konturları.....	195

Resim	Sayfa
Resim 5.2. Çift ve tek fazlı akışta duvardaki kayma gerilimlerinin karşılaştırılması	196
Resim 5.3. Farklı sıcaklık değerlerinde basınç ve hız değişim kontörleri	201
Resim 5.4. Farklı sıcaklık değerlerinde kayma gerilimi konturları	207
Resim 5.5. Yakınsama sonuçları	211
Resim 5.6. Duvara en yakın hücre katmanındaki y^+ değerlerinin konturu	211
Resim 5.7. Oluşturulan düğümler ve yakından görünüşleri.....	212
Resim 5.8. Düğüm 1'in yakından görünüşü.....	213
Resim 5.9. Düğüm 2'nin yakından görünüşü.....	213
Resim 5.10. Düğüm 3'ün yakından görünüşü.....	214
Resim 5.11. HAD korozyon modelini doğrulamak için kullanılan ağ yapısı ve topolojisi	215
Resim 5.12. 20. ve 30. saniyede giriş, orta ve çıkış hız profilleri	216
Resim 5.13. Hız profili ile aynı zamanlar için alınan hacim oranı görselleri	217
Resim 5.14. Farklı akış hızlarında petrol su akışının HAD ile simülasyonu görseli	219
Resim 5.15. Farklı akış hızlarında hat boyunca kayma geriliminin gösterimi.....	220
Resim 5.16. HAD modelinden elde edilen farklı su oranları konturları	223

SİMGELER VE KISALTMALAR

Bu çalışmada kullanılmış simgeler ve kısaltmalar, açıklamaları ile birlikte aşağıda sunulmuştur.

Simgeler	Açıklamalar
$[Fe^{+2}]$	Demir iyonunun konsantrasyonu, mol/m ³
$[H^+]$	Hidrojen iyonunun konsantrasyonu, mol/m ³
$[H_2CO_3]$	Karbonik asidin konsantrasyonu, mol/m ³
$[HCO_3^-]$	Bikarbonat iyonunun konsantrasyonu, mol/m ³
$[i]_F$	Serbest iyon konsantrasyonu, M
$[OH^-]$	Hidroksit iyonunun konsantrasyonu, mol/m ³
$\sum i$	İyon yükü toplamı
$^{\circ}API$	API derecesi
$^{\circ}F$	Fahrenheit
1B	Bir boyutlu
2B	İki boyutlu
A	Kesit alanı, m ²
A	Kurban anot kuponunun yüzey alanı, m ²
A_0, A_s	k-epsilon model sabiti
a	Fugasite kat sayısı
a, b, c	Ağırlık faktörleri
A/m ²	Akım yoğunluğu
A/V	Yüzey alanı/Hacim oranı
$a_{[i+]}$	i iyonunun konsantrasyonu, molar
A_0	Su için akış kesit alanı, m ²
a_1, a_2, a_3	Reaksiyon kat sayıları
AgCl	Gümüş klorür
a_i	i iyonunun aktivitesi
A_p	Üstel öncesi sabit, kinetik sabit
As	Arsenik
A_w	Petrol için akış kesit alanı, m ²
B	Reaksiyon kat sayıları

Simgeler	Açıklamalar
B	Bor
b₁, b₂, b₃	Reaksiyon kat sayıları
Ba	Baryum elementi
Bbl	Petrol varil
C	Konsantrasyon, g/mol
C	Karbon elementi
C_p	Özgül ısı, J/kg.°C
C	Maddenin cinsine bağlı olan sabit sayı, birimsiz
C (index)	Bileşen konsantrasyonu, molar
C₁, C₂	Atalet kayıp kat sayısı, m ⁻¹
C_H⁺	Hidrojen iyonunun konsantrasyonu, molar
C_{HCO₃}⁻	Bikarbonat iyonunun konsantrasyonu, molar
c_i	Sulu çözeltideki konsantrasyonlar, mol/L
C_{Na}⁺	Sodyum iyonunun konsantrasyonu, molar
Cl⁻	Klor iyonu
C_{OH}⁻	Hidroksit iyonunun konsantrasyonu, molar
Cr	Krom elementi
Cu	Bakır elementi
C_μ	Ortalama gerilme rotasyon oranı
C_k	k-epsilon modeli sabiti
D	DeneySEL
E	Young Modülü, GPa
E_a	Aktivasyon enerjisi, kJ/mol
E_f	Akışkan entalpisi, kJ/kg
E_s	Katı ortam entalpisi, kJ/kg
F	Yer çekimi gibi diğer gövde kuvvetleri
°F	Fahrenheit
f_{CO₂}	CO ₂ 'nin fugasite oranı, bar
Fe	Demir atomu
Fe(k)	Demir katı
Fe⁺²	Demir iyonu

Simgeler	Açıklamalar
Fe^{+3}	Ferrik iyon
$\alpha\text{-Fe}$	Ferit
Fe_3C	Sementit
FeCO_3	Demir karbonat, siderit
$\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$	Demir (II) bikarbonat
$\text{Fe}(\text{OH})_2$	Demir (II) hidroksit
Fe_xS_y	Demir sülfid
FeS	Demir sülfür
$F_{\text{H}_2\text{O}}$	Nem hesaplamalarında su kütlesi akışı
F_{top}	Nem hesaplamalarında toplam kütle akışı
g	Yer çekimi ivmesi, m/s^2
G_b	Yüzdürmeden dolayı türbülanslı kinetik enerji üretim oranı
G_k	Kaldırma kuvvetinden dolayı türbülanslı kinetik enerjisinin oranı
h_L	Sürtünme sebebiyle kayıp, m
H	Hidrojen atomu
H^0	Elektronsuz hidrojen
H^+	Hidrojen iyonu
HAc	Asetik asit
HCl	Hidroklorik asit
HCO_3^-	Karbonik asit iyonu
$\text{HCO}_3^-(\text{aq})$	Karbonik asit iyonu suda
H_2	Hidrojen
$\text{H}_2(\text{g})$	Hidrojen gazı
HAc	Karbonik asit
$\text{H}_2\text{CO}_3(\text{aq})$	Karbonik asit (suda)
H_2O	Su
HS^-	Hidrojen sülfür iyonu
$\text{H}_2\text{S}(\text{g})$	Hidrojen sülfür
$\text{H}_2\text{S}(\text{aq})$	Hidrojen sülfür (suda)
h_L	Sürtünme sebebiyle kayıp, m
HS^-	Hidrojen sülfür iyonu

Simgeler**Açıklamalar**

<i>I</i>	İyonik kuvvet, molar
<i>i_a</i>	Anodik akım yoğunluğu, A/cm ²
<i>i_o</i>	Denge durumundaki akım yoğunluğu, A/cm ²
<i>i_{py}</i>	İnç/yıl
<i>J</i>	Alan başına akış, A/m ²
<i>k</i>	Boltzman sabiti, JK ⁻¹
<i>k</i>	Boru pürüzlülüğü, m
<i>k</i>	Isıl iletkenliği, W/m K
<i>k</i>	Türbülans kinetik enerji, m ² /s ²
<i>K</i>	Kaplama faktörü
<i>K_(index)</i>	pH hesaplamalarında kullanılan denge sabiti
<i>K_(index)</i>	Viskozite hesaplamalarında kullanılan sabit
<i>K⁺</i>	Potasyum iyonu
<i>K_{0w}</i>	Suyun ayrışma sabiti, molar
<i>K₁</i>	Karbonat anyonunun çözülmesi denge sabiti, molar
<i>K₂</i>	Bikarbonat anyon ayrışması denge sabiti, molar
<i>K_{bikar}</i>	Bikarbonat anyon ayrışması denge sabiti, molar
<i>K_H</i>	Karbondioksitin çözülmesi denge sabiti, molar/bar
<i>K_{kar}</i>	Karbonatın çözülmesi denge sabiti, molar
<i>k_m</i>	Metal yüzeye kütle geçişinin kinetiğiyle ilgili hız sabitleri
<i>K_{SP}</i>	Demir karbonat denge sabiti, molar
<i>K_T</i>	Korozyon hızı hesaplamalarında kullanılan T sıcaklığı sabiti
<i>K_w</i>	Suyun ayrışma sabiti, molar ²
<i>L</i>	Boru uzunluğu, mm
<i>l</i>	Türbülans uzunluğu, m
<i>L_e</i>	Giriş uzunluğu, mm
<i>m</i>	Parçacık kütle akış hızı, kg/s
<i>m</i>	Kütle, kg
<i>M</i>	Moleküler ağırlık, kütle, g
<i>Mg</i>	Magnezyum elementi
<i>Mg⁺²</i>	Magnezyum iyonu

Simgeler**Açıklamalar**

MW_{Fe}	Demir molekül ağırlığı
NaCl	Sodyum klorür
NaHCO₃	Sodyum bikarbonat
Nb	Niyobyum atomu
Ni	Nikel atomu
OH⁻	Hidroksit iyonu
OH⁻_(aq)	Hidroksit iyonu (suda)
p_{H2O}	H ₂ O buhar basıncı, bar
Q	Elektrik yükü
Q_G	Hacimsel gaz akışı, MSm ³ /gün
Q_L	Sıvının (yani sıvı hidrokarbonlar ve su) hacimsel akışı, Sm ³ /gün
Q_o	Su için hacimsel akış hızları, m/s
Q_w	Petrol için hacimsel akış hızları, m/s
P	Fosfor elementi
P	Dâhili tasarım basıncı, bar, barg
P_{CO2}	CO ₂ 'nin kısmi basıncı, mPa
psu	Pratik tuzluluk birimi,
r	Korozyon reaksiyon hızı, mpy
r	Yarıçap, mm
R	Evrensel gaz sabiti, J/kmol
R	Çap, mm
R	μ_{su} / μ_{pet}
Re	Reynolds sayısı
ρ_w	Su yoğunluğu, kg/m ³
S	Sülfür atomu
Si	Kullanıcı tanımlı kaynak terimleri, kJ/kg
S_{ij}	Kronecker delta
S_{ij}	Gerinim oranı tensörü
S_k, S_ε	Kullanıcı tanımlı k ve epsilon kaynak terimleri, kJ/kg
S⁻²	Sülfür iyonu
SO₄⁻²	Sülfat iyonu

Simgeler	Açıklamalar
Sr	Stronsiyum elementi
T_c	Sıcaklık, °C
Ti	Titanyum
T_k	Sıcaklık, K
T_{tortu}	Tortu sıcaklığı, K
U, u	Akışkan hızı, m/s
U_c	Merkez çizgideki maksimum hız, m/s
u_c	Simetri eksenindeki hız, m/s
u_{Gs}	Gaz yüzeysel hızı, m/s
u_i	x _i doğrultusundaki hız bileşeni
u_L	Sıvının yüzeysel hızları, m/s
u_{ms}	Karışımın hızı, m/s
u_o	Petrol yüzeysel hızı, m/s
U_{ort}	Ortalama hız, m/s
U_{so}	Petrol yüzeysel hızı, m/s
U_{sw}	Su yüzeysel hızı, m/s
U_∞	Serbest akış hızı, m/s
u_w	Su yüzeysel hızı, m/s
v	Radyal yönde aktif korun altından yukarıya doğru mesafesi, m
v_c	Rota metre dönüş hızı, m/s
ω_k	Açısal hız, m/s
WCR	Su yoğuşma hızı, m ³ /s
WT_{kritik}	Minimum duvar kalınlığı, mm
WT_n	Nominal duvar kalınlığı, mm
V_{cor}	Korozyon hızı, mm/yıl
V_m	Korozif maddelerde en yüksek kütle transfer hızı, m/s
V_e	Erozyon akış hızı, m/s
V_r	Aktivasyon reaksiyon kinetiğinde en yüksek reaksiyon hızı, m/s
Y	Kat sayı değeri, birimsiz
Z	Gaz sıkıştırılabilirlik faktörü, birimsiz
z_i	İyon yükü, birimsiz

Simgeler	Açıklamalar
X	x ışını
x	Su oranı
x_j	j yönünde hız, m/s
y^+	Duvar mesafesi, birimsiz
z	İyonlaşma sayısı, birimsiz
γ	Özgöl ağırlık, N/m ³
$\gamma_{[H^+]}$	H ⁺ iyonunun aktivite sabiti, birimsiz
$\gamma_{F(i)}$	i iyonunun aktivite sabiti, birimsiz
γ_0	Spesifik gravite, birimsiz
γ_G	Doğal gazın özgül ağırlığı, lb/ft ³
ΔL	Boru uzunluğu, m
ΔH^0	Oluşum entalpi, kJ
$\Delta P(T)$	Sıcaklığa bağlı basınç kaybı, Pa
$\Delta P_f(T)$	Boru hattında sıcaklığa bağlı basınç kaybı, Pa
ΔU^T	U vektörünün devriğinin gradyanı
ρ	Akış yoğunluğu, kg/m ³
ρ_{15}	Petrolün 15°C'deki yoğunluğu, kg/m ³
$\rho_{\text{karbonçelik}}$	Karbon çelik öz kütlesi, kg/m ³
ρ_{Pet}	Petrol yoğunluğu, kg/m ³
ρ_L	Sıvının öz kütlesi, kg/m ³
ρ_o	Petrolün öz kütlesi, kg/m ³
ρ_w	Suyun öz kütlesi, kg/m ³
τ	Kayma gerilimi, Pa
σ	Doygunluk oranı
σ	Petrol-su yüzey gerilimi, N/m
θ	Boru açısı, °
ε	Pürüzlülük, mm
ε	Türbülans dağılım hızı, m ² /s ³ ,
k	Türbülans kinetik enerji, m ² /s ²
l	Türbülans uzunluğu, m

Simgeler**Açıklamalar**

ε_0	Petrol oranı
ε_w	Su oranı
Φ	Su oranı
λ	Sıvı oranı
α_G	Gaz oranı
μ	Kinematik viskozite, cP, Ns/m ²
μ_G	Gazın viskozitesi, Ns/m ²
μ_L	Sıvının viskozitesi, Ns/m ²
μ_m	Karışımın viskozitesi, Ns/m ²
μ_o	Petrolün viskozitesi, Ns/m ²
μ_{pet}	Petrolün viskozitesi, Ns/m ²
μ_{ref}	20°C'de suyun kinematik viskozite referans değeri, Ns/m ²
μ_t	Türbülans eddy viskozitesi, kg/sm
μ_{su}	Suyun viskozitesi, Ns/m ²
μ_w	Suyun viskozitesi, Ns/m ²
$\sum i$	İyon yükü toplamı
k	Isıl iletkenliği, W/m K
C_p	Isı kapasitesi, J/kg.°C
ν	Poisson oranı, MPa
σ_a	Minimum akma dayanımı, MPa
$\sigma_k, \sigma_\varepsilon$	k ve ε için türbülans Prandtl sayısı
$\emptyset$	Genel akış değişkeni (örnek: entalpi)
Ω_{ij}	Dönme hızı tensörü
$\widetilde{\Omega}_{ij}$	ω_k açısal hızına sahip ortalama dönme hızı tensörü

Kısaltmalar**Açıklamalar**

AB	Avrupa Birliği
ABD	Amerika Birleşik Devletleri
AC	Alternatif akım

Kısaltmalar**Açıklamalar**

AE	Akustik Emisyon
AGOCO	Libya Arabistan Körfezi Petrol Şirketi
AISI	Amerikan Demir ve Çelik Enstitüsü
ANSI	Amerikan Ulusal Standart Enstitüsü
ANSYS	HAD Analizi için Lisanslı Program
API	Amerikan Petrol Enstitüsü
AIChE	Amerikan Kimya Mühendisleri Enstitüsü
ARGE	Araştırma Geliştirme
ARIA	Kazalarla İlgili Analiz, Araştırma ve Bilgi Veri Tabanı
ASM	Amerikan Metaller Derneği
ASME	Amerikan Makine Mühendisleri Derneği
AUT	Otomatik ultrasonik test
BDD	Bockris, Drazic ve Despic
BH	Bölüm hat numarası
BP	İngiliz Petrolleri
CA	Korozyon ödeneği
CAPEX	Sermaye harcamaları
CAPP	Kanada Petrol Üreticileri Birliği
CCPS	Amerikan Kimya Proses Güvenliği Merkezi
CFD	Hesaplama akışkanlar dinamiği
CIMS	Korozyon ve muayene yönetim sistemi
CoF	Arızanın sonuçları
COMSOL	HAD analizi için lisanslı program
CORMED	Korozyon modelleme yazılımı
CORPOS	Force Teknoloji korozyon modelleme yazılımı
COUPLED	Bağlaık algoritma
CPR	Korozyona dayanıklı ürün
CPU	Merkezi işlem birimi
CR	Korozyon hızı
CRA	Korozyona dayanıklı alaşımlar
CSA	Kanada Standartlar Birliği

Kısaltmalar**Açıklamalar**

DES	Ayrık girdap simülasyonu
DWM	De Waard ve Milliams Modeli
DMD	De Waard, Milliams, Dugstad Modeli
DML	De Waard, Lotz ve Milliam Modeli
DNS	Doğrudan sayısal simülasyon
DNV GL	Det Norske Veritas Germanischer Lloyd
DO	Doygunluk oranı
DOT	ABD Ulaştırma Bakanlığı
DPM	Ayrık faz modeli
DÜ	Düşük
EAC	Çevre destekli çatlama
EC	Avrupa Komisyonu
ECE	Elektronik Korozyon Mühendisleri
EDS	Enerji dağılımlı spektroskopi
EDXA	Enerji Dağılımlı x-Işını Analizi
EFC	Avrupa Korozyon Federasyonu
EIS	Elektrokimyasal empedans spektroskopisi
eMARS	Büyük Kaza Raporlama Sistemi
EN	İngilizce
ENM	Elektrokimyasal gürültü ölçümü
ER	Elektriksel direnç
EVM	Eddy viskozite modelleri
FCV	Kalan duvar kalınlığının güvenlik seviyesi faktörü
FEA	Sonlu elemanlar yöntemi
FBE	Füzyon bağlantılı epoksi
FHWA	ABD Federal Kara yolu İdaresi
FMEA	Hata Türü ve Etkileri Analizi
FMECA	Arıza Modu, Etkileri ve Kritiklik Analizi
FMSA	Arıza Modu ve Belirtileri Analizi
FOS	Fiber optik sensör
FRL	Risk seviyesine bağlı faktör
FSM	Fraksiyonel adım

Kısaltmalar**Açıklamalar**

GWU	Kılavuzlu dalga ultrasonik
HAZOP	Tehlike ve İşletilebilirlik Analizi
HCR	Hidrokarbon sistemi
HIC	Hidrojen kaynaklı çatlama
HSE	İngiltere Sağlık ve Güvenlik Kurulu
HTTC	Gerilme kaynaklı indüklenen hidrojen çatlaması
HYDROCOR	Korozyon modeli
ICMT	Korozyon ve Çok Fazlı Teknoloji Enstitüsü
ID	İç çap
IFE	Enerji Teknoloji Enstitüsü
ILI	Hat içi denetim
INERIS	Ulusal Endüstriyel Çevre ve Riskler Enstitüsü
IRB	Demir azaltıcı bakteriler
ISO	Uluslararası Standardizasyon Örgütü
IUPAC	Uluslararası Temel ve Uygulamalı Kimya Birliği
JIP	Ortak Sanayi Projesi
KYS	Korozyon yönetim sistemi
LES	Büyük eddy/girdaplı simülasyonu
3LPP	Üç katmanlı polipropilen
LPR	Lineer polarizasyon direnci
LRN	Düşük Reynolds sayılı
LRUT	Uzun menzilli ultrasonik test
LTD	Tasarım ömrü
LTV	Yaşam süresi değeri
3LPE	Üç katmanlı polietilen
MATLAB	Matrix laboratuvarı
MFL	Manyetik akı kaçağı
MGM	Meteoroloji Genel Müdürlüğü
MIC	Mikrobiyolojik etken kaynaklı korozyon
MINITAB	Veri Analizi için Program
MMS	Ulaştırma Bakanlığı ve Mineraller Yönetimi Hizmeti

Kısaltmalar**Açıklamalar**

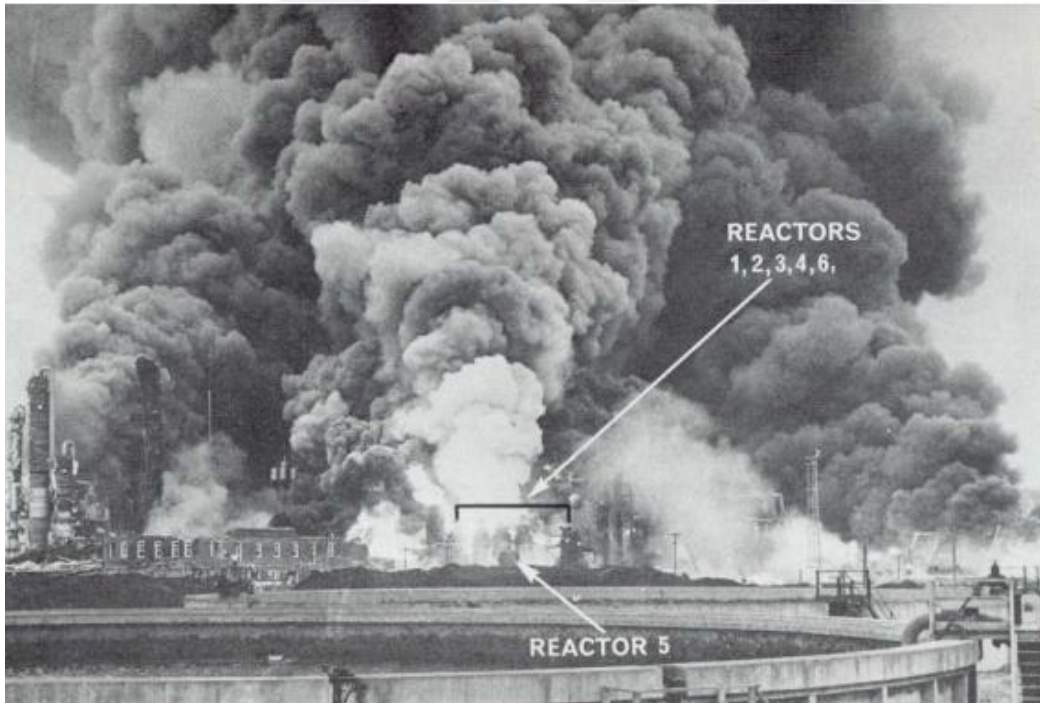
MS	Mega Standart
NDT	Tahribatsız muayene
NOROG	Norveç Petrol ve Gaz Birliği
NORSOK	Norsk Sikkels Konkuranseposisjon
NPS	Nominal boru boyutu
NS	Navier-Stokes
NS	Güvenlik Kurumu Hidrokarbon Yayılım Veri Tabanı
NSA	Norveç Armatürler Birliği
OSHA	ABD İş Sağlığı ve Güvenliği İdaresi
PARLOC	Boru Hattı ve Riser Bütünlük Kaybı
PFD	Süreç akış diyagramı
P&ID	Boru tesisatı ve enstrümantasyon şeması
PISO	Operatörlerin bölünmesiyle örtülü basınç
PoF	Arıza olasılığı
PPM	Milyon başına parça
PR	Kristallerin çökme oranı
PR	Petrol akış oranı
PREDICT	Korozyon tahmin modeli
PSİ	İnç kare başına pound
PTA	Proses tehlike analizi
PTFE	Politetrafloroetilen
PWC	Tercihli kaynak korozyonu
RBI	Risk temelli denetim
RC	Dönen silindir
RCM	Güvenilirlik ve Bakım Yönetimi
RNG	Yeniden normalizasyon grubu
ROTV	Uzaktan kontrollü çekilen araçlar
ROV	Uzaktan kumandalı su altı aracı
RP	Tavsiye edilen uygulama
RSM	Reynolds stres modelleri
SCC	Gerilmeli korozyon çatlaması

Kısaltmalar**Açıklamalar**

SCH	Duvar kalınlığı derecesi
SG	Spesifik gravite
SGS	Ağ-altı-ölçek stresi
SH	Tasarım Sıcaklığında Borunun İzin Verilen Gerilimi, N/mm ²
SİB	Sülfat indirgen bakteriler
SIMPLE	Yarı örtülü basınç yöntemi
SIMPLEC	Tutarlı basınç yöntemi
SMLS	Dikişsiz (Borular için)
SN	Sun Nešić
SOHIC	Gerilme kaynaklı indüklenen hidrojen çatlaması
SP	Silindir boru
SR	Doygunluk oranı
SRB	Sülfat indirgen bakteri
SSC	Sülfid stres çatlaması
SSPS	İstatistik yazılımı
SST	Kayma gerilmesi taşınımı
ST	Tabakalı akış
SWC	Kademeli çatlama
TNI	Denetim aralığı
UDF	Kullanıcı tanımlı fonksiyon
UDM	Kullanıcı tanımlı bellek
UDMI	Kullanıcı tanımlı bellek
ULL	Lafayette Louisiana Üniversitesi
UT	Manuel ultrasonik test
UTM	Ultrasonik kalınlık ölçümü
VOF	Sıvı hacmi
W	Wolfram

1. GİRİŞ

Deniz altındaki dinamik ortamlarda yanıcı madde taşıyan yatay boru hatlarının bütünlüğü, hayati önem taşımaktadır. Zorlu ortamlarda hidrokarbon taşıma talebinin artmasıyla, boru hatlarının özellikle karbondioksit (CO_2) maruziyeti nedeniyle, korozyon kritik bir endişe haline gelmektedir. Dünya genelindeki boru hatlarının birçoğunun tasarım ömrünün sonuna gelmiş olması nedeniyle meydana gelen korozyon ilerlemesi dikkate alındığında petrol ve gaz endüstrisinde her an büyük kaza ile karşı karşıya olduğumuzu söylemek yanlış olmaz. Büyük endüstriyel kazaların %20'si korozyon nedeniyle oluşmuştur [1]. 1985 ile 2000 yılları arasında meydana gelen 99 büyük kazanın, ekipmandaki korozyon sebebiyle olduğu tespit edilmiştir [1]. Flixborough, (İngiltere, 1974), Berre-l'Etang (Fransa, 1988), Kallo (Belçika, 2005) ve Gironde (Fransa, 2007) gibi kazalar büyük kazaların olası ciddi sonuçlarını göstermesi açısından oldukça önemlidir (Resim 1.1) [2-4].



Resim 1.1 Korozyon kaynaklı Londra Flixborough kazası [4]

Dünya genelinde korozyonun maliyeti 2,5 trilyon \$'dır, bu değer dünyadaki gayri safi hasılanın yaklaşık %3,4'üne karşılık gelir. Brezilya'nın 2,2 trilyon \$ gayri safi hasıla ile dünyada en gelişmiş on ülke sıralamasında yedinci sırada yer alması da düşünüldüğünde, maliyetin azaltılmasının önemi daha iyi anlaşılabilir. Ulusal Korozyon Mühendisleri Birliği

(NACE) tarafından yayımlanan *International Measures of Prevention, Application, and Economics of Corrosion Technologies (IMPACT)* başlıklı araştırma raporu korozyonun önlenmesine yönelik çalışmaların maliyette %15 ile %35 aralığında bir azalma oluşturacağını ortaya koymuştur [2]. Bu sebeple tehlikeli madde depolama, doğal gaz ve akaryakıt iletiminde kullanılan boru hatlarında korozyona yönelik üretilecek çözümler hem çevre ve insan sağlığı açısından hem de ekonomiye katkısı sebebiyle önem kazanır. Korozyonun yüksek risk oluşturduğu sektörlerin karmaşık ve dinamik yapısı sebebiyle, dolaylı giderlerin giderek artması ve olası salımların büyük kazalara neden olması da düşünüldüğünde korozyonla mücadele açısından yapılan bilimsel çalışmaların önemi daha iyi anlaşılmaktadır. Ancak maliyetin büyüklüğüne rağmen dünya genelinde CO₂ korozyonu önlenme çalışmalarının büyük kazaları önlemede yetersiz kaldığı görülmüştür.

Korozyon doğal bir süreçtir ve dünyada metaller giderek azalmaktadır. Bununla birlikte yüksek operasyon riski taşıyan hava yolu taşımacılığı ve petrol gaz gibi endüstrilerde, olası korozyonun ekipmanda oluşturacağı hasar sonucu meydana gelen kazalar da düşünüldüğünde, korozyonun kabul edilebilmesi mümkün değildir. CO₂ korozyonuyla mücadele için endüstride tasarımda güvenlik, doğru malzeme seçimi, malzemenin güçlendirilmesi, ortam koşullarını değiştirme (inhibitör ekleme, sıcaklığı ve hızı azaltma), katodik ve anodik koruma, çevre dostu, ekonomik korozyon koruyucu malzemeler ve kaplamaların geliştirilmesi, gerçek ortam koşullarında korozyon hızının modelleme ile tahmin edilmesi, laboratuvar ortamında hızlandırılmış korozyon testleriyle malzeme ömrüne ilişkin değerlendirme, ekipmanın/malzemenin büyük bir onarım gerektirme veya değiştirilme anına kadar kalan sürenin kesin tahmin edilmesi gibi birçok yöntem kullanılır. Gelişen endüstri şartları ve artan ihtiyaçlar sonucu modelleme CO₂ korozyonunun önlenmesinde oldukça etkili bir yöntem olarak karşımıza çıkmaktadır. Malzeme seçimi ve korozyon koruma stratejileri konusunda kapsamlı yönergeleriyle tanınan NORSOK M-506 standardı, deniz ortamlarındaki CO₂ korozyon zorluklarıyla başa çıkmak için petrol ve gaz endüstrisi için önemli bir çerçeve sağlamaktadır. Bu doktora tezinde deniz petrol boru hatlarındaki CO₂ korozyonunun, NORSOK M-506 [5] perspektifinden Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği (HAD) ile simülasyonunu yapılarak, risk değerlendirmesiyle kapsamlı bir çalışma ele alınmıştır. Çalışmanın doğrulanması Nešić, Solvi ve Enerhaug (1995) [6] çalışmasında elde edilen deneysel veriler ve saha verileriyle karşılaştırılarak yapılmıştır. Akışkan davranışını anlamamanın güçlü bir aracı olan ve CO₂ korozyonunun karmaşık dinamiklerini modellemek için benzersiz bir fırsat sunan HAD, NORSOK M-506 nokta

modeliyle uyumlu hale getirilerek korozyon hızının ve riskli bölgelerin anlaşılması amaçlanmıştır. Denizdeki petrol hatlarında CO₂ korozyonunun modellenmesi konusunun çok yönlülüğü nedeniyle, yapılan bu çalışmada öncelikli olarak sektörde ve literatürde büyük kazalar açısından endişe verici olan yatay petrol boru hatları ele alınmıştır. Tez bulgularının CO₂ korozyonuna etki eden pek çok faktörün getirdiği belirsizliklere karşı tahmin yoluyla risklerin azaltılmasıyla ulaşması zor alanlarda ekipman hasar tahmini yapılması, farklı ortam parametrelerinin etkilerinin değerlendirilmesi, doğadaki sınırlı kaynaklardan biri olan metallerin verimli kullanılması ve bakım maliyetlerinin azaltılması gibi avantajlara katkıda bulunulması beklenmektedir.

Teorik temeller, gelişmiş sayısal simülasyonları ve endüstri tarafından kabul görmüş NORSOK M-506 standardı birleştirilerek, CO₂ korozyonuna karşı yatay deniz boru hatlarının güvenilirliğinin ve dayanıklılığının artırılması hedeflenmiş, böylece enerji kaynaklarının sürdürülebilir gelişimine, proses emniyetine ve risk temelli bakım faaliyetlerine katkıda bulunulması amaçlanmıştır. Ayrıca tezin yasal mevzuat gereği korozyonla mücadele edilmesi yükümlülüğü açısından endüstriye kaynak oluşturmaları ve gelecek çalışmalara da katkı sağlaması beklenmektedir. Doğal olarak korozyon maliyetlerinin azaltılması, giderlerin ekonomiye ve üretime kazandırılması bu tezin genel etkisini ve katma değerini oluşturmuştur.

Varsayımlar

Tezdeki varsayımlar şunlardır:

1. Tesisin kullanım ömrü boyunca tamir ve bakım prosedürlerini uyguladığı varsayıldı.
2. Analizde tasarım hataları ihmal edilmiştir, tesisin tasarıma uygun şekilde işletildiği kabul edilmiştir. Boru hattı düz yataydır.
3. Hat boyunca herhangi bir engel yoktur ve hat çapı tüm hat boyunca sabit kalır. Ekipmanın iç çapının sabit olduğu varsayıldı; ancak elbette duvarlar aşındığından bu tam olarak doğru değildir. Bununla birlikte et kalınlığındaki değişim, boruların iç çapına kıyasla çok küçüktür, bu sebeple herhangi bir soruna neden olmamıştır.
4. Reaksiyon olmadığı için reaksiyon hızının, $R_i \approx 0$ olduğu ve ilgili türlerin konsantrasyonlarının dengede olduğu varsayıldı.

5. Su kimyası tespit edilmediği için korozyon sürecinde iyonların birbirleriyle etkileşime girmeden sınır katmanından bağımsız olarak yayıldığı, basitleştirilmiş su kimyası olduğu varsayıldı.
6. Borudaki akışın sadece sıvı halde olduğu varsayıldı. Bununla birlikte hatlarda petrol içeriğinde bulunan su saf olmayıp, safsızlıklar, kir ve diğer partikül maddelerle birlikte bulunmaktadır. Parçacıkların boyutuna ve kütesine bağlı olarak, duvarda korozyon ve erozyon oluşmasına katkıda bulunabilir. FLUENT, bu tür parçacık yüklü akışların yanı sıra yüzeyde oluşan aşınmayı modelleme yeteneğine sahiptir. Bununla birlikte, parçacıkların sayısı, boyutu ve kütle dağılımları gibi bilgiler gerektirecektir, böyle bir bilgi bulunmadığı için dikkate alınamadı. Suyun saf olduğu varsayıldı.
7. Boru hattı boyunca basınç ve sıcaklık profilleri mevcut olmadığından, simülasyonda, sıcaklığın esas olarak ortama yayılması nedeniyle girişten çıkışa doğru doğrusal olarak azaldığı varsayıldı. Sürtünme, kinetik enerji kaybı ve yükseklik değişiklikleri gibi değerler sebebiyle toplam basınç düşüşünün boru hattı boyunca doğrusal olduğu varsayıldı.
8. Boru hatlarında petrol-su akışında faz değişimi ve kütle transferi olmadığı varsayıldı.
9. Akışın homojen dağıldığı varsayıldı.
10. Borunun iç çeperinin petrolle dış çeperinin deniz suyuyla termal dengede olduğu varsayıldı. İzotermal akış olması sebebiyle sıcaklık değişimlerinin akış üzerindeki etkisinin ihmal edilebilir düzeyde olduğu varsayıldı.
11. Akışkan hatlara girdiğinde hidrojen sülfür (H_2S) içeriğinin düştüğü ve düşmeye devam ederek sıfırlandığı varsayıldı.
12. Ölçüm sonuçlarının hatasız olduğu, kullanılan cihazların kalibrelerinin tam olarak yapıldığı varsayıldı.

Tezin sınırlılıkları

Bu tezdeki sınırlılıklar şunlardır:

1. Tez, çalışmanın yürütüldüğü boru hattıyla ve akışkan özelliği ile sınırlıdır.
2. Tez, tüm korozyon mekanizmalarını ele almaz, CO_2 korozyonu ile sınırlıdır.
3. Korozyona uğrayan çelik yüzeydeki su kimyası oldukça farklı olabilir, Sun ve Nešić (2009) çökelme modeli ile sınırlıdır.

4. Tez NORSOK M-506 modeline ilişkin sınırlılıklarla da sınırlıdır. Model, demir karbonatın süper doygunluğuna dayanan basit bir deneysel korelasyonunu kullanır. Model, yüksek çözelti tuzluluğunun korozyon üzerindeki etkisini dikkate almaz. Süper kritik akışkanlar dikkate alınmaz.
5. Tez kapsamında kullanılan veriler ve edinilen bilgiler belirtilen zaman aralığı ile sınırlıdır. Ölçüm yapılırken boruların alt kısmına erişim ve tespit edilme zorluğu sebebiyle saha verilerinde ölçüm hatası olabilir.

Modellemenin doğrulaması, Akdeniz’de yer alan petrol endüstrisinde faaliyet gösteren bir işletmeden elde edilen saha verilere ve literatürden seçilen Nešić ve diğerleri (1995) [6] makalesindeki deneysel sonuçlara dayalıdır. Çalışmalar teorik ve saha çalışmaları kapsamında yürütülmüştür. Saha verileriyle yapılan çalışmalarda karşılaşılan önemli bir konu verilerle ilgilidir. İş yeri tarafından sunulan saha verilerinde ortalama akışlar kullanıldığı görülmüştür, bu verilere kapatma, bakım günleri dâhil değildir. HAD ile tahmin edilerek bu zorluklar aşılmaya çalışılmıştır. Doğrulamada kullanılan makalede deneysel çalışma sırasında karşılaşılan zorluklardan bahsedilmiştir, bununla birlikte CO₂ korozyonunu çok yönlü ve kapsamlı şekilde ele alan başka bir çalışmaya rastlanılmadığı için bu zorluklar tezde de sınırlılık olarak kabul edilmiştir.

Bu tez *Giriş*, *Literatür Araştırması*, *Kavramsal Çerçeve*, *Materyal ve Yöntem*, *Bulgular*, *Tartışma*, *Sonuç ve Öneriler* olmak üzere yedi ana bölümden oluşmaktadır. *Giriş* bölümünde çalışmanın önemi, amacı, planı ve yöntemi hakkında bilgi verilmiştir; sonraki bölüm olan *Literatür Araştırması*’nda şimdiye kadar yapılmış çalışmalar incelenmiştir. *Kavramsal Çerçeve*’de ise yatay petrol boru hatlarında CO₂ korozyon ve modellemesi ile ilgili genel bilgiler sunulmuş ve diğer modelleme çalışmalarından örnekler verilmiştir. *Materyal ve Yöntem* bölümünde, tezde kullanılan makale ve iş yeri tanıtılmış, HAD ve NORSOK M-506 hakkında genel bir bakış açısı sunulmuştur. Beşinci bölüm olan *Bulgular* bölümünde simülasyon sonucu elde edilen bulgular verilmiştir. *Tartışma* bölümünde ise bulgularla ilgili değerlendirmeler yapılmıştır. *Sonuç ve Öneriler* bölümünde sonuçların en önemlileri vurgulanarak özelden genele doğru korozyonla mücadele için öneriler sunularak tez sona ermiştir.



2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI

Deniz altındaki petrol boru hatlarında CO₂ korozyonunun tahmin edilmesine yönelik çalışmaların çoğu, çok düşük miktarlarda sıvıyla, küçük çaplı (1 ile 3 inç) ve 10 - 15 metre uzunluğundaki kısa mesafedeki hatlarda düşük yüzeysel hızlara sahip akışlarla yapılan deneysel modelleme ve sahadan elde edilen sayılı verilerle geliştirilen mekanik modelleme çalışmalarından oluşur. Petrol ve gaz operasyonlarında karşılaşılan koşulların, deney ile gerçekçi bir şekilde değerlendirilmesinin zorluğunun yanı sıra, maliyet ve süre gerektirmesi de düşünüldüğünde, HAD çalışmalarının saha ve literatürle uyumlu tahminler vermesi sebebiyle simülasyon çalışmaları gün geçtikçe artmaktadır. CO₂ korozyonu hesabında NORSOK M-506 ile HAD birleştirilmesine ilişkin az sayıda çalışma olsa da, çoğu orijinal şekliyle modellemeye odaklanmışlardır. NORSOK M-506 modelinin teknik alt yapısının geliştirilmesine ilişkin çalışmaların son on yılda olduğu görülmüştür, bu tarihten önceki yıllarda literatürde bu yönde herhangi bir çalışma ile karşılaşılammıştır. Literatür incelemesinin amacı, büyük çaplı ve yüksek akış hızına sahip hatlarda NORSOK M-506 CO₂ korozyonunun modellenmesini HAD simülasyonu ile entegre eden çalışmaları bulmak olduğundan, daha çok geniş çaplı hatlardaki akışı dikkate alan çalışmalar sunulmaya çalışılmıştır.

Nyborg, Andersson ve Nordsveen (2000) denizdeki gaz hatlarında akış rejimini, sıcaklık, basınç ve akış hız profilleriyle birlikte hat boyunca CO₂ korozyon hızını simüle etmişlerdir. CO₂ korozyon hızını hesaplamak için en etkili üç modeli (De Waard 93, 95 ve NORSOK M-506) kullanmışlardır. Üç fazlı akışı lisanslı akış modeli olan ve endüstride yaygın kullanılan OLGA® yazılımıyla simüle etmişlerdir. De Waard modelleri korozyon filmlerinin etkisini de hesaba katmak için, kritik bir ölçekleme sıcaklığının üzerinde hesaplanan korozyon hızını bir ölçekleme faktörü ile çarptığından daha düşük korozyon hızları vermiştir. İki model kıyaslandığında, De Waard 93 modelinin, 95 modelinden daha fazla sıcaklığa bağlı olduğu görülmüştür. Çalışmada De Waard modellerindeki ölçekleme sıcaklığının yalnızca CO₂ kısmi basıncına bağlı olduğu ve bu sıcaklığın De Waard 93 modeli için 70°C, 1995 modeli için ise 73°C olduğu tespit edilmiştir. Yüksek sıcaklık ve pH'ta NORSOK M-506 modelinin koruyucu korozyon filmlerinin etkisini De Waard modellerinden daha fazla hesaba kattığı tespit edilmiştir. Çalışmada yüksek pH'lı ortamlarda NORSOK M-506 modeliyle hesaplanan korozyon hızının, sıcaklık 40°C'yi aştığında düşmeye başladığı ve 80°C'nin üzerinde ise

daha hızlı düştüğü ortaya koyulmuştur [7]. *OLGA*® yazılımında yatay akışta yeterli sonuçları verecek imkânı sağlarken, dikey akışta gerçekçi olamayacak şekilde ham petrol ve suyun her zaman dağılmış olduğu varsayılmaktadır. Bu yönüyle tezde kullanılan Fluent'ten ayrılır, Fluent akışı daha gerçekçi ele alır. Bu çalışma, her ne kadar doğal gaz ile yapılmış olsa da NORSOK M-506'nın akışkanlar dinamiğiyle birleştirilmesinin olumlu sonuçları açısından kayda değerdir.

Hu ve Cheng (2016) boru hatlarında petrol-su akışında faz değişimi ve kütle transferi olmadığı varsayımıyla petrol/su hacim oranı dağılımını ve duvar kayma gerilmesini belirlemeyi amaçlamışlardır. Bu sebeple HAD simülasyonları (Fluent 15.0) yapmışlardır. Petrol-su iki fazlı akışında, boru hatlarının CO₂ korozyon hızını tahmin etmek için HAD tabanlı deneysel bir model geliştirmişlerdir. Akış modeli, su birikim yerlerini belirleyerek boru hatlarında olası korozyon oluşum yerlerini tespit edebilmiştir. Petrol/su fazını %95 - 5, %80 - 20 ve %60 – 40 olarak üç farklı değerde alıp ve karışımın sıcaklığını 40°C'de sabit tutarak sabit basınçta akış hızını dört farklı değerde (0,2; 0,3; 0,5; 1 m/s) değiştirmişlerdir. En yüksek kayma geriliminin %60 – 40'lık karışımın 0,2 m/s akış hızında olduğunu ortaya koymuşlardır. Deneysel değerlerle doğrulama yapmışlardır. Yatay borular için, düşük akış hızlarında, yani 0,2, 0,3 ve 0,5 m/s'de, su fazının borunun altında biriktiğini bulmuşlardır. Yukarı eğimli boru hatlarında ise %5'lik su fazı gibi çok az miktarda su içeren düşük akış hızlarında bile su fazının borunun dibinde, özellikle eğimli borunun yukarı kısmında biriktiğini tespit etmişlerdir. Aşağı eğimli hatlar için, düşük akış hızlarında, borunun dirsek etrafındaki kısımlarının su biriktirecek yerler olduğu, maksimum duvar kayma geriliminin dirseğin üst kısmında ve yukarı eğimli borunun üst kısmının tam altında olduğu gözlenmiştir. Bu sebeple bu kısımlarda hızlı bir korozyon yaşandığını tespit etmişlerdir. Aşağıya eğimli boruda dirseğin alt kısmı ve borunun aşağı kısmının üstünün en yüksek duvar kayma gerilimine maruz kaldığını ortaya koymuşlardır. HAD tabanlı deneysel modelin, gerçek ölçümlerle doğrulanan modelleme sonuçları ile boru hatlarının korozyon hızını tahmin edebileceğini ortaya koymuşlardır [8].

Chandra, Parsi, Vera ve Sharma (2017), yaptıkları çalışmada boru hatlarında erozyon korozyonu veya akış kaynaklı korozyon hesabında HAD tabanlı yaklaşım kullanılmışlardır. pH, karbondioksit (CO₂) kısmi basıncı, sıcaklık ve Reynolds sayısının boru yüzeyine proton iyon akışı üzerindeki etkisi basitleştirilmiş bir CO₂ korozyon modeli kullanılarak araştırılmıştır. Küçük çaplı hatlarda akışın korozyon hızı üzerindeki etkisini anlamak için

farklı hızlarda simülasyonlar çalıştırılmıştır. Çalışılan hızlar 0,1; 0,5; 1; 2; 5 ve 8 m/s olup 0,1; 0,5 ve 1 bar olmak üzere üç farklı CO₂ kısmi basıncında toplam 60 koşul için çalışma yapılmıştır. Korozyon hızları kıyaslandığında HAD ile yapılan hesaplamaların 30°C'de pH 5 ve 6 için çok benzer olduğu görülmüştür. Ancak pH 4 için HAD, daha yüksek yani 2,5 kata yakın oranda korozyon hızları öngörülmüştür. Sıcaklık 50°C'de de pH 4 çözeltisi için sonuç aynı olmuştur. 50°C'de pH 5 çözeltilerinde ise 0 ve 0,1 bar CO₂ kısmi basınçlarında HAD ile elde edilen korozyon hızları, modellerle hesaplanan değerlere oldukça benzer sonuçlar vermiş; ancak 0,5 ve 1 bar gibi daha yüksek kısmi basınçlarda HAD korozyonu daha düşük hesaplamıştır. 50°C'de pH 5 ve 6 çözeltileri için HAD ile elde edilen korozyon hızları diğer modellere oldukça benzer sonuçlar vermiştir. Ancak 70°C ve 0 bar CO₂ basıncında, HAD'da korozyon hızı daha düşük çıkmıştır. Akışın stabilize olduğu bölgelerde korozyon hızı deneysel verilerle uyumluyken, geometrik özelliklerin etkisiyle karmaşık yerlerde gözlemlenen değerlerin deneysel verilerle uyumlu olmadığı tespit edilmiştir. Araştırmacılar, sonraki çalışmalar için makalede çalıştıkları modelin, karmaşık geometrilerdeki ağ yoğunluğuna karşı duyarlılığının araştırılması amacıyla akışa daha duyarlı bir geometri/korozyon sistemi kullanılarak doğrulama önermişlerdir [9].

Hu, Xu, Huang, Cheng, Li ve Li (2018) çalışmalarında tek fazlı akışta CO₂ korozyonunu HAD ile hesaplamışlardır. Tek fazlı türbülanslı akış bulunan 2D/3D geometriye sahip alanlarda CO₂ korozyonunu hesaplamak için kütle transferi, elektrokimyasal ve kimyasal reaksiyonları dikkate alarak Fluent programını kullanmışlardır. ANSYS bünyesinde CO₂ korozyonu hesabı için bir modül olmadığından bu tez çalışmasında yapıldığı gibi onlar da kullanıcı tanımlı fonksiyonlar (UDF'ler) yazmışlardır. Elde edilen sonuçları, Ohio Üniversitesi'nin MultiCorp yazılımı ile doğrulamışlar ve doğru sonuçlar verdiğini tespit etmişlerdir [10].

Dana ve Javidi (2021) ise NORSOK M-506 CO₂ korozyon tahmin modelini bir HAD yazılımı olan COMSOL® isimli ticari bir yazılım ile birleştirmişlerdir. Araştırmacılar doğal gaz dehidrasyon ünitesindeki hava soğutmalı bir ısı eşanjörünün çıkış borusundaki CO₂ korozyonunu simüle etmişlerdir. Yazılımda CO₂ korozyonunu hesaplayan hali hazırda bir modül olması sebebiyle ek bir çalışma yapmamışlardır. Gaz-sıvı iki fazlı akışı ve türbülansı simüle etmek için, k-ε modeliyle birleştirilmiş Euler-Euler yaklaşımı kullanılmıştır. Simülasyon sonuçlarını NORSOK M-506 CO₂ korozyon tahmin modelinin girdileri olarak kullanmışlardır. Elde ettikleri sonuçlar, CO₂ korozyon simülasyonu ve saha verilerinin

arasında iyi bir uyum olduğunu göstermiştir. Araştırmacılar, HAD ve NORSOK M-506 CO₂ korozyon tahmin modellerinin birleştirilmesinin, bölgesel korozyon hızlarını başarılı bir şekilde tahmin edebildiğini ve CO₂ korozyonuna duyarlı yerleri belirleyebildiğini ortaya koymuşlardır [11]. Bu çalışma her ne kadar malzeme, ekipman ve ortam sebebiyle tezdeki kurguya uymasa da NORSOK M-506 modeli ile HAD entegrasyonuna ilişkin bir çalışma olması sebebiyle önem arz etmektedir.

Elmoghrabi, Aref, Sultan ve Elmabrouk (2018) çalışmalarında, NORSOK M-506 modelinin farklı koşullarda ve farklı sistemlerde kullanılmasına ilişkin sınırlamalarını ele almışlardır. Bu çalışmada, Libya Arabistan Körfezi Petrol Şirketi (AGOCO) Sarir-Tobruk çelik boru hattının tatlı ortamındaki CO₂ korozyon penetrasyon hızını (CPR) öngörmek için bir Fuzzy Logic modeli geliştirilmeye çalışılmıştır. Araştırma, sıcaklık (112-126°F), basınç (195-494 psi) ve pH (5,51-5,65) gibi önemli işletme parametrelerini değiştirmeyi içermektedir. Deneylerin tasarımı MINITAB 16 versiyonu kullanılarak yapılmış, Fuzzy Logic MATLAB® (2013) Toolbox ise korozyon penetrasyon hızını öngörmek için geliştirilmiştir. Her deneyde korozyon penetrasyon hızını hesaplamak için NORSOK M-506 kullanılmıştır. Sonuçlar, öngörülen CO₂ korozyon penetrasyon hızının, NORSOK M-506 kullanılarak hesaplanan değerlere çok yakın olduğunu göstermiştir. Araştırmacılar Fuzzy Logic'in, çelik boru hatlarında ham petrol taşınırken CPR'yi doğru tahmin etmek için umut verici bir teknik olduğunu ortaya koymuşlardır [12].

Omolegbe ve Appah (2009) çalışmalarında NORSOK M-506 CO₂ korozyon modelini boru hatları arızasını tespit etmek için ele almışlardır. Her giriş parametresini ortalama bir değer veya "en kötü senaryo" olarak değerlendirmek yerine, Crystal Ball® kullanarak Monte Carlo simülasyonu ile elde edilen CO₂ korozyon hızlarının %10, %50 ve %90 olasılıklarını değerlendirmişlerdir. Ayrıca farklı işletme koşulları altında, cidar kalınlığındaki düşüşün düz çizgi ekstrapolasyonu kullanılarak boru hattının "arıza yaşayacağı yılları" da belirlenmiştir. Böylece modelin boru hatlarının gelecekteki koşullarını tahmin etme konusundaki belirsizlikleri önemli ölçüde azalttığı ortaya koyulmuştur [13].

Mohyaldin, El-Khatib ve Ismail (2010) boru hatlarında CO₂ korozyonunu, farklı pH, sürtünme kat sayısı, kayma gerilimi kullanarak ve sıcaklığı 5 ile 60 °C arasında değiştirerek NORSOK M-506 nokta modeliyle matematiksel modellemişlerdir. Sonuçlar üç farklı akış hızında analiz edilmiştir. Korozyonla ilgili parametrelerin (Kt, CO₂ kısmi basıncı ve pH)

beklendiği gibi sıcaklık düşüşleriyle azaldığı da tespit edilmiştir. Düşük akışlarda sıcaklık (T) düşerken, yüksek akışlarda sabit kalmıştır. Sonuç olarak hat boyunca sıcaklık değişiminin korozyon hızında iki kat artışa sebep olduğunu ortaya koymuşlardır. Model verilerle doğrulanmış, ancak HAD ile birleştirilmediği için akışın etkisine yer verilmemiştir [14]. Araştırmacılar (2011) bir yıl sonra yaptıkları bir başka çalışmada, NORSOK M-506 nokta modelini dirsek geometrisine uyarlanacak şekilde değiştirmişler ve farklı koşullarda CO₂ korozyon hızlarını incelemiştir. Sonuçlar, daha sonra elektrokimyasal gürültü ölçümüyle (ENM) bir akış döngüsünde ölçülen değerlerle doğrulanmıştır. Tahmini korozyon hızı, ölçülen değerlerle oldukça uyumlu çıkmıştır [15].

Simičić ve Govedarica (2011), sıcak su taşıyan hatlarda saha ölçümleriyle Cassandra modeli ile NORSOK M-506 modelini korozyon önleyicilerinin etkinliği ve modellerin güvenilirliği açısından kıyaslamışlardır. Demir karbonat (FeCO₃) filminin koruyucu ve korozyon önleyici rolünü Cassandra programının yeterince dikkate almadığını, NORSOK M-506 modelinin ise 80 °C'nin üzerindeki sıcaklıklarda daha iyi sonuçlar verdiğini bulmuşlardır [16].

Ntunde ve Iyasele (2016), NORSOK M-506 nokta modelini eş değer uzunluk yaklaşımıyla dirsek geometrilerine uygulanabilir hale getirecek şekilde modifiye etmişlerdir. Hem düz borularda hem de dirseklerde korozyon tahmini için kullanıcı dostu bir ara yüz hesaplama paketi geliştirilmiştir. Ölçülen verilerle model doğrulanmış ve kabul edilebilir bir doğruluk elde edilmiştir, HAD ile birleştirme yapmamışlardır [17].

Iyasele ve Oyatogun (2018) çalışmalarında NORSOK M-506 modeline, türbülans akış için sıcaklık profili ekleyerek kayma gerilimi hesabını Nijerya hafif ham petrolüne uyacak şekilde değiştirmişlerdir. Modeli Visual Basic ile uygulamışlardır. Nijerya petrol ve gaz endüstrisindeki saha verileri kullanılarak hat boyunca sıcaklık, akış hızı, pH faktörü, CO₂ fugasitesi, karışım yoğunluğu gibi çeşitli parametrelerin korozyon hızı üzerindeki etkilerini analiz etmişlerdir. Model iyi sonuçlar vermekle birlikte akış etkilerini dikkate almada sınırlı kalmıştır [18].

Sholihin, Kusyanto, Wijaya ve Haryadi (2019) çalışmalarında, NORSOK M-506 nokta modelini petrol kuyularına uygulamışlardır. Elde edilen sonuçların saha verilerine yakın olduğunu ve doğru bir hesaplama yaptığını ortaya koymuşlardır. Her ne kadar bu çalışma CO₂ korozyonunun hesaplanmasında NORSOK M-506 modelinin güçlü ve etkin olduğunu

ortaya koymuş olsa da, modeli HAD ile birleştirmemişlerdir. Araştırmacılar sadece noktasal sonuç elde etmiş, yüksek risk taşıyan petrol endüstrisinde korozyon riskini tahmin etmede sınırlı kalmıştır [19].

Gartland ve Johnsen (2003) tarafından yapılan çalışmada petrol ve gaz boru hatlarındaki korozyon profillerinin tahmini için model geliştirilmiştir. NORSOK M-506 modelini, DNV F-101 standardında yer alan risk tahmin modeli ile birleştirmişlerdir. Modele *Bölüm 3*'de bahsedildiği gibi *CorPus* ismini vermişlerdir. Modeli gaz, petrol ve çok fazlı akış (su, petrol, gaz) hatlarından elde edilen saha verileriyle doğrulamışlardır [20].

Önceki çalışmalarda, CO₂ korozyon hızını tanımlamak için çoğunlukla tek boyutlu noktasal bir yaklaşım sergilenmiştir, literatürde sınırlı çalışmalar akış ve türbülans etkisini tam olarak dikkate almıştır. Model sınırlı yapısı sebebiyle korozyon tahmininde birincil çözümler sunamaz, mutlaka desteklenmelidir. NORSOK M-506 standardında da duvar kayma geriliminin önemine vurgu yapılmaktadır, uzman yargısı ve hesaplamayla desteklenmesi gerektiği belirtilir. Aksi takdirde etkin bir hesaplama yapamaz. Akış modeli olmadığı için kayma gerilimi hesabında verileri giren kişinin uzmanlığı önemlidir. Böylece aslında tüm boru hattında değil tek bir noktada CO₂ korozyon hesabı elde edilmektedir. Önceki çalışmalarda Akdeniz'de yapılan çalışmaya da rastlanılmamıştır.

CO₂ korozyon hızı tahminlerini iyileştirmek için tezde kullanılan NORSOK M-506 modelinin alt yapısı kullanılmakla beraber tezde bazı değişiklikler yapılmıştır. Değişen koşullarla ilgili bütüncül bir değerlendirme yapılması amacıyla, model bir HAD yazılımı olan ANSYS Fluent'e UDF kod yazılarak entegre edilmiştir. Böylece akış da modellendiği için hat boyunca korozyona bağlı kayma gerilimi (τ) değişimi, dolayısıyla CO₂ korozyon değişimi de insan hatası olmaksızın elde edilmiştir. Boru hattı boyunca basınç, duvar kayma gerilimi ve sıvı akış hızı profilleri HAD ile hesaplanmış, bu profiller daha sonra boru hattı boyunca CO₂ kısmi basıncı ve korozyon hız profillerini hesaplamak için kullanılmıştır. HAD ile birleştirilmesiyle her bir noktada CO₂ korozyon hesabı mümkün olmuştur. Bununla birlikte literatürde görüldüğü üzere kayma gerilimi hesabında etkin ve doğru çözümler sunmasıyla daha doğru CO₂ korozyon hızı tahmini elde edilebilir. Ayrıca su kimyasının doğru tahminin önemi ve pH'ın korozyon üzerindeki güçlü etkisi düşünüldüğünde tahmini iyileştirmek için pH hesabının iyileştirilmesi yapılmıştır. NORSOK M-506'daki çökelme modeli yerine literatürde daha iyi sonuçlar verdiği ilişkin çeşitli çalışmalar olan Sun ve

Nešić (S&N) (2009) [92] çökelme modeli kullanılmıştır. Böylece iyonik yük etkisi daha çok dikkate alınmış ve ilgili veriler olması halinde olası farklı iyonların tamamının hesaba katılması sağlanmıştır. Bununla birlikte farklı sıcaklık değerlerinde daha iyi tahmin imkanı sağlanması amacıyla, sıcaklık sabiti K_T için eşitlikler türetilmiş ve bu eşitlikler kullanılmıştır. Son olarak yüksek operasyon riski taşıyan deniz petrol borularında CO_2 korozyonunun noktasal tahmini yeterli değildir, proses güvenliği, mekanik bütünlük açısından da değerlendirme yapılması gerekir. Gartland ve Johnsen (2003) [20] çalışmasında yapıldığı gibi ek bir risk değerlendirmesi çalışması yapılmıştır. Tüm bu değişikliklerle yüksek riskli sektörler için risk değerlendirmesi ile korozyon riskine karşı daha gerçekçi bir senaryo tahmini imkânı sunulmuş olması beklenmektedir.





3. KAVRAMSAL ÇERÇEVE

3.1. Deniz Petrol Boru Hatlarında Mekanik Bütünlük ve Korozyon

Piper Alpha Kuzey Denizi petrol platformunda 6 Temmuz 1988'de gaz sızıntısı sonucu büyük bir patlama yaşanmış, patlamada 167 kişi hayatını kaybetmiştir. Bu olay petrol ve gaz endüstrisinde mekanik bütünlüğün yönetiminde önemli bir değişimi başlatmıştır. Mekanik bütünlük proses tesisindeki ekipman, makine ve sistemlerin istenen amaçlanan işlevlerini, amaçlanan ömrü boyunca güvenli ve güvenilir bir şekilde yerine getirme yeteneğini ifade etmektedir. Mekanik bütünlük, varlığın yapısal bütünlüğünün, tasarımın, kurulumun, operasyonel güvenilirliğinin ve bakım etkinliğinin değerlendirilmesine odaklanan bir yönetim sistemidir. Proses güvenliği çalışmalarında mekanik bütünlük, proses aksamalarına, tehlikeli maddelerin salımına, katastrofik olaylara neden olabilecek ekipman arızalarını, sızıntılara neden olabilecek mekanik sorunları önlemek için sağlam prosedürler ve uygulamaların hayata geçmesini ve sürdürülmesini içermektedir. Mekanik bütünlük basınçlı kaplar, boru sistemleri, tahliye ve güvenlik sistemleri, hareketli ekipman, enstrümantasyon ve kontrol sistemleri, depolama tankları ve ısı değiştiricileri gibi proseste yer alan tüm mekanik bileşenleri ve sistemleri kapsamaktadır [21, 22].

Mekanik bütünlüğün amacı, ekipman arızaları ve işlev bozukluklarıyla ilişkili riskleri önlemek veya en aza indirmektir. Mekanik bütünlükle ekipmanın, kabul görmüş endüstri standartlarına ve kurallarına uygun olarak tasarlanması, üretilmesi, kurulması ve işletilmesi sağlanır. Operasyon ve üretim sırasında potansiyel sorunları büyümeden önce belirlemek ve ele almak için düzenli muayeneler, testler ve önleyici bakım prosedürleri yürütülür. Bununla birlikte ekipman seçimi, izleme, onarım ve değiştirme dâhil olmak üzere ekipmanın yaşam döngüsünü yönetmek için stratejiler uygulanmasına, ekipman özelliklerinin, muayene sonuçlarının, bakım faaliyetlerinin ve ekipmanda yapılan herhangi bir değişikliğin doğru ve güncel kayıtlarının tutulmasına, ekipmanın çalıştırılması, bakımı ve muayenesinde yer alan personelin görevlerini yerine getirmesi için yeterince eğitilmiş ve yetkin olmasına katkı sağlanır. Mekanik bütünlük iş yerlerinde aynı zamanda ekipman veya süreçteki herhangi bir değişiklik veya değişiklikle ilişkili riskleri değerlendirme ve kontrol etmek için sağlam bir değişim yönetimi süreci uygulanması, ekipman arızaları hakkında kapsamlı araştırmalar yapılması, temel nedenlerin belirlenerek tekrarının önlenmesi için düzeltici eylemlerin

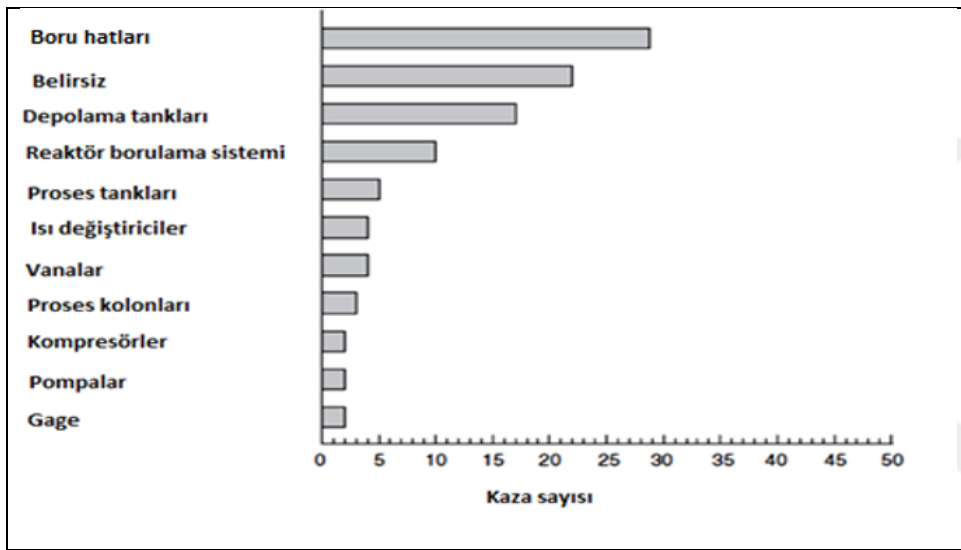
uygulanması gibi unsurları içeren kapsamlı bir program uygulanarak elde edilir. Kuruluşlar, proses güvenliği mekanik bütünlük programını uygulayarak ve buna bağlı kalarak, kaza, olay ve çevresel etki potansiyelini en aza indirirken prosesin güvenilirliğini, güvenliğini ve verimliliğini artırabilir [22-24].

Deniz petrol boru hatlarındaki CO₂ korozyonu bağlamında mekanik bütünlük, korozyonun bileşenlerin ve sistemlerin yapısal bütünlüğü üzerindeki etkisinin değerlendirilmesine odaklanır. CO₂ korozyonu yeterince ele alınmazsa, malzemenin bozulmasına, mekanik mukavemet kaybına ve yapısal arızalara yol açabilir. Bu nedenle mekanik bütünlüğün değerlendirilmesi, korozyonun potansiyel etkilerinin anlaşılmasını, bileşenlerin kalan ömrünün belirlenmesini, uygun bakım ve inceleme stratejilerinin uygulanmasını içerir. Korozyon sebebiyle mekanik bütünlüğün bozulması halinde petrol boru hatlarında yangın, patlama gibi büyük endüstriyel kazalar meydana gelebilir. Meksika Körfezi'nde 2021 yılı Temmuz ayında Meksika devletine ait Petroleos Mexicanos (Pemex) petrol şirketinin deniz boru hattında sabah erken saatlerde büyük bir patlama meydana gelmiş ve ardından çıkan yangın, feribotlarla söndürülmeye çalışılmıştır. Olaydan iki yıl sonra aynı iş yerinde tekrar yangın çıkmış, çalışanlar hayatını kaybetmişlerdir [24-26].



Resim 3.1. Pemex kazası, Meksika [25]

Endüstride deniz petrol boru hatları, petrol ve türevleri ürünlerinin kilometrelerce taşınmasını ve uzak mesafelere iletilmesini sağlamak amacıyla kullanılır. Korozyon petrol endüstrisinde deniz altında bulunan boru hatlarında, bulundurdıkları ürünün yanıcılığı sebebiyle ciddi bir tehdittir. Groysman (2011) büyük kazaların %30'unun dağıtım faaliyetlerinde bulunan iş yerlerinde olduğunu tespit etmiştir. Petrol sektöründe korozyon sebebiyle oluşan kazalar değerlendirildiğinde boru hatları, en sık kaza meydana gelen ekipman sıralamasında ilk sırada yer almıştır (Şekil 3.1) [26].

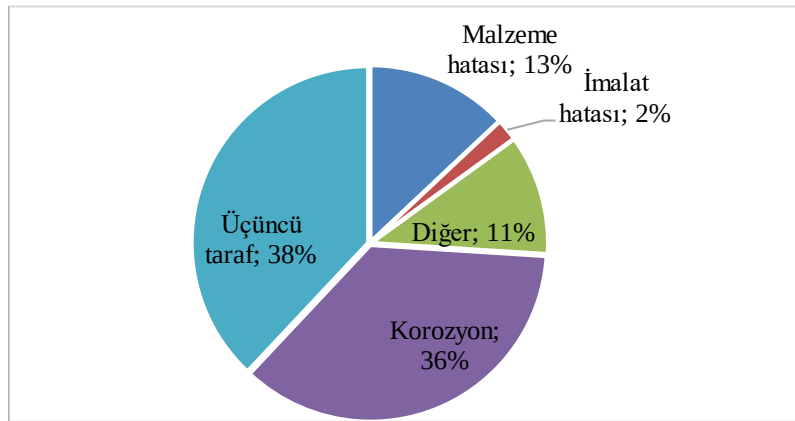


Şekil 3.1. Petrol endüstrisinde kullanılan ekipmana göre kaza sayıları [26]

Petrol ve petrokimya sektöründe korozyon sebebiyle oluşan kazalara bakıldığında ise kazaların %15'i boru hatlarında meydana gelmiştir [26]. Gönüllü bildirim yapılan Hidrokarbon Sistemi (HCR) üzerinden verileri tutan İngiltere Sağlık ve Güvenlik Kurulu (HSE) Ekim 1992 ile Mart 1997 arasında bildirilen hidrokarbon salımlarının %12'sinin korozyon/erozyon olaylarından kaynaklandığını tespit etti. Bu verilere göre en büyük arıza %22 ile sızdıran contalardan kaynaklandı, ikinci ana neden ise %21 ile korozyon/erozyonudur. Korozyonla ilgili arızaların %73'ü boru hatlarında meydana gelirken, kazan ve tanklarda bu oran %2'nin altındadır. Tanklardaki korozyon kaynaklı sızıntıların sonuçları daha fazla olmakla birlikte boru hatlarında korozyonu takip etmek oldukça zordur [27]. Avrupa Birliği (AB) Büyük Kaza Raporlama Sistemi (eMARS) veri tabanına göre 1984'ten beri meydana gelen büyük endüstriyel kazaların %20'si korozyon nedeniyle oluşmaktadır, 137 büyük rafineri kazasının %20'si korozyon sebebiyle meydana gelmiştir. 1985 ile 2000 yılları arasında gerçekleşen 99 büyük kazanın da korozyon kaynaklı olduğu tespit edilmiştir [28]. Rafinerilerde korozyon hasarı sebebiyle meydana gelen en

önemli 99 kazanın incelendiği Ortak Araştırma Merkezi Raporu'na göre kazaların %71'i yine boru hatlarında oluşmuştur. Boru hatlarında oluşan kazalar sadece korozyon sebebiyle değil, aynı zamanda korozyon yönetim sistemindeki eksiklikler nedeniyle de oluşur. Tüm bu değerler sektörde korozyonla mücadelenin yeterli olmadığını ve çalışmaların geliştirilmesi gerektiğini ortaya koymaktadır. Bu veriler korozyon yönetiminin ve bütünlük kaybının önlenmesinin önemini vurgulamaktadır [28].

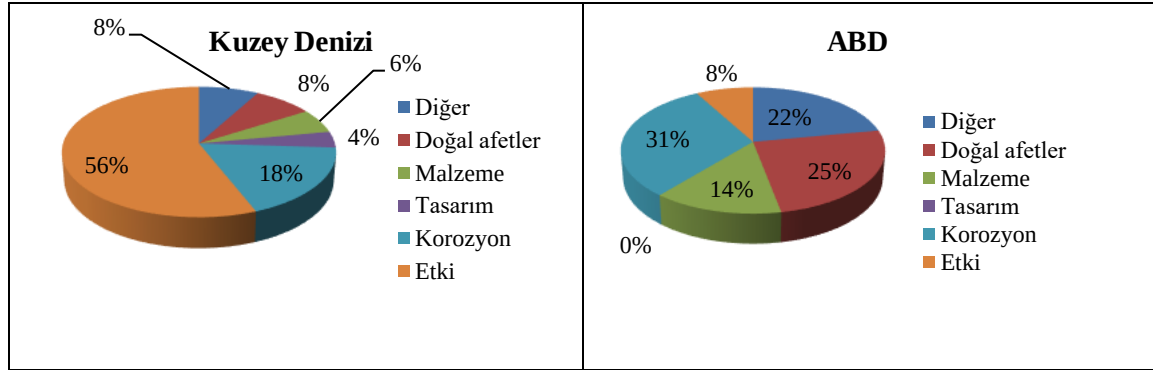
De Stefani ve Carr (2010) Boru Hattı ve Riser Bütünlük Kaybı- Sağlık ve Güvenlik Kurumu Hidrokarbon Yayılım Veri Tabanı (PARLOC) ve Amerika Birleşik Devletleri (ABD) Ulaştırma Bakanlığı (DOT) ve Mineraller Yönetimi Hizmeti (MMS) veri tabanlarındaki kazaları incelediler. Mekanik hasarın, dış ve iç korozyonun, imalat hatasının, malzeme arızasının ve doğal tehlikelerin boru hatlarında kazaya sebep olan en temel nedenler olduğunu tespit etmişlerdir [29]. Marcjan, Dzikowski ve Bilewski (2017) de PARLOC veri tabanında kayıtlı 1960-2003 yılları arasındaki kazaları inceledikleri çalışmalarında 1567 boru hattı kazasının %26'sının korozyon kaynaklı olduğunu ortaya koymuşlardır [30]. Hidrokarbonların taşınmasında en ekonomik ve güvenilir yolu olan boru hatlarında, meydana gelen arızalar dört kategoride yer almaktadır. Bu kategoriler içinde üçüncü taraf hasarı ve korozyon sırasıyla %38 ve %36'lık oran ile en önemli risk faktörlerini oluşturur (Şekil 3.2) [31].



Şekil 3.2. Açık denizlerde boru hatlarında kazaların nedenleri [31]

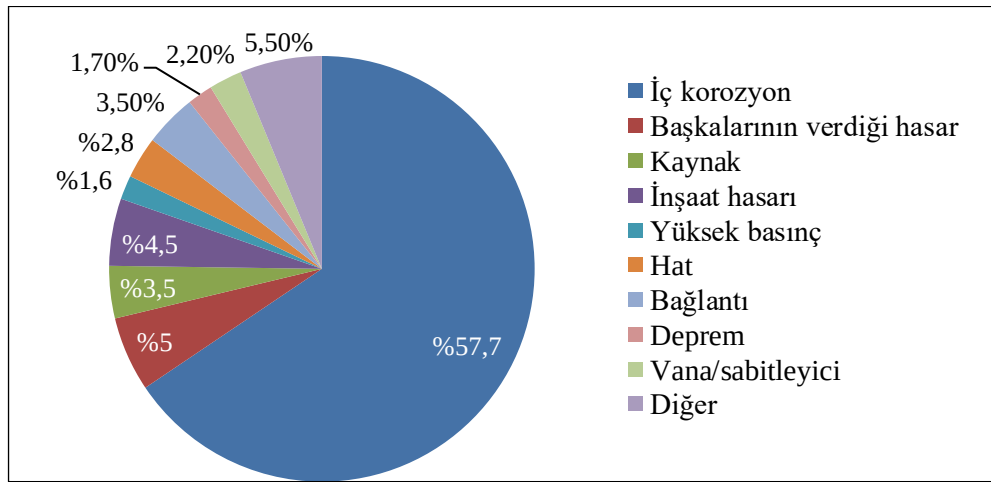
Stadie-Frohbös ve Lampe (2013), Kuzey Denizi'ndeki boru hatlarında 1971 ve 2000 yılları arasında meydana gelen arızaların %18'inin korozyon sebebiyle oluştuğunu (Şekil 3.3 a), Amerika Birleşik Devleti'nde (ABD) ise bu oranın daha yüksek olduğunu, 1995 ile 2011

yılları arasında deniz boru hatlarında bildirilen arızaların %31'inin korozyondan kaynaklandığını (Şekil 3.3 b) tespit etmişlerdir [32].



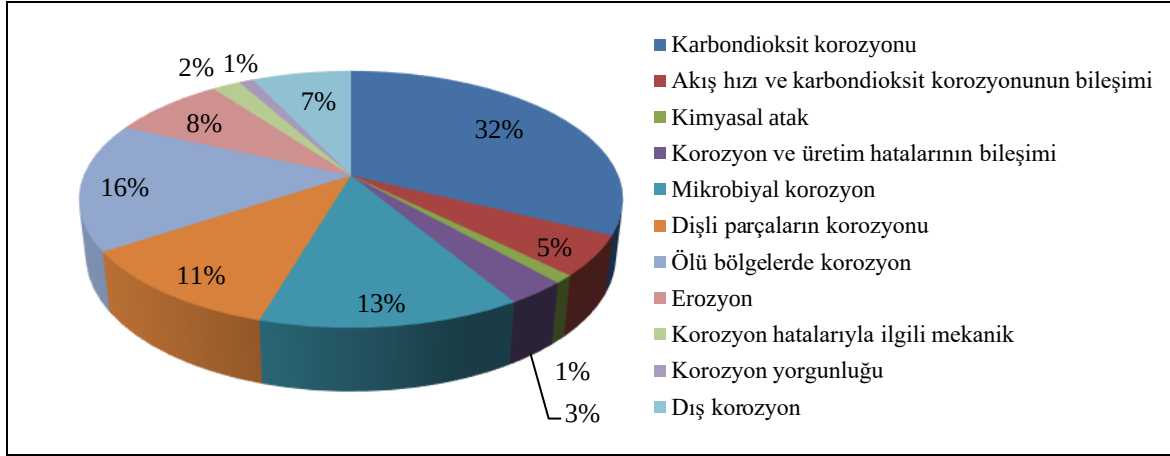
Şekil 3.3. Deniz boru hattı arızaları a. Kuzey Denizi b. ABD [32]

Boruların iç yüzeyleri taşıdıkları akışkanın içeriğine, dış yüzeyleri ise bulundukları ortam koşullarına bağlı olarak farklı korozyon davranışı gösterirler. Alberta, Kanada üretim boru hatlarındaki 1980 ile 2005 yılları arasında meydana gelen toplam 12 191 kazanın %70'inden fazlası korozyon sebebiyle olmuştur; bunların %57,7'si iç, %12'si dış korozyondan kaynaklanmıştır (Şekil 3.4) [33].



Şekil 3.4. Petrol ve gaz endüstrisinde kazaların nedenleri [33]

Petrol sektöründe faaliyet gösteren bir işletme tarafından yapılan araştırmada iç korozyon oluşum mekanizmaların %32'sinin CO₂ korozyonu olduğu ortaya koyulmuştur. Diğer tüm mekanizmalar içinde CO₂ iç korozyon yönünden en etkili korozyon türü olarak ortaya çıkmıştır. İç korozyon mekanizmalarının yüzde dağılımı Şekil 3.5'te sunulmuştur [33].



Şekil 3.5. İç korozyon oluşum mekanizmaları [33]

Daha büyük çaplı boru hatlarındaki arızaların çoğu dış korozyondan ve daha küçük çaplı boru hatlarındaki arızaların çoğu iç korozyondan kaynaklanmıştır. Korozyon arızalarının yaklaşık %50'si 30 yaş ve üstü boru hatlarda meydana gelmiştir ve %90'ından fazlası lokalize çukur korozyonu sebebiyle olmuştur [33]. Resim 3.2.'de yatay petrol boru hatlarında iç korozyon sonucu delinme örneği sunulmuştur [34]:



Resim 3.2. Petrol boru hatlarında iç korozyon [34]

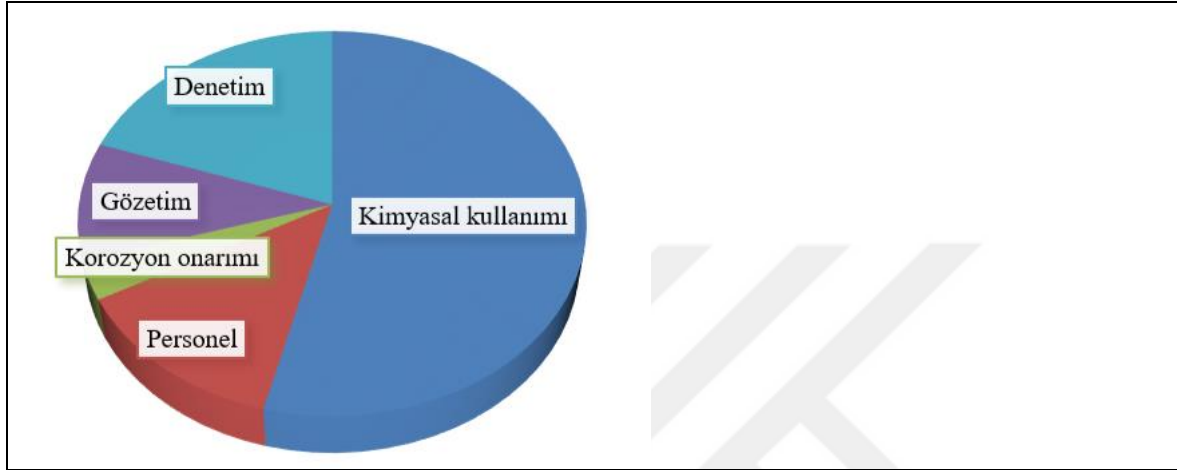
ABD'de 1970 ve 1984 yılları arasında iletim boru hattı sektöründe meydana gelen 5 872 arızanın yaklaşık %17'si korozyondan kaynaklanmıştır. Arızaların yaklaşık %40'ı, 10 veya 20 inç çapındaki boru hatlarında meydana gelirken neredeyse tüm arızalar korozyona bağlıydı. ABD iletim boru hatları ile bağlantılı kazalar ve olayların %25'i korozyon nedeniyle olmuştur. Petrol iletim boru hattı arızalarının yaklaşık %65'i dış korozyondan ve yaklaşık %35'i iç korozyondan kaynaklanmıştır (Çizelge 3.1) [33].

Çizelge 3.1. ABD’de meydana gelen boru hatları kazaları ve olayları [33]

Kaza	Doğal gaz taşıma	Tehlikeli sıvı
Büyük kaza sayısı*	500	675
10 000 mil başına kaza sayısı*	14	42
Yaralanma sayısı*	100	100
Ölüm sayısı*	22	16
Varlık hasarı*	180	330
Toplam kaza**	448	1 116
Korozyon sebebiyle olan toplam kaza**	114	270
Korozyon sebebiyle olan kaza, % **	25,4	24,3
Dış korozyon sebebiyle olan kaza, % **	36,0	64,9
İç korozyon sebebiyle olan kaza, % **	63,2	33,6
Korozyon sebebiyle olmayan kaza % **	0,8	1,5
*1989-1998 yılları arasında oluşan kazalar Korozyon dikkate alınmıyordu.)		
**1994-1999 yılları arasında oluşan kazalar		

Korozyon sadece sağlık, çevre açısından değil aynı zamanda ekonomik açısından da zorlayıcıdır. ABD Federal Kara yolu İdaresi (FHWA), 2002 yılında Amerikan ekonomisinin dayandığı beş ana sektör olan alt yapı, dağıtım, kamu hizmetleri, ulaşım, üretim ve imalat sektörlerinin altında gruplanmış 26 sektörde korozyon maliyetine ilişkin rapor hazırladı. Günümüze kadar değişen iklim koşulları, malzemeler ve teknolojik gelişmelere rağmen, geçen yirmi yıl boyunca bu çapta bir maliyet araştırması yapılmaması sebebiyle önemli bir kaynak olma özelliğini hala koruyan raporda, korozyonun dolaylı maliyetleri kapsam dışı tutulup sadece doğrudan maliyetler hesaplanmıştır. Doğrudan maliyetler dikkate alınarak hesaplanan sonuçlara göre korozyonun Amerikan ekonomisinde toplam doğrudan maliyeti 137,9 milyar dolardır [35]. Bu değer, 2022 Aralık gayri safi yurt içi hâsıla verilerine göre, 136 milyar dolar olan Morocco gayri safi hasılasına yakın olması dikkat çekicidir [36]. ABD'deki petrol ve gaz şirketleri iç korozyonu azaltmak için yılda 1052 milyar dolar harcamaktadır [33]. Boru hatları korozyonunun en sık yaşandığı dördüncü ekipman olup, maliyeti 7 milyar dolardır. ABD dağıtım sektöründe yıllık korozyon maliyeti 5,40 milyar dolar ile 8,56 milyar dolar arasında değişmektedir (ortalama olarak 7 milyar dolar). Yedi milyar doların %52'si işletme ve bakım, %38'i sermaye (değiştirme maliyeti dâhil) ve %10'u arıza sonrası onarımdır. Araştırmada tahmin edilen korozyon maliyeti 45 000 km doğal gaz ve 34 000 km ham petrol boru hattında hesaplanmıştır. ABD’de petrol üretim endüstrisinde korozyon maliyetinin %43’ü boru hatlarına ilişkin maliyetler; bunun %34’ü kaplama, %23’ü korozyona bağlı yatırım giderleridir. Petrol boru hatlarında korozyonun maliyeti varil başına

karadaki boru hatlarında 0,40 dolar, denizdeki hatlarda 0,20 dolardır. Bu değerler mali işler raporlarından elde edilmiş olup rutin işlemlere dayanarak hesaplanmıştır. Öte yandan büyük kazalara ilişkin maliyetler eklenmemiştir. Korozyon maliyetinin dağılımında kullanılan inhibitör kullanımı, denetim ve gözetim maliyetlerinin en çok paya sahip olduğu Şekil 3.6’da görülmektedir, genel bir çerçeve çizilmesi için sayısal değerler eklenmemiştir [36-38]:



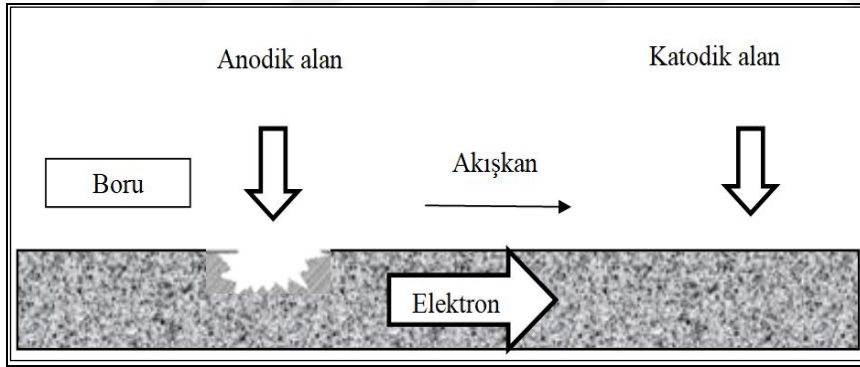
Şekil 3.6. Korozyon maliyetinin dağılımı [37]

Korozyon maliyeti sadece sermaye, kurulum, işletme ve bakım, arızadan kaynaklı dolaylı maliyet anlamına gelmez. Aynı zamanda kaza maliyetleri de önemli yer tutar. Maliyet hesaplamalarında emniyet ve çevre konusundaki giderler çoğunlukla kapsam dışı bırakılır. Korozyon sebepli kazaların maliyet hesabında ilk zamanlar sadece doğrudan maliyetler dikkate alınmıştır, dolaylı maliyetler de göz önünde bulundurulduğunda korozyon maliyeti şüphesiz çok daha yüksek çıkar [38, 39]. Ulusal Endüstriyel Çevre ve Riskler Enstitüsü (INERIS) tarafından boru hatlarında meydana gelen kazaların incelendiği çalışmada petrokimya sektöründe ham petrolün diğer maddelere göre daha saldırgan bir madde olduğu ortaya koyulmuştur. Karbon çelik hatlar için korozyonla mücadelenin yatırım maliyeti (kaplama, katodik koruma, korozyon inhibitör enjeksiyon cihazı) malzeme maliyetinin %10-20’si kadardır. İşletme giderlerinin muhtemelen %0,3-0,5 kadarı inhibitör, izleme ve kontrol maliyetlerine tekabül eder. Oluşacak korozyonun %80’lik kısmının önleme maliyeti çok yüksek olmamakla birlikte, geri kalan %20’lik engelleme maliyeti kat kat fazladır [40]. Araştırmalar bütünlük kaybı olan boru hatlarının %80’inde korozyonun izlendiğini gösterir, bununla birlikte korozyon inhibitörleri, koruyucular ve kontrol teknikleri hakkında daha fazla bilgi sahibi olduğunda korozyon harcamalarının %20 ile 65’inin azaltılabileceği de tespit edilmiştir [41]. Bu sebeple boru hatlarında iç korozyonu önlemeye yönelik üretilecek

tüm çözümler hem çevre ve insan sağlığı açısından hem de ekonomiye katkısı sebebiyle büyük önem kazanmaktadır.

3.2. Deniz Petrol Boru Hatlarında Korozyon Mekanizmaları

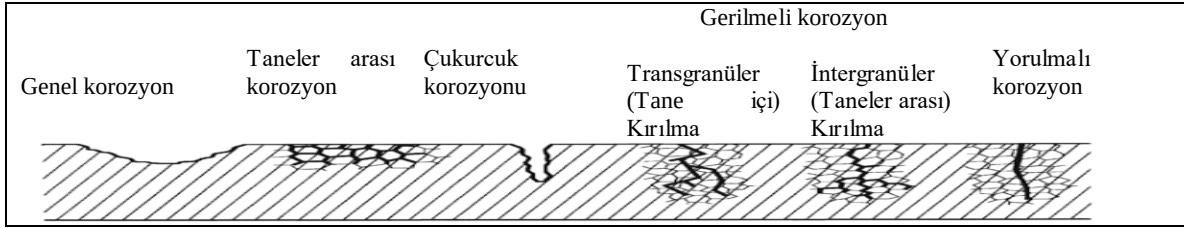
Korozyon metaller, metal alaşımları ile çevre arasında oluşan kimyasal ve fiziksel etkileşimler sonucu meydana gelir. Metal ile çevre arasında gerçekleşen kimyasal reaksiyon sonucu oluşan korozyon, metal yüzeyinde ve iç kısımlarında oluşabilir. Fiziksel etkileşimse metal yüzeyde çevresel etkilerle meydana gelen sıyrılma sonucu metalin kalınlığının, mekanik, optik ve termal özelliklerinin değişmesi ile oluşur. Metaller yarı metallerle etkileşime girdiklerinde elektron verirler, yarı metaller de elektron alırlar. Doğadaki tüm metaller uygun koşullar olduğunda korozyona uğrarlar. Metallerde korozyon, ortamda bir akışkan olduğunda ortaya çıkabileceği için bu iletken ortam elektrolit olarak adlandırılır. Metalin akışkan içindeki elektron veren kısmı anot olarak tanımlanırken, elektron alan kısımları katot olarak adlandırılır. Şekil 3.7’de boru çeperinde meydana gelen korozyon mekanizmasının genel durumu tasvir edilir [26, 42-43].



Şekil 3.7. Boru çeperinde korozyonun genel gösterimi [43]

Metal yüzeyde üretimden kaynaklı ve/veya safsızlıklar sebebiyle elektrik yükü eşit olmadığından elektron verme ve alma işlemi belirli noktalarda gerçekleşmeyip, sürekli yer değiştirir, bazı noktalarda katot bazı noktalarda anot şeklinde davranır. Elektron alışverişinin olduğu bölgeler sabitlendiğinde anot sürekli elektron verdiği için zamanla çukurlaşma veya seçimli bir çözülme gerçekleşir. Sabitlenen anot ve katotlar, birbirine benzemeyen iki metalin elektronik olarak etkileşime girmesiyle oluşan galvanik korozyon olarak karşımıza çıkar. Korozyon gözle görülebilir boyutlarda olduğu gibi daha küçük boyutlarda da oluşabilir. Korozyonun sınıflandırılması birçok farklı şekilde yapılabilir, en genel biçimde

homojen, galvanik, taneler arası, çatlak, gerilmeli, seçimli korozyon ve çukurcuk, erozyon korozyonu olarak sınıflandırılabilir [26, 39, 42, 43]. Şekil 3,8’de korozyonun genel çeşitleri yer almaktadır:

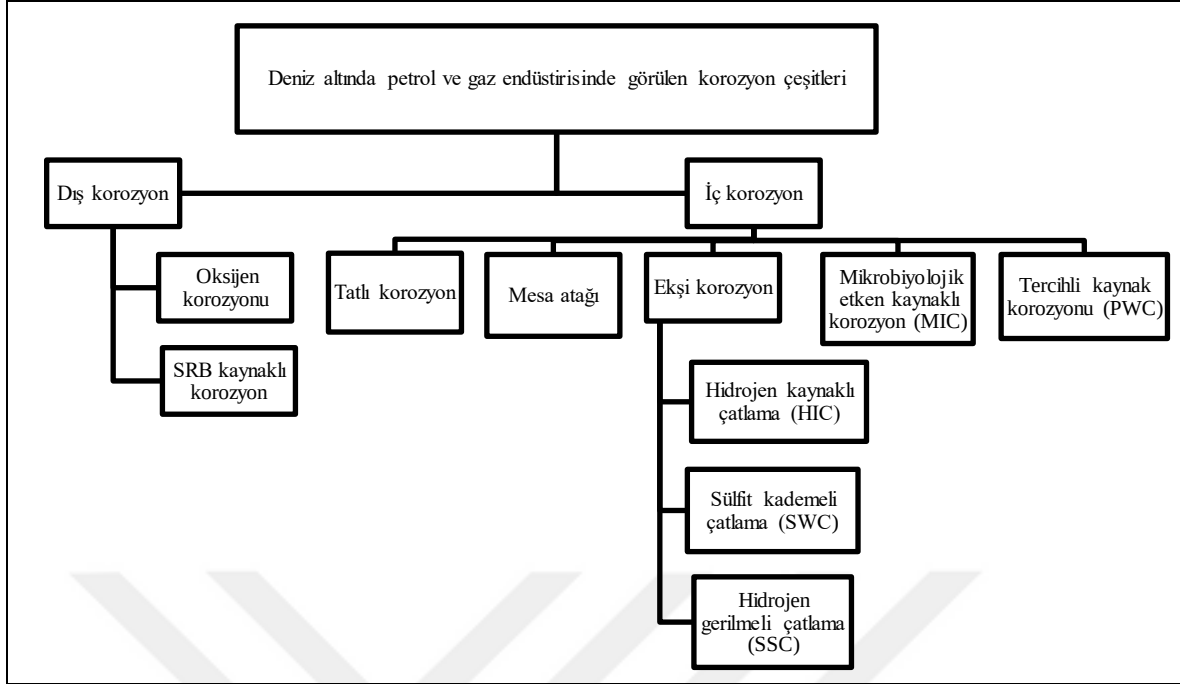


Şekil 3.8. Korozyonun genel çeşitleri [43]

Kimyasal veya elektrokimyasal reaksiyonlar sonucu metal yüzeyinde gerçekleşen homojen korozyonunda eşit dağılım söz konusudur. Çoğunlukla üniform korozyon hızları yıllık milimetre (mm/yıl) kalınlığının incelmesidir. Korozyon inhibitörü CO₂ korozyon saldırısı karşısında yetersiz kaldığından bölgesel korozyon oluşmaya devam eder. Korozyonun izlenmesi, denetlenmesi ve güvenilirlik merkezli bakım uygulanması önemlidir. Yüzey kaplama, uygun malzeme seçimi gibi yöntemlerle önlenabilir. *Galvanik korozyon* ise iki metalin veya alaşımlarının bir elektrolitle teması sonucu açığa çıkan potansiyel farklılık sebebiyle elektron alışverişi ile olur. Daha aktif olan anot, diğeri katot gibi davranır, elektron alışverişi ile galvanik korozyon meydana gelir. Galvanik korozyon izolasyon, koruyucu kaplama yapılması, inhibitör eklenmesi, uygun malzeme seçimi, farklı malzeme kullanımından kaçınılması gibi yöntemlerle azaltılabilir. *Çatlak korozyonu*, metal yüzeyde oluşan boşluklarda zamanla biriken malzemenin durgun halde kalması sonrası çatlağın genişleyerek korozyonun ilerlemesi sonucu oluşur. *Çukur korozyonu* ortamda bulunan halojenler sebebiyle metal yüzeyde anot ve katot yüzey alanının farklı olması sebebiyle derin çukurlar oluşması sonucu meydana gelir, malzemeye verdiği büyük hasar sebebiyle en gizli ilerleyen, dikkat edilmesi gereken korozyon çeşididir. Birleştirmede flanş yerine kaynak yapılarak, doğru tasarımla, düzenli olarak birikim olup olmadığı gözlenerek, doğru malzeme seçimi, doğru tasarımla önlenabilir [26, 42-45]. *Taneler arası korozyon*, taneler arasında bulunan safsızlıklar sebebiyle oluşur. Bölgesel olarak farklılık gösterir, böylelikle malzeme sertliğini kaybetmeye başlar. Taneler arası korozyon yüksek sıcaklıkta ısıtılma işlemi uygulandığında veya karbon içeriği %0,02'nin altına düştüğünde meydana gelir. *Gerilmeli korozyon*, korozif etki altındaki metalin statik bir gerilim altında duyarlı hale gelerek korozyon oluşmasıdır. Malzemenin dayanıklılığı azalarak kırılabilirliği artar, kırılması

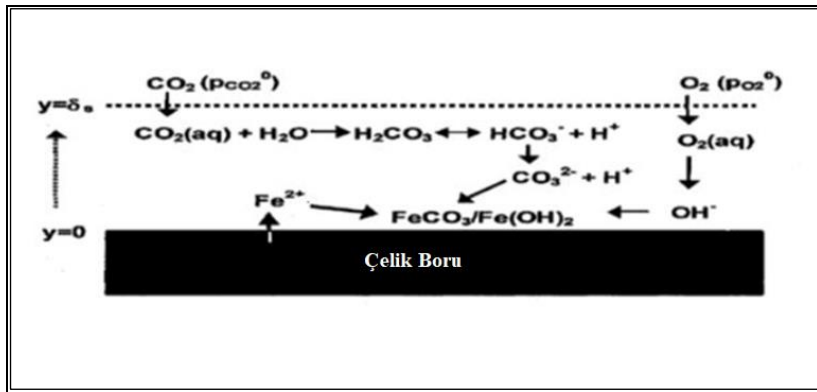
abuklaşır. Deneyimli ekiplerin uygun malzeme seçmesi ve doğru tasarım yapması önemlidir, gerilmenin metal üzerinde etkisini azaltıcı yöntemler kullanılmalıdır. *Seçimli korozyon*, korozi özellik bakımından diğerlerinden farklı özellik gösteren alaşımda bulunan elementlerden birinin korozyona uğrayarak ortamdan ayrılması sonucu meydana gelir. Seçimli korozyon ortamın özelliklerinin değiştirilmesiyle azaltılabilir. *Erozyon korozyonu*, korozi özellik gösteren, hızlı akan çözeltilerin metal yüzeyden akıtılması sonucu kimyasal ve mekanik etkileşimin birlikteliği ile oluşur. Uygun malzeme, doğru tasarım, ortamın değiştirilmesi, kaplama ve katodik koruma ile erozyon korozyonu azaltılabilir. *Sürtünme korozyonu* titreşim ve kayma nedeniyle yük altındaki malzemeler arasındaki temas alanlarında meydana gelir, yüzeyler arasında yağlayıcılar uygulanarak kontrol edilir [26, 42-43].

Denizdeki ekipman ve yapılarda ise ağırlıklı olarak çukurcuk, taneler arası, gerilmeli, homojen dağılımlı korozyon, hidrojen gevrekleşmesi, seçimli korozyon, erozyon ve mikrobiyolojik korozyon görülür [1]. Denizdeki hatlarda oluşan dış korozyon; oksijen korozyonu ve sülfat indirgeyici bakterilerin (SRB/SİB) neden olduğu korozyon olmak üzere iki tiptedir. Korozyon yüzeyde pozitif iyonların oluşması ve oksitler tarafından yakalanması sonucu oluştuğundan sudaki oksijen miktarı, bu reaksiyonların hızlanmasına dolayısıyla korozyonun artmasına neden olur. Su sıcaklığı düştükçe ya da akış hızı arttıkça boru hattına temas eden oksijen miktarı artar. Dolayısıyla en yüksek oksijen korozyon riski, düşük sıcaklıkta, yüksek hızda akış olduğunda gerçekleşir. Bununla birlikte i korozyondaki CO_2 ve H_2S gazlarının aşındırıcı etkilerinin artırması sebebiyle korozyonla mücadele önemlidir [39, 44-45]. şekil 3.9'da deniz altındaki petrol ve gaz endüstrisinde görülen i ve dış korozyon çeşitlerinin genel bir dağılımı gösterilmiştir [46].



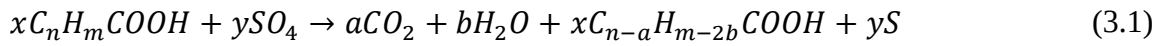
Şekil 3.9. Deniz altı petrol ve gaz endüstrisinde görülen iç ve dış korozyon çeşitleri [46]

Deniz suyunda esas korozif etken oksijendir, oksijen ham petrolde olmayıp artırılmamış deniz suyuyla veya bakım sırasında devreye alma öncesi ve devreye alma sırasında contalar, flanşlar gibi bağlantı noktalarından boru hattına kazara girebilir. Oksijen, elektron alıcısı olarak katodik bir reaksiyon gösterirken, karbon çelik petrol boru hatlarının yüzeyinde anodik çözünmeyi de hızlandırır. Uygulanan kısmi basınç sonucu oksijen gazı (O_2) çözünerek $O_2(aq)$ oluşur, daha sonra oksitlenerek hidroksit iyonları meydana gelir. Demir iyonları (Fe^{+2}) ve hidroksit iyonları (OH^-) arasında ortaya çıkan reaksiyon, demir hidroksit, $Fe(OH)_2$ oluşumuyla sonuçlanır. Oksijen korozyonunun genel bir gösterimi Şekil 3.10'da verilmiştir [46-49].



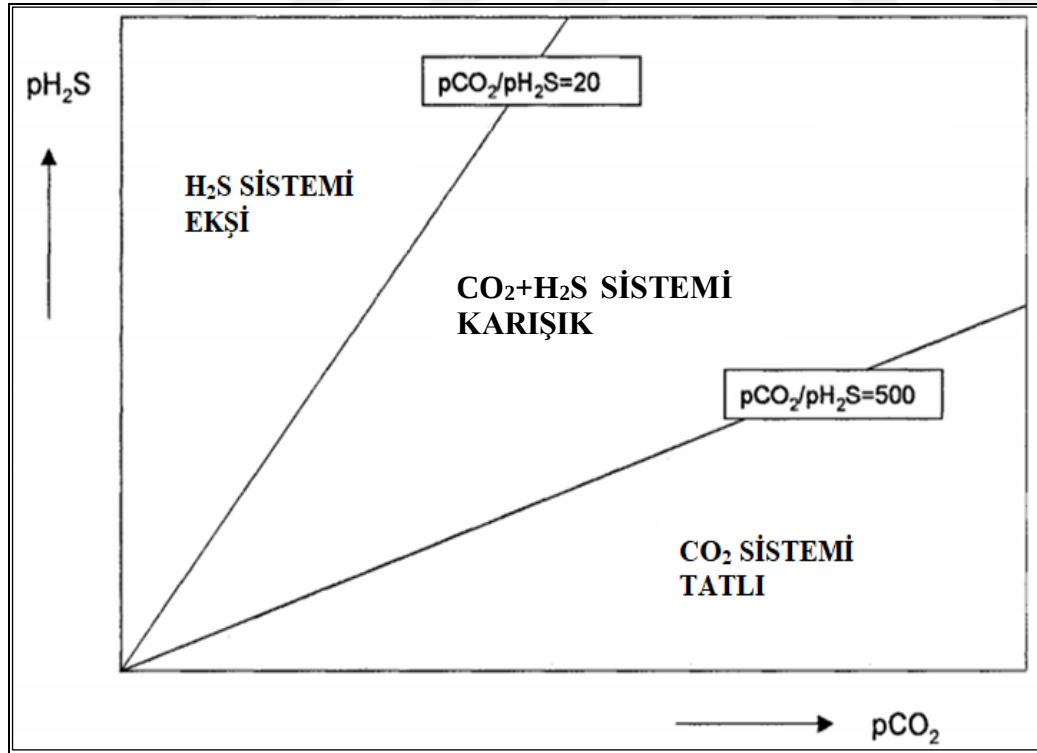
Şekil 3.10. O_2 'nin CO_2 korozyonuna etki mekanizması [49]

SİB'lerin neden olduğu korozyon, SİB'lerin hatlarda H₂S üretmeleri sebebiyle oluşur ve yayılması sonucu görülür. Hattaki akışkanda bulunan suyun katmanlı halde ayrışması ya da karışık olarak bulunmasına bağlı olarak bakterilerden kaynaklı korozyonun görüldüğü bölgeler farklı olabilir. SİB'ler genellikle petrol asitleri ile beslenirler, sülfat grubundan aldıkları oksijenle petrol asitlerini CO₂, H₂O ve indirgenmiş aside dönüştürürler. Eş. 3.1'de bu korozyon çeşidinin genel mekanizmasına yer verilmiştir [46, 47]:



Organik maddenin sülfatla oksitlenmesiyle elde edilecek enerji aerobik solunuma göre çok az olacağından SİB'ler oksijenin bulunduğu ortamlarda aerobik solunuma geçerler. Dolayısıyla SİB'ler ancak oksijen bulunmayan ortamlarda çoğalabilirler ve yüksek miktarda sülfür oluşturur. Ancak sülfür SİB'in kendisi için de zehirlidir ve belli bir miktarı aşması halinde bakterilerin yaşam şansı kalmamaktadır. Doğal pH ortamlarında üst sınır 300 ppm civarındadır. Bakterilerin moleküler hidrojeni enerji kaynağı olarak kullanma durumu olabilir, ortamdaki sülfat, su ve sülfüre dönüşür. Demir sülfür üzerinde bulunan hidrojenlerin kullanılmasıyla asıl korozyon sebebi olan sülfür tekrar aktive olur. Bu şekilde fazladan yüzey alanları oluşabilir ve bu durum korozyonun hızlanmasına sebep olabilir. Malzeme yaşlandıkça, su petrol oranı artar, %95 veya daha yüksek seviyelere ulaşabilir. Petrol içindeki su miktarında artış, korozyon problemlerinde artış anlamına da gelir. Malzeme yaşlandıkça korozyon kontrolü daha maliyetli hale gelir. Bu sebeple dış korozyonun tespitinin kolaylığı sebebiyle iç korozyonla mücadele önem kazanır. İç yüzeyde genel olarak mesa atağı, *mikrobiyolojik etken kaynaklı korozyon* (MIC), H₂S varlığında *Hidrojen kaynaklı çatlama* (HIC), *kademeli çatlama* (SWC) ve *Hidrojen gerilmeli çatlama* (SSC), *tercihli kaynak korozyonu* (PWC), CO₂ sebebiyle CO₂ korozyonu (tatlı korozyon) ve H₂S korozyonu (ekşi korozyon) oluşur. Hatlarda mikroorganizmaların başlattığı reaksiyonlar sonucu organik ve inorganik asitler oluşur. Suyla temas eden mikroorganizmalar anaerobik ve aerobik faaliyetler için biyofilm üretirler. Malzeme yaşlandıkça bakterilerin aktivitesi artar. Mikroorganizmalar ürettikleri ürünlerle, metallere enerji elde eder ve bu durum korozyonu hızlandırabilir. Biyokorozyon sonucu oyuklaşma korozyonu, galvanik korozyon, SSC ve HIC oluşur. MIC korozyonu, petrol ve gaz üretim ekipmanı ve boru hatlarının aşınması sebep olduğu için dünya çapında büyük maliyet ve ciddi çevresel hasarlar oluşturmaktadır, maalesef tam olarak çözülememiş bir sorun olarak kalmaya devam etmektedir [38, 46-48].

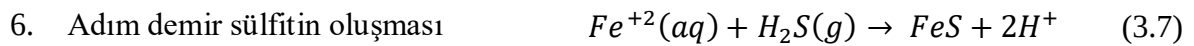
İç korozyon oluşumu boru hattının çalışma alanına göre değişiklik gösterir. İç korozyon mekanizmasında üç farklı rejim karşımıza çıkar. Pots ve diğerleri (2002), gazların kısmi basınçlarına dayanan $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ oranı ile korozyon mekanizmasını temel alan bu üç rejimi tatlı, karma ve ekşi olarak tanımlamışlardır [50]. Dunlop, Hassell ve Rhodes (1983), genel bir kural olarak $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S} > 500$ ise CO_2 korozyonu ve sideritin yani FeCO_3 oluşacağını; $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S} < 20$ olduğunda ise H_2S korozyonunun baskın olup ve FeS oluşacağını ortaya koymuşlardır [51]. Smith ve Pacheco (2002) korozyon hızının CO_2 ve H_2S 'in kimyasal reaksiyonlarının sonucunda oluşan korozyon ürününe göre belirlendiğini ortaya koyarak FeCO_3 ve demir sülfür sınırlarını da belirleyen bir bağlantı geliştirmişlerdir [52]. ANSI/NACE MR0175/ISO 15156-2015 Petroleum and Natural Gas Industries—Materials for Use in H_2S -Containing Environments in Oil and Gas Production, SP0110-2018 SG Wet Gas Internal Corrosion Direct Assessment Methodology for Pipelines gibi standartlarda da bu üç bölgeye yer verilmektedir: $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ molar oranı 500'ün üzerinde ise tatlı korozyon, 20'nin altında ise ekşi korozyon, 20 ile 500 arasında ise karma korozyon mekanizmaları görülür [53, 54]. Şekil 3.11'de CO_2 ve H_2S 'in kısmi basıncına göre korozyon aralığı gösterilmiştir [50].



Şekil 3.11. CO_2 - H_2S kısmi basıncına göre korozyon çeşitleri [50]

3.2.1. H₂S korozyonu

Hidrojen sülfür (H₂S) korozyonu, ekşi/asidik korozyon (CO₂/H₂S<20) akışkanlarda bulunan H₂S'den kaynaklanır. H₂S asidik bir gaz olarak suda çözündüğü için oluşan zayıf asidin neden olduğu bu korozyon “ekşi korozyon” olarak adlandırılır. H₂S, hidrojenin çeliğe absorpsiyonunu sağlayarak boru hattını çatlatır ve korozyon hızla ilerler, H₂S çukurcuk korozyonunu da hızlandırabilir. H₂S, CO₂'den hem daha az asidiktir hem daha çok çözünür. Ancak aynı kısmi basınçta çözeltinin pH değerinin birbirine eşit olduğu görülür. Korozyon reaksiyonu demirin oksitlenmesi ve protonun indirgenmesiyle oluşur. Ortamda H₂S olduğundaysa korozyonu yavaşlatıcı etkiye sahip, yarı iletken demir sülfid (Fe_xS_y) oluşur. Demir sülfid oluştuğundaki hız saf karbonik ortamdaki korozyon hızından daha düşüktür, bu sebeple homojen korozyonunu azalttığı düşünülür. H₂S korozyon mekanizması genel olarak şu şekildedir [37, 51]:



Reaksiyonlar sırasında ortaya çıkan hidrojen atomu başka bir hidrojen atomuyla birleşerek H₂ oluşturabilir veya metale absorbe edilerek çatlama şeklinde korozyona neden olabilir. Bu sebeple H₂S korozyonunda sadece üniform değil, aynı zamanda farklı çatlama şekillerinde korozyon oluşur. NACE MR0103/ISO 17945:2015 *Petroleum, Petrochemical And Natural Gas Industries - Metallic Materials Resistant to Sulfide Stress Cracking in Corrosive Petroleum Refining Environments* standardında üç tip çatlamaya yer verilmektedir: hidrojen sülfürlü ortamda çelikte kükürt gerilmeli çatlama (SSC), hidrojen kaynaklı çatlama (HIC), gerilme kaynaklı indüklenen hidrojen çatlama (SOHIC) ve gerilmeli korozyon çatlama (SCC). Ekşi korozyon, CO₂ kısmi basıncının 0,05 psia ve üstünde olduğu, H₂S içeren sistemlerde oluşur. Bir akışkandaki kısmi basınç 0,34 kPa'dan büyükse ekşi korozyon oluştuğu görülür. Ortamda su olduğunda H₂S'in kısmi basıncı 0,34 kPa'dan büyükse SSC, 0,69 kPa'dan büyük ise HIC görülür. Bununla birlikte HIC oluşmasında CO₂ kısmi basıncı da etkilidir. Sıcaklık 65°C'nin üstüne çıktığında HIC, 80°C'nin üstündeyse SSC korozyon

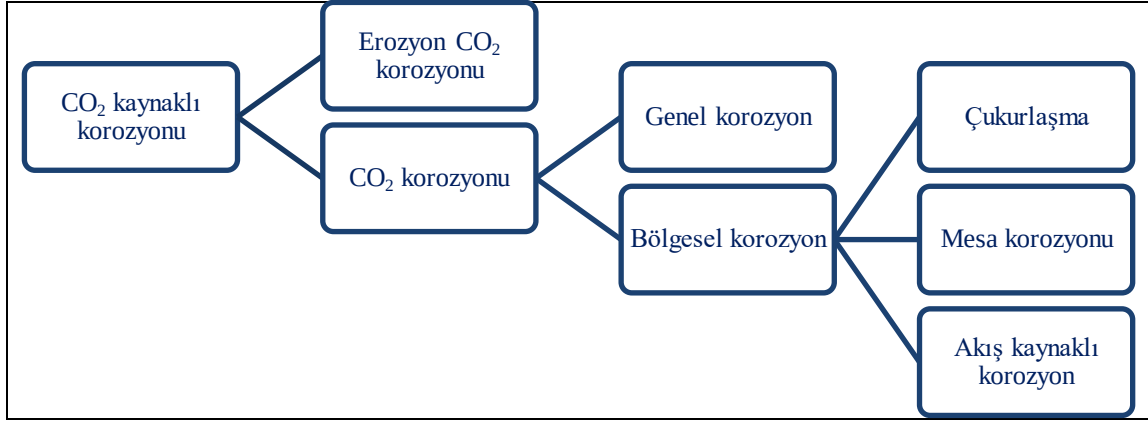
riski azalmaya başlar. HIC ve SSC'nin birlikte etkin olduğu ve çok daha derinlerde çatlamların meydana geldiği korozyon SOHIC'tir. Ham petrol, sülfür içeriği %0,5 üzerindeyse ekşi, altındaysa tatlı olarak isimlendirilir [48, 52, 55].

3.2.2. Karışık bölge korozyonu

Bu rejimin özelliği, karışık bir demir karbonat ve demir sülfür oluşumunun olmasıdır. Karışık bölge korozyonu ($\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$, 20-500) $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ birlikteliği sonucu ekşi ve tatlı korozyona benzer mekanizmalara sahiptir. Mekanizmada H_2S varlığı etkindir, FeCO_3 ve sürekli olmayan Fe_xS_y 'nin birlikte çökertilmesinden dolayı, ortamda az miktarda H_2S 'in varlığında bile korozyon hızının tatlı korozyon rejiminin altına çekildiği gözlenir. 1990'larda, hafif ekşi koşulların aşındırıcılığı üzerine H_2S 'in etkisinin araştırıldığı bir Araştırma ve Geliştirme (ARGE) programı başlatılmıştır. Programda otoklav deneyleri 20 ile 500 arasındaki CO_2 ve H_2S kısmi basınç oranları için karışık (tatlı/ekşi) rejimde gerçekleştirilmiştir. Ayrıntılı testlerden sonra, en yüksek oyuklaşma oranının hiçbir koşulda tatlı korozyon hızından kötü olmadığı tespit edilmiştir [50, 56].

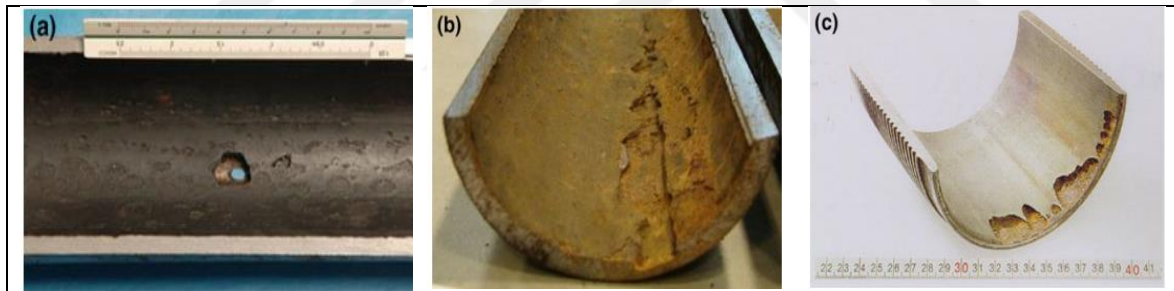
3.2.3. CO_2 korozyonu

Karbondioksit korozyonu ilk olarak 1940'lı yıllarda raporlanmıştır. Keşfinden sonra korozyon hızını hesaplamaya yönelik çok sayıda çalışma yapılmıştır. Tatlı korozyon olarak da bilinen CO_2 korozyonu ($\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ oranı>500) akışkanlar içindeki CO_2 varlığından kaynaklanmakta olup, *karbonik asit korozyonu* olarak da adlandırılmaktadır. Boru hatlarındaki CO_2 korozyonu, genel olarak demirin asidik bir çözelti içinde anodik çözünmesini ve sudaki hidrojenin katodik değişimini içeren bir dizi elektrokimyasal reaksiyondur [30, 57]. Bu tür korozyon yavaş, bölgesel, akış şartlarına bağlı olarak çukurlaşmaya ve kanal korozyonuna dönüşmeye yatkındır. İşletme basıncına, sıcaklığına, su içeriğine ve dağılımına, akış hızına, katı madde varlığına bağlı olarak değişir. CO_2 korozyonu bir dizi kimyasal ve elektrokimyasal reaksiyonlar, taşınım süreçleri sonucu gerçekleşir. Şekil 3.12'de CO_2 korozyon çeşitleri gösterilmiştir [56].



Şekil 3.12. CO₂ korozyon çeşitleri [56]

Hattaki akış hızı arttıkça sırasıyla çukurlaşma (Resim 3.3a), mesa atağı (Resim 3.3b) ve akış kaynaklı lokalize korozyon (Resim 3.3c) oluşur. Akış kaynaklı korozyon, yüksek akış hızı ve türbülans kaynaklıdır. Çukurlar, mesa saldırı bölgeleri veya belirli geometriler bölgesel türbülans üretebilir. Türbülans, mevcut koruyucu katmanları tahrip edebilir ve açıkta kalan metal üzerinde deformasyonu önleyebilir [38].



Resim 3.3. CO₂ korozyon çeşitleri [57]

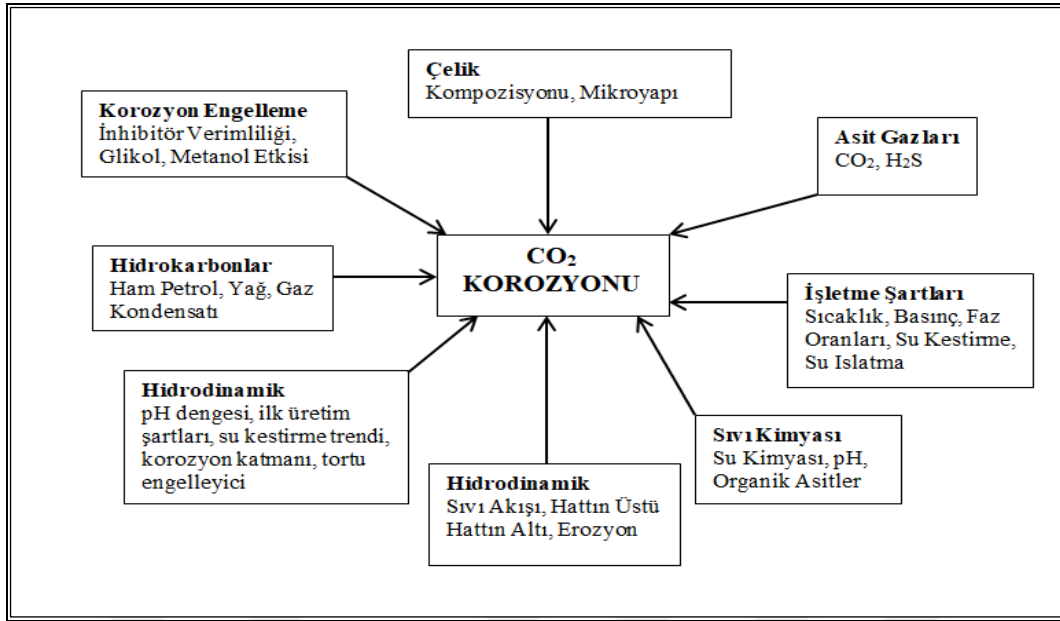
(a) çukurlaşma, (b) mesa atağı, (c) akış kaynaklı lokalize korozyon

Üniform korozyon, FeCO₃ oluşumuyla metalin koruyucu etki göstermesi sonucu oluşurken, çukurlaşma korozyonu suyun çiğlenme noktasına yakın bir sıcaklıkta ve yavaş akışlarda oluşur. Korozyon inhibitörü, CO₂ korozyon saldırısı karşısında yetersiz kaldığından bölgesel korozyon oluşmaya devam eder. Çukurlaşma eğilimi sıcaklık ve CO₂ kısmi basıncı ile artar. Çukurlaşma düşük hızlarda ve gaz kuyularındaki çiğlenme noktası civarında gerçekleşir. Klorür, iyonik yükü ve çözeltinin süper doygunluk seviyesini büyük ölçüde etkilemesi sebebiyle bölgesel korozyon başlangıcında önemlidir. Karbon çeliklerin CO₂ ortamlarında çukurlaşmasının gerçek başlatma ve yayılma mekanizmaları net değildir ve öngörülmesi de mümkün değildir [37]. Mesa korozyonu genellikle boru hatlarının tabanında meydana gelir

ve borunun dibinde uzun oluk görünümündedir. Mesa korozyonu, koruyucu filmlerin olduğu ancak dayanıklı filmlerin oluşmadığı 60 ile 90°C aralığındaki sıcaklıklarda oluşmaktadır [47]. Mesa korozyonunun nasıl geliştiğini açıklamak için farklı teoriler önerilmiştir. Bazı araştırmacılar sürecin gözenekli bir korozyon filmi altında büyüyen birkaç küçük çukurcuk ile başladığını öne sürerken, diğerleri korozyon ürünleri ile metaller arasındaki hacim uyumsuzluğunun neden olduğu stresin koruyucu filmi parçalayabileceğini ortaya koymuşlardır. Buna karşın hidrodinamik kuvvetlerin, mesa korozyonunu başlatmak için yeterli olmadığı sonucuna varan çalışmalar da yapılmıştır. Genel olarak çözeltide demir iyonlarının salınması ve pH'taki artış sonucu, belirli bir noktaya gelindiğinde doygunluğa ulaşarak FeCO_3 çöker. Suyun yoğunlaşmasıyla demir iyonlarının konsantrasyonu azalır, FeCO_3 doygunluk seviyesi azalır ve filmde çözünme başlar, bu işlem dengeye gelene kadar devam eder. FeCO_3 tabakasının altındaki metal, korozyonla çözündükten sonra orta veya düşük hızlarda akan türbülans akışın mekanik kuvvetleriyle kademeli olarak uzaklaştırılır. Böylece lokal korozyon başlar ve yayılır. Koruyucu filmde oluşan boşluklu yapıda çukurlaşmalar oluşur. Kısa sürede oluşan çukurlaşmalar geniş bir mesa saldırısına dönüşür. Mesa, koruyucu filmler yenilenmediği sürece yanal ve derinlemesine geniş alanlara yayılarak yüksek korozyon hızıyla büyümeye devam eder. Mesa atağı ayrıca metal yüzeyindeki ferrit ($\alpha\text{-Fe}$) ve FeCO_3 'deki sementit (Fe_3C) arasındaki galvanik eşleşmesi sebebiyle de oluşabilir. Film kaplı alanların katot işlevi gördüğü galvanik bir hücrede, boş alanlar anot olarak davranır [58-60].

3.2.4. CO_2 korozyonuna etki eden bazı faktörler

CO_2 korozyonu birbirinden bağımsız kimyasal, fiziksel ve metalürjik pek çok faktörden etkilenir [38]. Nyborg (1998) benzer şekilde boru hatlarında iç korozyonun sıcaklık, CO_2 ve H_2S içeriği, su kimyası, akış hızı, petrol veya su ıslatma, çeliğin bileşimi ve çeliğin yüzey durumu gibi birçok faktörden etkilendiğini ortaya koymuştur [59]. CO_2 korozyonunu etkileyen parametrelerin genel gösterimi Şekil 3.13'te özetlenmiştir [47, 49].



Şekil 3.13. CO₂ korozyonunu etkileyen parametreler [49]

Bundan sonraki başlıklarda bu faktörlerin etkisine yer verilmiştir.

Akış hızının etkisi

Akış hızının, film oluşumu, korozyon hızı ve formu üzerinde iki temel etkisi vardır. Birincisi, bölgesel doygunluğu azaltarak oluşumu önlemesi ve büyümesinin yavaşlatılması şeklindedir. İkincisi akış bölgesel olarak pasif (koruyucu) filme zarar vererek mesa saldırısına neden olabilir. Akış hızı, aşındırıcı veya inhibitörler türlerin yüzeye taşınmasını arttırabilir [26]. Yüksek hızda akış veya bölgesel akış koşulları koruyucu tabakaya zarar vererek korozyon hızını artırabilir. Yüzeyde su olmazsa, hidrokarbon filmin adsorpsiyonu devam ederse korozyon oluşmaz. Petrol hatlarında suyun yüzeyde süpürülüp süpürülmemesi açısından akış hızı önemlidir. Akış hızının yüksek olduğu durumlarda, petrol boru yüzeyindeki suyu süpürdüğü için korozyon da engellenir, düşük olduğu durumlarda ya da çok uzun hatlarda su çok uzun süre tam olarak uzaklaştırılmazsa korozyon görülür. Ayrıca düşük akış hızlarında görülebilecek katmanlaşma, korozyon inhibitörlerinin duvar çeperlerine erişmesini de engelleyebilir. Akış hızının düşük olduğu hatlarda çoğu korozyon inhibitörü etkisizdir [61]. Akışın oluşturduğu akış rejimi korozyonda etkilidir. Belli bir hız aşılsa erozyon korozyonu görülebilir. Korozyon payı, genellikle erozyon korozyonuna karşı belirtilir. Düşük hızlarda boru yüzeyini kaplayan siderit filmi, korozyonun ilerlemesine karşı yavaşlatıcı etki gösterirken, yüksek hızlarda bu etki oluşmaz ve korozyonun yanı sıra

akıştan kaynaklı malzeme kaybı da görülür. Boru yüzeyinde koruyucu film tabakanın oluşmadığı ve erozyon korozyonunun başladığı bu kritik hız, "erozyon hızı" olarak bilinir, ISO 13703- *Petroleum and natural gas industries — Design and installation of piping systems on offshore production platforms* (Petrol ve doğal gaz endüstrileri – Açık deniz üretim platformları- Boru sistemlerinin tasarımı ve tesis edilmesi) ve Norsk Sokkels Konkuranseposisjon (NORSOK) P001 *Process Design* standartlarında da belirtildiği üzere erozyon hızı Eş. 3.8'e göre hesaplanır V_e , m/s cinsinden erozyon akış hızı, ρ , kg/m³ cinsinden yoğunluk, c, birimsiz maddenin cinsine bağlı olan sabit sayıdır [17, 48, 62, 63]:

$$V_e = \frac{c}{\sqrt{\rho}} \pi r^2 \quad (3.8)$$

Eş. 3.8'deki c akışkan yoğunluğuna ve boru malzemesine bağlı olarak değişen bir sabittir. Bu değer her madde için farklıdır, örneğin saf karbon çelik için, katı madde içermeyen sürekli bakımda 100, katı madde içermeyen aralıklı bakımda 125, korozyona uğramayan sürekli bakımda 150-200, katı madde içermeyen, korozyon bulunmayan sürekli bakımda ve korozyon oluşmayan aralıklı bakımda 250 alınır. Genellikle c sabiti katı parçacık bulunmayan akışlar için tespit edildiğinden katı parçacık içeren akışlarda, daha düşük hızlarda da görülebilir. Endüstri deneyimi çelik borular için deneysel sabit c'nin 122 olması gerektiğini gösterir. Korozyona dayanıklı alaşımlar kullanılırsa 180 kullanılabilir. Bu eşitlik, katı parçacık oluşumunu veya CO₂ ve H₂S gibi diğer aşındırıcıları dikkate almaz. Katıları dâhil etmek için daha gelişmiş simülasyon programları kullanılmalıdır. Ancak bu deneysel formül, aşındırıcı özellikler hakkında bilgi bulunmuyorsa kullanılabilir. Korozyon hızı, orta hızdaki bir rejimde $R^{0.2}$ ile doğru orantılı iken, kritik akış hızının üzerindeki bir sistemde $R^{0.8}$ ile orantılıdır [48, 53, 64]. Amerikan Petrol Enstitüsü'nün (American Petroleum Institute) *API RP 14E Recommended Practice for Analysis, Design, Installation, and Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms* (API RP 14E Açık Deniz Üretim Platformları için Temel Yüzey Güvenlik Sistemlerinin Analizi, Tasarımı, Kurulumu ve Testi için Önerilen Uygulama) standardında hızlı akış tavsiye edilmez. Katı madde içermeyen ve korozyona uğramayan sürekli bakımdaki bir hatta erozyon korozyonu oluşmadan önce tolere edilebilecek en yüksek sıvı hızı Eş. 3.9 ile bulunabilir [48, 63, 65].

$$V_e = \frac{1.23 C_e}{\sqrt{\rho_{pet}}} \quad (3.9)$$

Eşitlikteki c_e sabiti katı madde içermeyen ve korozyona uğramayan sürekli bakımı ifade eder ve birimsizdir, ρ_{pet} kg/m³ cinsinden petrol yoğunluğudur. Akışın CO₂ korozyonu üzerindeki etkisi, hala tartışmalı bir alandır. Hızın, korozyon hızı ve film oluşumu/kararlılığı üzerindeki etkisini belirlemek için şu anda tercih edilen akış parametresi, çeperdeki sıvı kayma gerilimidir [48, 65].

Akışkan özelliğinin etkisi

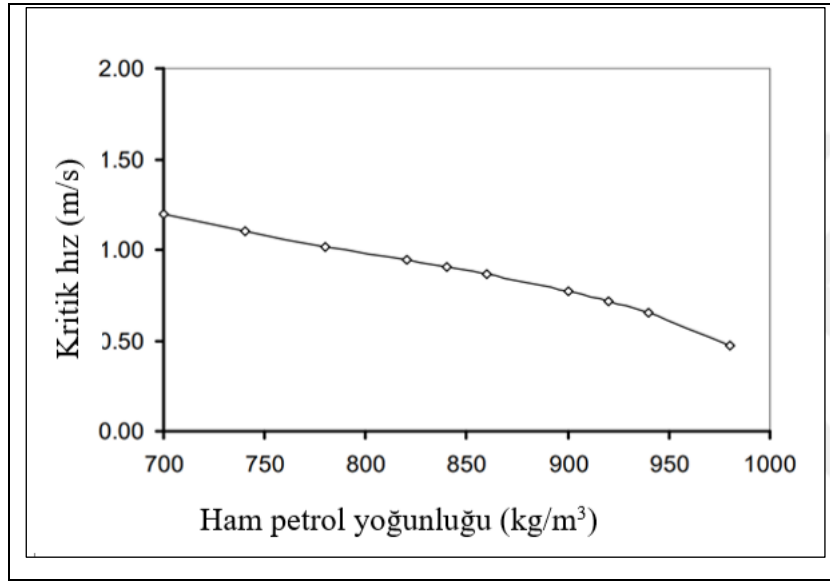
Farklı bölgelerden gelen ham petrol, petrol vb. akışkanlar çeşitli bileşiklerin farklı kombinasyonlarını ve konsantrasyonlarını içerir. Ham petrolün kalitesini belirlemede API yoğunluğu önemlidir. Aynı basınç ve sıcaklık koşullarında petrol yoğunluğunun aynı hacimdeki suyla karşılaştırılması esasına göre yoğunluğu veya özgül ağırlığı ölçmeye yönelik bir yöntem olan API derece değerlerine göre ham petrol sınıflandırılır, Centipoise (cP) cinsinden ölçülür ve öz kütlesi hesaplanır. API derecesi düşük yani bir başka ifadeyle 20'nin altında olanlar *ağır petrol* (°API 10–22, viskozite > 100 mPas), üstündekiler *hafif petrol* (°API > 22, Viskozite < 100 mPas) ve 10'un altındakiler *ekstra ağır* (°API < 10, Viskozite > 10 000 mPas) olarak belirlenir. Ağır ham petrol, yüksek viskoziteli ve düşük API yer çekimine sahip petrolü ifade eder. API derecesi, sülfür gibi istenmeyen diğer elementler için de karakterize edilir. İçindeki sülfür miktarı %1'in altında olanlar tatlı petrol, üstünde olanlar ekşi olarak isimlendirilir. Ham petrol API ağırlıkları 750 ile 970 kg/m³ yoğunluklara karşılık gelen 7 ile 52 arasında değişir, ancak çoğu ham petrol 20 ile 45 API yoğunluğu aralığındadır. Ham petrolün kimyasal bileşimine bakıldığında, ham petrol 40-45 derece API'den daha hafif hale geldikçe, daha kısa moleküller veya daha az yüksek oktanlı petrol ve dizel yakıt gibi yararlı bileşikler içerir. Aynı şekilde, ham petrol API yoğunluğu 35° daha düşükse daha büyük moleküller içeren ağır petroller söz konusudur. Eş. 3.10 API hesabında kullanılır, SG spesifik gravitedir [61, 63, 66].

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{SG} - 131,5 \quad (3.10)$$

Ham petrol ve ürünlerinin yoğunluklarının belirlenmesinde sabit sıcaklık ve basınçtaki ürünün belli bir miktarının, yoğunluğunun, aynı koşullardaki suyun yoğunluğuna oranı olan spesifik gravite, γ_0 veya SG ile ifade edilir ve Eş. 3.11 ile hesaplanır [61]:

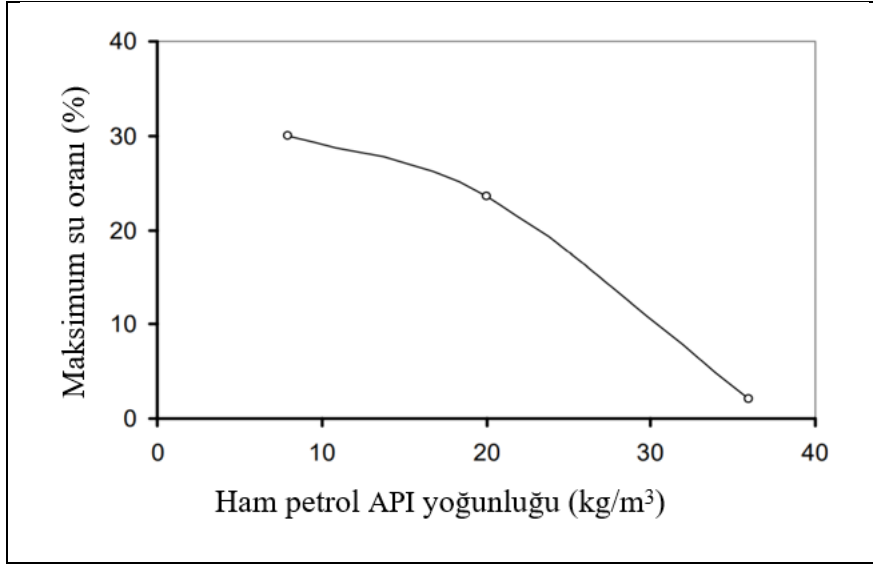
$$\gamma_0 = \frac{\rho_p}{\rho_s} \quad (3.11)$$

Yoğunluğun artması, kritik hızı önemli ölçüde azaltır. İki fazlı akışta petrolün yoğunluğu suyun yoğunluğuna yaklaştıkça, karışma artar. Su ve petrol arasındaki kütle ve momentum değişimi çok daha kolaylaşır. Nešić, Cai ve Lee (2005) tarafından 0,1 m yarıçaplı boruda, viskozitesi μ_o , 2 cP, su oranı %1 ve yüzey gerilimi σ ise 0,029 N/m olan akışta yapılan araştırmada petrol yoğunluğunun kritik hız üzerindeki etkisi Şekil 3.14'te gösterilmiştir [67].



Şekil 3.14. Petrol yoğunluğunun kritik hız üzerindeki etkisi [67]

API değeri arttıkça petrol fazı tarafından taşınan maksimum su miktarında önemli bir azalma olur, maksimum su oranı, farklı API değerlerine göre yaklaşık %2 ile 30 arasında değişir. Aynı çalışmada 0,1 m yarıçaplı yatay boruda, viskozitesi μ_o 2~70 cP, yüzeysel hızı 1 m/s olan akışta petrol yoğunluğunun maksimum su oranı üzerindeki etkisi incelenmiş, çalışma sonucunda da Şekil 3.15'te gösterildiği gibi benzer sonuç elde edilmiştir [67].



Şekil 3.15. Petrol yoğunluğunun maksimum su oranı üzerindeki etkisi [67]

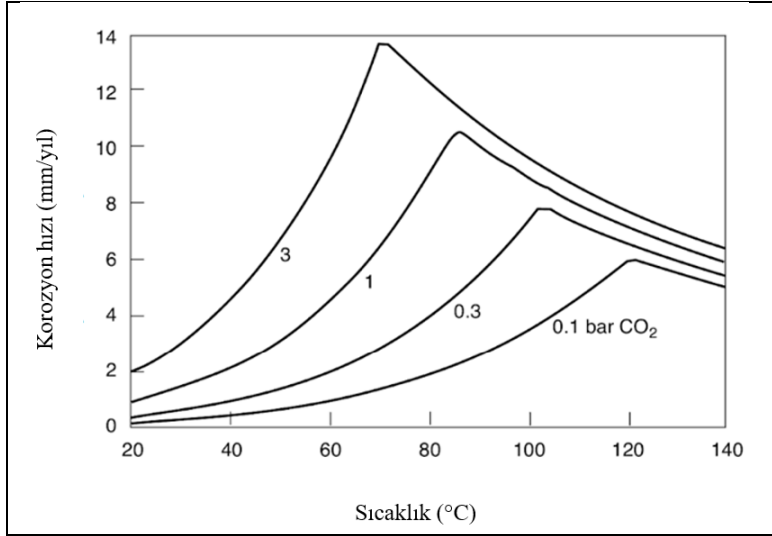
Petrolün yoğunluğu azaldıkça, akışın katmanlı hale gelme eğilimi artar. Bununla birlikte petrol yoğunluğunun artmasıyla su ile daha çok karışır. Düşük yoğunluklu petrollerdeki su, aynı viskozite şartları altında yüksek yoğunluklu petrollerdekinden daha fazla çeperi ıslatır ve korozyon riski oluşur. Bilindiği üzere daha yoğun olan petrol daha viskozdur, bu nedenle, bu tür petroller saat 6 yönünde daha fazla su bulunmasına ve korozyon oluşmasına sebep olur. Ağır petrol kullanılması, akış hızının yavaşlamasıyla borunun dibinde su birikmesine sebep olur, dolayısıyla korozyon hızı da artar. Bununla birlikte petrol viskozitesi azaldıkça daha yüksek akış beklendiği için petrol su ile daha çok karışarak dağılır. Böylece saat 6 yönünde su birikmesi azalır, bu da korozyon olasılığını azaltır. Bununla birlikte ham petrolün içinde birçok farklı organik ve inorganik madde olması nedeniyle kimyasal içeriği değişiklik gösterebilir. Ancak genel yapısı itibariyle korozyon yapıcı özelliği yoktur. Hatta bazı durumlarda, içerisindeki organik maddelerin duvar çeperlerini kaplayabilmesi nedeniyle ham petrolün bazı şartlarda korozyonu yavaşlatıcı etkisi bile vardır. Bununla birlikte ham petrolün içeriğinde su, suda çözünmüş inorganik tuzlar, hidrojen sülfür, oksijen, kükürt, katı partiküller gibi korozyon yapıcı özelliği olan kimyasal maddeler bulunmaktadır. Su, hidrokarbonlar içinde tam olarak çözünmediğinden ve ham petrolden tamamen uzaklaştırılamadığından korozyon için uygun bir ortam oluşur. Su, hem elektrolit gibi davranması hem de diğer maddeleri hidrolize etmesi sebebiyle korozyona sebep olur. Su koruyucu filme zarar vererek, çeperden küçük parçalar kopmasına sebep olur, böylece korozyonun nüfuz etme oranında önemli bir artış oluşur. CO₂'in çözündüğü suyun asiditesi içeriğine bağlı olarak değişir. Ayrıca su içeriği aşırı doygunluk koşulları oluşturarak, demir

karbonat tabakası oluşumunda ve tabakanın durağan kalmasında önemli etkiye sahiptir. Taşınan sıvıdaki su içeriğinin artması korozyonu artırır. Bunun nedeni su miktarı arttıkça karbonik asit oluşumunun kolaylaşması, basınç ve kayma geriliminin boru hattı üzerindeki etkisinin artmasıdır [26, 37, 61].

Ham petrol içerisindeki kükürt, korozyonun temel sebeplerindendir. Bununla birlikte kükürdün bulunduğu hal önemlidir. Moleküler kükürt ve H_2S oldukça aşındırıcıyken tiyofenler (C_4H_4S) az aşındırıcıdır. Merkaptanlar, özellikle de aromatik merkaptanlar çelikte oldukça aşındırıcıdır. Ham petrolün korozyona sebep olmasında en etkili parametre sıcaklıktır. H_2S 'in korozyon bakımından iki farklı etki mekanizması vardır. Demir yüzeyinde aktif olmayan demir sülfür (FeS) tabakası oluşturabilir. Bu tabakanın düzgün oluştuğu ve belli bir kalınlığı aşmadığı (5-10 μm) durumlarda korozyonu yavaşlatıcı etkisi olabilir. Bu tabakanın düzgün oluşmaması ve kalınlığının 80 μm üzerinde olduğu durumlarda, katmanın altında lokalize korozyon görülür. Ayrıca cüruf akışının da korozyon artırıcı etkisi vardır. Ortamda asetik asit (HAc) veya farklı organik asit bulunduğunda su kimyası değişmez, zayıf bir asit olan ve suda kolaylıkla çözülebilen HAc 'in çözünme hızı karbonik aside göre daha yavaştır. Dolayısıyla karbonik asidin reaksiyon hızı daha fazladır. Organik asitlerin $FeCO_3$ tabakalarının koruyuculuğunu bozduğuna dair bazı göstergeler vardır. Ham petrolde HAc sebebiyle oluşan korozyon, daha yüksek sıcaklıklarda, düşük pH'ta ve ortamda çözülmemiş HAc olduğunda oluşur. Demir asetatın çözünürlüğü çok daha yüksek olduğundan ilgili pH aralığında $FeCO_3$ 'tan daha az çöker [26, 37, 61].

Sıcaklığın etkisi

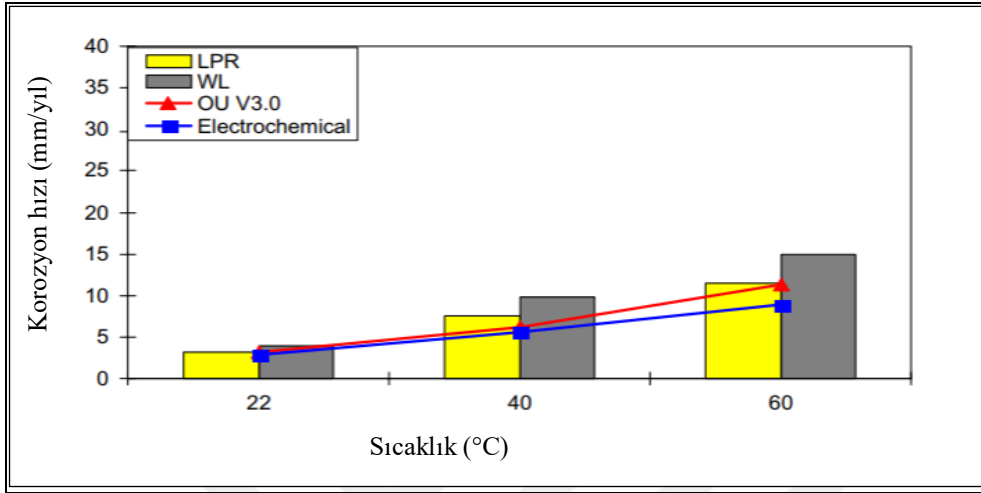
Sıcaklık korozyonun bütün mekanizmalarını etkiler. Genellikle sıcaklık $60^\circ C$ 'den düşük olduğunda korozyon sonucu tabaka oluşmaz, bununla birlikte bazı çalışmalarda yüksek pH'larda 20 ile $40^\circ C$ arasındaki sıcaklıklarda $Fe_2(OH)_2CO_3$ gibi farklı karbonat bileşiklerinin oluştuğu tespit edilmiştir [69]. Düşük pH değerlerinde sıcaklık arttıkça korozyon hızı da artar. Sıcaklığın bazı kimyasal reaksiyonları hızlandırmasıyla doğrudan etkisi olduğu bilinmektedir. Demir iyonları ile karbonat iyonları arasındaki etkileşim sonucunda hat üzerinde $FeCO_3$ filmi oluşur. Sıcaklık arttıkça bu reaksiyon daha hızlı gerçekleşeceğinden $FeCO_3$ film oluşumu da daha çabuk olur. Film oluşumu neredeyse her sıcaklıkta gerçekleşirken filmin koruma özelliği yüksek sıcaklıklarda daha fazladır [37, 70].



Şekil 3.16. Sıcaklığın ve CO₂ basıncının korozyon hızına etkisi [70]

Örneğin Şekil 3.16'da görüldüğü gibi 70°C'den yüksek sıcaklıklarda korozyon hızı düşer, bunun sebebi koruyucu FeCO₃ tabakasının olmasıdır. 70°C'den düşük sıcaklıklarda ise metal elektrokimyasal çözünmeye başlar, film çamurumsu bir haldedir, akışkanın etkisiyle kolayca dağılır. Yüksek sıcaklıklarda bu yapı daha sıkı haldedir ve akışkan tarafından kolayca sökülemez, korozyon hızı artar. Çünkü sıcaklık arttıkça reaksiyona giren partiküllerin kinetik enerjisi artar ve aktivasyon enerjisini aşar. Sonuç olarak reaksiyon hızı (korozyon) da hızlanır. Yüksek sıcaklıkta FeCO₃'ün çözeltideki çözünürlüğü azalır ve aşırı doygunluk sonucu FeCO₃ çöker ve koruyucu tabaka oluşur [37]. Wang, George ve Nešić (2004) CO₂ korozyon elektrokimyasını, yüksek CO₂ kısmi basınçları ve HAC varlığında potansiyodinamik taramalar, lineer polarizasyon direnci (LPR) ve ağırlık kaybı (WL) deneyleri yaparak incelemişlerdir. Test koşulları altında korozyon mekanizmalarının aydınlatılmasına yardımcı olmak için elektrokimyasal empedans spektroskopisi ölçümleri de yapılmıştır. Çalışmalarında anodik reaksiyonun yük transferi kontrollü ve korozyon hızının, CO₂ kısmi basıncı veya HAC ilavesinden etkilenmediğini, katodik reaksiyonun ise sınırlayıcı akım kontrollü olduğunu, hızın HAC yokluğunda, neredeyse hiç etkilenmediğini bulmuşlardır. Çalışma sonucunda HAC'nin varlığı sınırlayıcı akımı arttırmış ve kütle transferi kontrollü mekanizma nedeniyle korozyon hızını daha duyarlı hale getirdiğini tespit etmişlerdir [71]. Wang, George ve Nešić ve De Waard (2004) korozyon hızı üzerinde sıcaklığın etkisini üç farklı yöntemi kıyaslayarak ortaya koymuşlardır. Çalışmalarında pH 4, CO₂ kısmi basıncı 1 bar, Fe⁺² konsantrasyonu 5 ppm'den düşük, 100 ppm HAC bulunan ve kinematik viskozitesi 0,5 m²/s olan ortam koşullarında meydana gelen korozyonu LPR

ve WL ile ölçmüşlerdir [72]. Bu ölçüm sonuçlarını Nešić ve Lee (2005)'nin "OU V 3.0" modeli ve elektrokimyasal modellerle karşılaştırmışlardır. Böylece sıcaklık arttıkça korozyonun arttığını tespit etmişlerdir. Çalışmada elde edilen grafik Şekil 3.17'de verilmiştir [72, 73].



Şekil 3.17. Sıcaklığın modellerle ve deneyle bulunan korozyon hızına etkisi [73]

Kimi araştırmalar film tabakasının bazen korozyon hızını azalttığını, bazen de filmlerin korozyon hızı üzerinde bir etkisinin olmadığını ortaya koymuşlardır. Sıcaklığın korozyon üzerindeki etkisi günümüzde de araştırılmaktadır [74, 75].

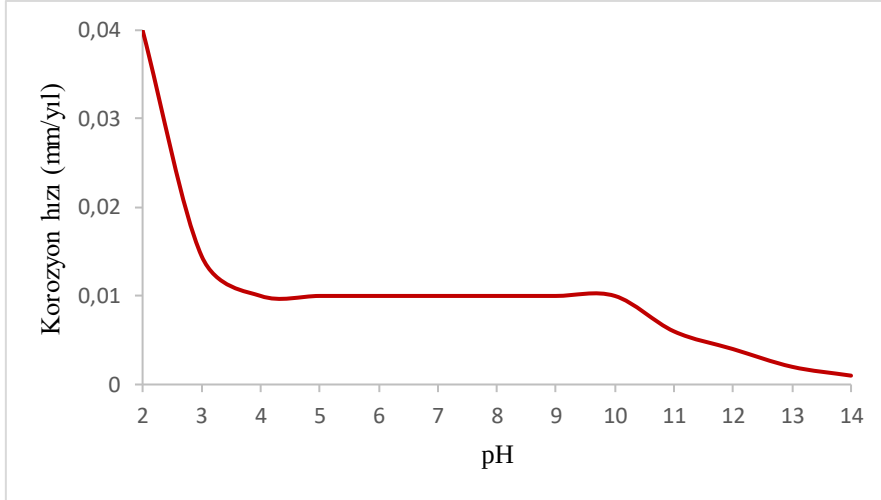
pH'in etkisi

Sıvı veya zemin ortamların pH'larının korozyon üzerinde güçlü bir etkisi vardır. Düşük pH'larda (asitlerde) metal yüzeyde korozyon hızla ilerlerken, orta dereceli pH'larda, yüzeyde oluşan filmin kısmen koruyucu özelliğinden dolayı korozyon hızı daha düşüktür. Daha yüksek pH'larda, çoğu mineral çözünmez ve kalsiyum karbonatlar yüzeyde birikerek korozyon hızını düşürür. Boru hattında suda çözünmüş halde bulunabilecek tuzlar ve kimyasallar pH'ı ve korozyon hızını etkileyebilir. pH değeri Eş. 3.12 ve 3.13'ten çıkarılabilir [43, 61, 70].

$$\text{Log}F_{pH} = -0,13 \times (pH_{\text{ölçülen}} - pH_{\text{hesaplanan}})^{1,6} \quad (3.12)$$

$$pH = 3,71 - 0,5 \times \log(P_{CO_2}) + 0,00471 \times t \quad (3.13)$$

pH arttıkça korozyon hızı düşer. Akışkan hızındaki artışla birlikte, artan difüzyon sınırlayıcı katodik akım yoğunluğundan görüleceği üzere kütle transferi hızlanmakta ve korozyonunun artmasına katkıda bulunmaktadır. Şekil 3.18, pH'ın demir ve karbon çeliğin korozyonu üzerindeki etkisini genel olarak göstermektedir [70].



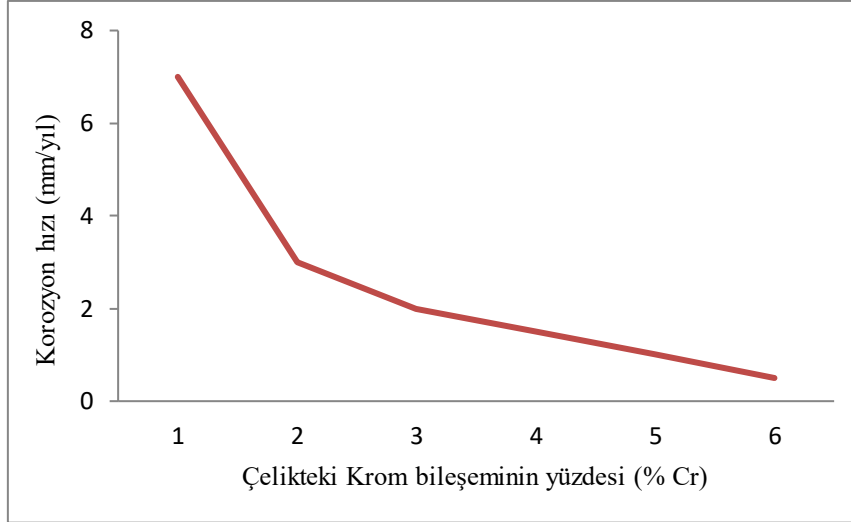
Şekil 3.18. pH'ın korozyon hızına etkisi [70]

Çelik korozyonu yüksek sıcaklıkla artar, 5'ten küçük düşük çözelti pH'ında, çelik korozyonu üzerindeki sıcaklık etkisine, kireç oluşumundan ziyade artan korozyon kinetiği hâkimdir. Şekilde görüldüğü üzere korozyon hızı yaklaşık pH değeri 10'a kadar yani yüksek pH değerlerinde artar, 4-10 arasında sabit kalır ve pH 4 ve daha düşük değerlerde ise hızla artar. Çünkü pH değeri 4 olduğunda H_2 oluşumu artar [70].

Boru boyutunun ve malzeme içeriğinin etkisi

Borunun boyutu, birim alan başına toplam ısı transfer kat sayısına bağlı olarak çevreye olan ısı kaybı miktarını belirlediği için, boru boyutu değiştikçe bu değerler değişir. Boru çapı büyüdükçe daha fazla ısı kaybı olur ve sıvının sıcaklığı düşer. Bunun bir sonucu olarak, boru hattı boyunca sıcaklığın düşmesiyle korozyon hızı da azalır. Sıcaklık düşüşü nedeniyle mesafe ile hem yoğunluk hem de viskozite artar. Böylece artan kayma gerilimiyle korozyon hızında artış olur. Boru iç çapı, hacimsel akış hızlarında etkilidir, bununla birlikte boru tasarımında kullanılan çeliğin bileşimi ve özellikleri de önemlidir. Karbon çelikleri ve korozyona dayanıklı alaşımlar (CRA'lar) çok farklı korozyon hızlarına sahiptir. Malzemenin kimyasal bileşimi, ısı uygulanması ve mikro yapısı korozyonu etkiler. Krom (Cr) bileşeni,

etkin bir role sahiptir, daha koruyucu metal film oluşumunu sağlar. Çelik malzemeye %3'lük Cr eklenmesiyle korozyon hızında 10 faktörlük bir azalma görülür, V, Ti, Mo gibi diğer bileşenlerin korozyon hızına etkisi daha düşüktür. Çeliğe %11'lik Cr eklenmesiyle yüzeyde oldukça dayanıklı film tabakası oluşur, Cr bileşiği arttıkça hız düşer (Şekil 3.19) [39].



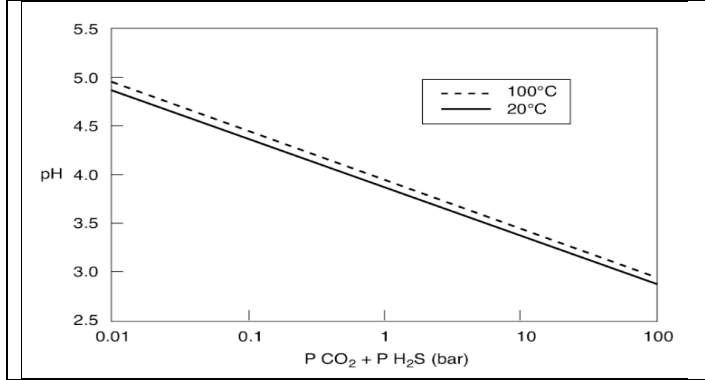
Şekil 3.19. Krom bileşiminin CO₂ korozyon hızına etkisi [39]

Bununla birlikte borular özelliklerine göre de derecelendirilir. X65, borunun en küçük akma dayanımına sahip çelik anlamına gelir. Malzeme ne kadar dayanıklıysa, korozyon hızı da o kadar düşük olur. Literatürde X56 ve X65 çeliklerinin korozyon hızları karşılaştırıldığında X65'in daha yüksek korozyon direnci gösterdiği tespit edilmiştir. Literatürdeki deneysel çalışmalarda elde edilen verilerin çoğu, X65 çelik kullanılarak elde edilmiştir [72, 76, 77]. Bu çalışmada doğrulama için kullanılan Nešić ve diğerleri (1955) [6] tarafından yapılan deneysel çalışmada da X65 çeliği kullanılmıştır, tüm saha verileri ise API 5LB çeliği kullanılan alanlardan alınmıştır, simüle edilen hatlara ilişkin kimyasal ve fiziksel özellikler tezin ilerleyen bölümlerinde verilmiştir.

Fugasitenin etkisi

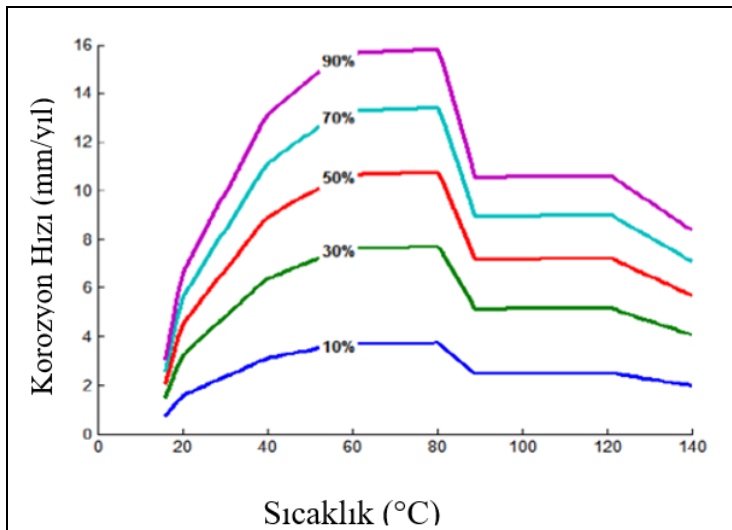
Korozyon hızı, CO₂ gazının kısmi basıncına (P_{CO_2}) ve çalışma sıcaklığına bağlıdır. CO₂'in fugasitesi korozyon hızında en etkili parametredir. CO₂, çözeltinin pH'ını ve sıcaklığa bağlı olarak çözünen madde konsantrasyonunu belirler. CO₂'in çözünmesi, kısmi basıncıyla ilişkilidir. CO₂ kısmi basıncının artması korozyon hızını da artırır. Dolayısıyla suyun asitliği, fugasite değerine bağlıdır, bu sebeple korozyon hızının hesaplanmasında geliştirilen

modeller suyun pH'ını dikkate alarak geliştirilmiştir. Şekil 3.20'de iki farklı sıcaklık değerinde de basıncın artmasıyla pH'ın düştüğü görülmektedir [29, 39].



Şekil 3.20. CO₂ ve H₂S basıncı altında yoğunlaşan suyun pH'ı [39]

CO₂'in beş farklı fugasite değeri için sıcaklık ve korozyon hızı grafiği Şekil 3.21'de verilmiştir. Şekilde görüleceği üzere fugasite arttıkça korozyon hızı da artar. Bu durum, daha fazla gazın sıvı içinde çözünmesi, dolayısıyla daha fazla karbonik asit oluşması nedeniyle meydana gelir [62, 78, 79]. Ayrıca fugasite düştükçe tortulaşma sıcaklığının da arttığı görülür. Bunun nedeni ise film tabakasının yüksek sıcaklıklarda daha sıkı olması ve akışkan tarafından bozulmasının zorlaşmasıdır.



Şekil 3.21. Farklı fugasite değerlerinde sıcaklığın korozyon hızına etkisi [49]
f_{CO2}= % 10, 30, 50, 70 ve 90

Tortulaşma düşük sıcaklık-yüksek fugasite şartlarında olmaya daha meyillidir, zira bu şartlarda korozyon en yüksek hızdadır [77].

İnhibitör etkisi

İnhibitörler korozyon riskini azaltmak için etkili bir yoldur. Korozyon inhibitörleri koruyucu filmler oluşturarak, elektrokimyasal reaksiyonları değiştirerek ve korozyon ürünlerinin oluşumunu engelleyerek korozyona karşı koruma sağlarlar. Korozyon inhibitörleri, organik veya inorganik bileşiklerden oluşabilir, bununla birlikte toksisiteleri sebebiyle kromatlar ve çinko tuzları gibi inorganik inhibitörler daha az tercih edilir. İnhibitör seçiminde etkinlik, güvenlik, ekonomi, diğer kimyasallarla uyum ve çevresel etki gibi faktörler etkilidir. İnhibitör etkisini açıklamak oldukça zordur, karmaşık moleküler modelleme teknikleri ile yapılabilir. Korozyona etkisi iki şekilde ele alınmalıdır [5, 67]:

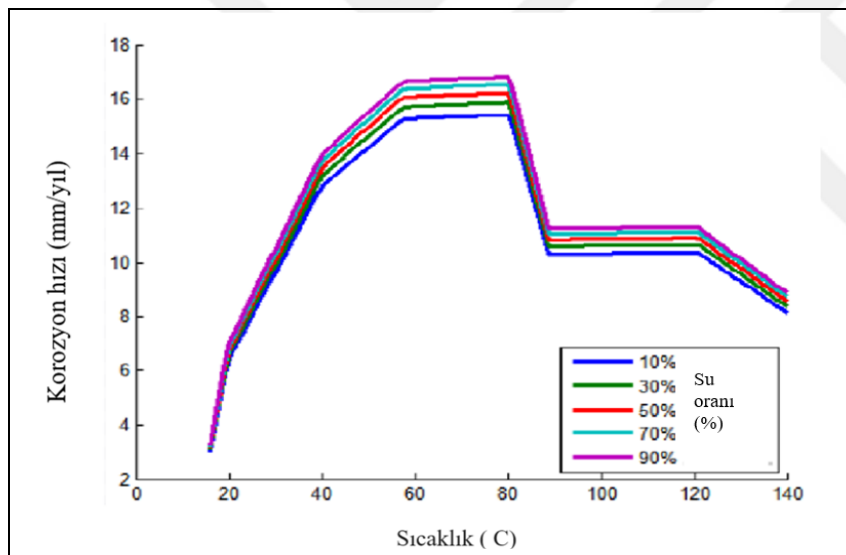
- a) korozyon inhibitörlerinin eklenmesiyle reaksiyonun sönümlenmesi
- b) akışkanda bulunan bileşenlerin etkisiyle reaksiyonun sönümlenmesi

Korozyon inhibisyonu, türe bağlı olarak farklı mekanizmalarla gerçekleşir. Anodik inhibitörler, pasif tabakalar oluşturarak metal yüzeyi korurken, katodik inhibitörler çözünmeyen bileşikler oluşturmak için katodik reaksiyonlara müdahale eder. Organik inhibitörler ise metal yüzeyine fiziksel veya kimyasal bağlarla tutunur. İnhibitörlerin etkisi çözeltideki konsantrasyon, pH, anyonların türü ve diğer bileşenler tarafından etkilenebilir. Literatürde, inhibitör kullanımına ilişkin çok sayıda yaklaşım vardır, bu alan sürekli gelişmektedir [67].

Su oranının etkisi

Hatlarda petrol ve suyun birlikte akması sonucu korozyon oluşur. Petrol boru hatlarında korozyonun oluşmasının en önemli sebebi sudur. Islanabilirlik, ham petrolün suyu sürüklemesiyle ve çelik yüzeyi ıslatmasının engellendiği koşullarla ilgilidir. Boru hatları yaşlandıkça ve içerikteki su miktarı arttıkça, korozyon da artar. Petroldeki su oranının korozyon hızına etkisi genellikle artış şeklindedir. Su, birçok korozyon mekanizmasının tetikleyicisi olarak görev yapabilir. Su elektrolit olarak davranarak metal yüzeylerde elektrokimyasal reaksiyonlara neden olabilir. Bu reaksiyonlar, anot ve katot oluşumuna yol açarak korozyon hızını artırabilir. Bununla birlikte oksijenin korozyon sürecine katılmasını da sağlar. Daha yüksek su oranları, daha fazla oksijenin metal yüzeye ulaşmasını sağlar ve korozyon hızını artırır. İyi bir iletken olan su metal üzerindeki elektrik akımını kolayca taşır.

Su oranı artıkça, elektrik akımının daha etkili bir şekilde hareket etmesine ve korozyon hızının artmasına neden olabilir. Su, çözülmüş tuzlar ve diğer korozif iyonlarla dolu olabilir. Bu iyonlar, metal yüzeyine temas ettiğinde korozyon reaksiyonlarını hızlandırabilir böylece korozyon hızını artırabilir. Bu faktörlerin yanı sıra, diğer çevresel koşullar, metalin bileşimi ve kaplama durumu gibi faktörler de korozyon hızını etkileyebilir. Literatürde görüldüğü üzere başlangıçta düşük su yüzdesi, hızlı türbülanslı akış olduğu durumlarda ihmal edilebilirken, son yıllardaki çalışmalarda daha yüksek su yüzdesi, düşük akış hızları veya aralıklı akış olduğunda da korozyonla ilişkilendirilmiştir. Su ve petrolün ayrı faz halinde akması, çeperi ıslatma etkisi sebebiyle yoğunluk farkından dolayı hatların alt kısımlarında korozyon oluşturur. Şekil 3.22’de su oranının korozyon hızı üzerindeki etkisini gösterir. Suyun hidrokarbonlarda çok sınırlı bir çözünürlüğe sahip olması sebebiyle korozyon için ayrı bir su fazı olmalıdır [38, 49].



Şekil 3.22. Farklı su oranlarında sıcaklığın korozyon hızına etkisi [49]

Şekil 3.22’de görüldüğü üzere daha yüksek konsantrasyondaki çözeltide karbonik asit oluşma olasılığının artması nedeniyle CO₂ mol yüzdesi arttıkça korozyon hızları da artar, %70 gibi yüksek oranda su bulunan akışta, %30 su bulunan akışa göre borunun iç duvarının birim alanına daha büyük bir kuvvet uygulandığı anlamına gelmektedir.

3.2.5. CO₂ korozyonu mücadele stratejileri

Tatlı korozyon olarak da bilinen CO₂ korozyonu, petrol-gaz, petrokimya ve enerji üretimi dâhil olmak üzere çeşitli endüstrilerde önemli bir sorundur. CO₂ korozyonunun zararlı etkilerini önlemek veya azaltmak için çeşitli stratejiler kullanılır. Bu stratejiler, metalik yüzeyleri korumayı, aşındırıcı ortamı kontrol etmeyi, alt yapının güvenli ve güvenilir bir şekilde çalışmasını sağlamayı amaçlamaktadır. Korozyon kaçınılmaz bir elektrokimyasal olgu olması sebebiyle korozyonu tamamen engellemek yerine, olabildiğince geciktirmek en mantıklı yaklaşımdır. Endüstride korozyonun oluşturduğu maliyetlerin azaltılması ve harcamaların yavaşlatılması için çeşitli yöntemler geliştirilmiştir. Bu yöntemler korozyon yönetimi, doğru tasarım, inhibitör kullanımı, kaplama, korozyon payı ve korozyonun modellenmesi gibi öğeleri içermektedir. Korozyona karşı ilk önlem tasarım aşamasındadır; doğru malzeme seçimi, korozyon direnci yüksek alaşımların malzemeye eklenmesi, hattın uygun parametrelere göre tasarlanması, korozyon payı bırakılması ve kaplama gibi önlemler birincil koruma önlemleridir [39, 41, 74].

Minimum sızıntı ve arıza süresi, en düşük yaşam döngüsü maliyetleri için korozyona dayanıklı malzemelerin seçilmesi, CO₂ korozyonuyla mücadelede de çok önemlidir. Korozyona dayanıklı alaşımlar ve paslanmaz çelikler, yüksek CO₂ konsantrasyonlarına sahip ortamlarda yaygın olarak kullanılır. Bu malzemeler korozyona karşı direnci artırır ve CO₂ korozyonu ile ilişkili saldırgan koşullara dayanabilir. Paslanmaz çelik bileşen seçiminin CO₂ kısmi basıncına göre değil, suyun tuzluluk oranına ve sıcaklığa göre yapılması korozyonla mücadelede etkilidir. Örneğin, boru hatları için martensitik (Amerikan Demir ve Çelik Enstitüsü, AISI 400 serileri), Östenitik (AISI 300 serileri) veya östeno ferritik (dubleks) paslanmaz çelik malzeme seçilebilir. Karadaki hatlardaki korozyon önleme tekniklerinin aksine, deniz altındaki boru hatlarında korozyon payı olarak boru çeperinin kalınlığı daha fazla alınır. *Korozyon payı*, tasarlanan hizmet ömrü boyunca, bütünlük kaybı oluşmaması, işletme basıncını ve sıcaklığını korunması için gereken çeper kalınlığına, tasarımda dâhil edilen paydır. İnhibitörün etkin olmaması veya bozulmasına karşı tasarımda birincil bir önlem olarak korozyon payı bırakılır. Örneğin 6 mm'lik korozyon payı tasarımda aşılması gereken maksimum kalınlıktır. Karbon çeliğin öngörülen korozyon hızı ve korozyon tolerans değeri belirlenerek boru hattının güvenli tasarımı yapılır. Korozyon toleransı doğru bir şekilde belirlenirse, hattın mekanik bütünlüğünün sağlanması ve

korozyon koruması için yapılan gereksiz harcamaların azaltılarak maliyet tasarrufu sağlanabilir [39, 41].

Tasarımda koruma ve işletme parametrelerinin kontrol altında tutulması, bütünlük kaybı oluşmayacağını garanti etmiyorsa veya yatırım maliyeti çok yüksekse ortama korozyonu engelleyen kimyasal inhibitörler enjekte edilmesi, inorganik veya organik kaplama yapılması, katodik koruma yapılması gibi ikincil önlemler alınır. Hatlar korozyona karşı kaplanarak bütünlük kaybının önüne geçilmesi amaçlanır, kaplama düşük maliyet sebebiyle yaygın olarak kullanılır. Metal yüzeylere koruyucu kaplamaların uygulanması, CO₂ korozyonuna karşı ek bir önlem sağlar. Boru hatlarını ve ekipmanı korumak için füzyon bağlı epoksi (FBE), üç katmanlı polietilen (3LPE), polipropilen gibi kaplamalar yaygın olarak kullanılır. Bu kaplamalar, metali aşındırıcı ortamdan izole eden fiziksel bariyerler sağlar. Kaplamada yüzeyin temizliği ve pürüzsüzlüğü önemlidir, aksi takdirde arada kalan boşluklar yüzünden koruyuculuğu azalır. İç korozyon kaplaması üründe kum varsa, boru hatları uzunsa, bağlantı noktalarında uygulama zorlukları sebebiyle sık kullanılmaz. CO₂ korozyonunun azaltılmasında uygun akış koşullarının sağlanması esastır. Akış hızı korunarak, akış güvencesiyle aşındırıcı sıvıların birikmesi önlenir ve CO₂ ile metal yüzeyler arasındaki temas süresi azalır. Hidrat ve mum oluşumunun önlenmesi de dahil olmak üzere uygun akış güvencesi uygulamalarının sağlanması, korozyon riskinin azaltılmasına yardımcı olur. Aşındırıcıların etkisini azaltmak için inhibitör kullanımı da sektörde yaygın olarak karşımıza çıkmaktadır. Korozyon inhibitörleri, korozyonu azaltmak için sıvıya eklenen veya boru hattına enjekte edilen kimyasal bileşiklerdir. CO₂ korozyonu durumunda, korozyon inhibitörleri metal yüzeyde koruyucu film oluşturarak korozyon hızını azaltma işlevi görür. Film yapıcı aminler, imidazolinler ve nötralize edici aminler gibi organik inhibitörler, CO₂ korozyonunu azaltmak için yaygın olarak kullanılır. *Amin, amid, imidazolin-* tabanlı korozyon inhibitörleri; poliamino asitler, polisukinatlar ve poliasparatlar gibi geri dönüştürülebilir katkı maddeleri olan kimyasal inhibitörler boru hatlarına enjekte edilir. Bununla birlikte hidrostatik test sonrası tasarımdan kaynaklı nedenlerle hattın bazı noktalarında su birikmesi ihtimaline karşı inhibitörler kullanılır [26, 39, 78-82].

CO₂ korozyonu genellikle sıvının pH'ından etkilenir. Asidik koşullar korozyon hızlarını hızlandırabilir. Alkali maddeler veya tamponlama maddeleri eklenerek sıvının pH'ı kontrol edilerek, CO₂'nin aşındırıcı doğası azaltılabilir. Mikrobiyolojik etkiye, boru hattına giren arıtılmamış deniz suyu ile getirilen bakteriler sebep olabilir. Kullanımdan önce, deniz

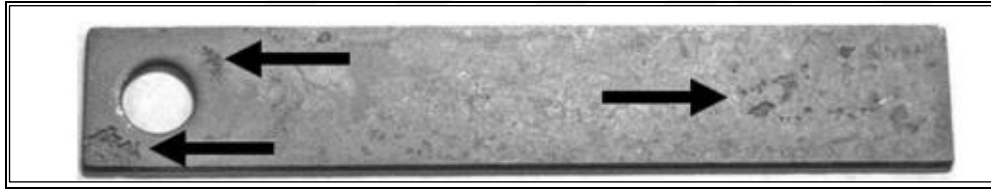
suyunun biyositlerle arıtılması ve bakteri kontaminasyonundan şüpheleniliyorsa, hattın cihaz kullanılarak temizlenmesi ve yıkanması önerilir. Yeni metal yüzeyleri korozyon önleyicilerle kaplamak veya mikrobiyoloji yok etmek için tasarlanan arıtma kimyasallarıyla kullanılabilir. Ancak biyositler artık kullanılmaz, bunun yerine biyofilmlerin oluşmasını engelleyen dolayısıyla MIC'i en aza indiren pürüzsüz yüzey kullanımı gibi yeni yöntemler kullanılır. Kontaminasyondan şüpheleniliyorsa, MIC tehdidini azaltmak için hatta cihaz kullanılarak temizleme yapılması gerekir. Özellikle bakteri aktivitesi için düzenli izleme yapılması tavsiye edilir [39, 78-82].

Endüstride sıklıkla kullanılan bir diğer yöntem de katodik korumadır, elektrokimyasal korozyon teorisine dayanan korumada metal yüzeyde oluşan anodik bölgelerin katot haline dönüştürülmesiyle korozyon önlenir. Katodik koruma, metal yüzeyi bir elektrokimyasal hücrenin katodu yaparak korozyonu kontrol etmek için kullanılan elektrokimyasal bir tekniktir. Galvanik anotlu ve dış akım kaynaklı olmak üzere iki tip katodik koruma vardır. Boru hattına dıştan akım verilmesiyle (-) ucun boru hattına, (+) ucun yardımcı anoda bağlanmasıyla yapılan koruma, dış akım kaynaklı katodik korumadır. Boru hattının malzemesi, izolasyon direnci, deniz suyunun korozivlik derecesi gibi pek çok etkene bağlı olarak akım şiddeti değişebilir. Galvanik anotlu katodik korumada ise boru hattına dıştan akım uygulanarak koruma yapılır. Ancak bu yöntemde pasifleşme özelliği olan metaller kullanılır. Boru hattına daha negatif potansiyele sahip bir metal bağlanmasıyla galvanik pil elde edilir, anotların çözünmesiyle elektronlar açığa çıkar ve akım üretilir. Bu yöntem kurban anotların veya etkilenecek akım sistemlerinin kullanımını içerir. Çinko veya alüminyum gibi malzemelerden yapılmış kurban anotlar, korunan metalden daha reaktiftir ve metal yüzeye katodik koruma sağlayarak aşınır. Böylece boru çeperinin katot gibi davranmasıyla korunması sağlanır [78-82].

Petrol boru hatlarında korozyon gelişiminin takibini sağlamak, mevcut durumda uygulanan inhibitörlerin etkinliğini belirlemek için düzenli izleme ve denetleme yapılır. Akustik emisyon, metallerde stres altındaki çatlakların ve kusurların yerini, başlangıcını ve yayılmasını ölçer. Boya penetratı ise yüzey çatlaklarının yerini tespit etmek için boya kullanılan basit bir prosedürdür. Manyetik parçacıkla yüzey, yüzey altı çatlak ve kusur konumu tespit edilebilir. Radyografiyle X ve gama ışınları gönderilerek duvar kalınlığı ölçümü, çatlak ve kusur yeri tespiti yapılabilir. Termografide ise bağ eksikliği, sıcak noktalar, yerel inceltme, gecikme nedeniyle sıcaklık değişiklikleri belirlenir. Görsel

incelemeyle lokal korozyon tespiti, erozyon, çukurlaşma, tortu kireçlenmesi ve kirlenme sorunları, çatlama nedeniyle lekelenme ve korozyon sızıntısı tespiti yapılabilir [38, 82].

Boru hattı sisteminin düzenli olarak izlenmesi ve denetlenmesi, CO₂ korozyonunun erken belirtilerini belirlemek için çok önemlidir. Korozyon kontrol metotlarında mevcut durum hakkında bilgi veren doğrudan yöntemlerin yanı sıra, korozyonun birikmiş etkilerine dayalı bilgi veren dolaylı yöntemler de vardır. Petrol ve gaz üretim endüstrisinde boru hatlarında en yaygın kullanılan dolaylı yöntemler kupon ekleme, elektrik direnç problemleri veya elektrokimyasal araçlarla izlemedir. Kilometrelerce uzanan bir deniz boru hattındaki tüm noktaları kontrol etmek mümkün olmadığı için aşınmanın muhtemel olduğu yerler belirlenerek izleme problemleri yerleştirilir, problemlerin etkili sonuçlar vermesi için uygun yerlere yerleştirilmesi önemlidir. Korozyon kuponları, korozyon inhibitörlerinin ve koruma çalışmalarının etkinliğini izlemek için boru hattının iç ortamına maruz kalan metalik numunelerdir (Resim 3.4) [44, 39].



Resim 3.4. Korozyon ağırlık kuponları [39]

Korozyon hızını ölçmek ve CO₂ korozyonunun ciddiyetini değerlendirmek için kuponlar ekipmanla aynı alaşımdan yapılarak uygun bölümlere yerleştirilir, periyodik olarak çıkarılıp analiz edilir. Kupon yerleştirilecek yerleri doğru belirlemek oldukça önemlidir. Belli aralıklarla çıkarılıp tartılarak, kuponlarda oluşan kütle kaybına bağlı olarak korozyon hızı hesaplanır. Kuponların mil/yıl (mpy) cinsinden ölçülen ortalama korozyon hızları, 1000 mpy = 25,4 mm/yıl dönüşümü ile Eş. 3.14 kullanılarak belirlenir [39]:

$$CR = \frac{W}{\rho \times A \times t} \quad (3.14)$$

Eşitlikteki CR, mm/yıl cinsinden korozyon hızı, W, mg cinsinden ağırlık kaybı, ρ gr/cm³ cinsinden metalin yoğunluğu, A m² cinsinden kurban anot kuponunun yüzey alanıdır, t ise saat cinsinden maruz kalma süresidir. Petrol sahalarında korozyon izleme için en yaygın kullanılan tekniklerden bir diğeri de elektriksel direnç (ER) problemleridir (Resim 3.5). ER

probları, tüketilebilir kupon kesiti azaldıkça artan elektrik direncindeki değişiklikleri ölçerek ve metal tüketimini izleyerek korozyon hızları hakkında gerçek zamanlı veriler sağlar. Elektrik direncinde sıcaklık değişimleri etkili olduğundan, sıcaklık değişimlerine dikkat edilmelidir [39].



Resim 3.5. Elektriksel direnç problemleri [39]

Korozyon hızını belirlemede elektrokimyasal yöntemler de kullanılabilir. Tafel ekstrapolasyon yöntemi, elektrokimyasal test yoluyla elde edilen polarizasyon eğrilerinden anodik ve katodik Tafel eğimlerinin ölçülmesini içerir. Korozyon hızı, Tafel denklemi kullanılarak hesaplanabilir. Elektrokimyasal Empedans Spektroskopisi (EIS) ise metal-elektrolit sisteminin empedans tepkisini ölçen bir tekniktir. Empedans verilerini analiz ederek, uygun matematiksel modeller kullanılarak korozyon hızı tahmin edilebilir. Elektriksel Direnç (ER), probu direncindeki değişimi ölçer. Gaz ve sıvı fazlardaki karbon çelik hatlar için yaygın olarak kullanılır. Doğrusal Polarizasyon Direnci (LPR) metal yüzeyin korozyon hızıyla ilişkili polarizasyon direncini ölçer. Hidrojen problemleri de korozyon sırasında açığa çıkan hidrojen miktarı ile korozyonun yoğunluğundaki değişikliklerin hesaplanması için kullanılır. Uygun korozyon hızını hesaplama yönteminin seçiminin mevcut kaynaklara ve gereken doğruluğa bağlı olduğuna dikkat etmek önemlidir. Her yöntemin avantajları, sınırlamaları ve farklı korozyon senaryolarına uygulanabilirliği vardır. Ek olarak, korozyon hızını etkileyebileceğinden, çevresel koşullar, sıvı bileşimi, sıcaklık ve korozyon inhibitörlerinin varlığı gibi faktörleri dikkate almak çok önemlidir [39, 79]. Ultrasonik kalınlık ölçümü, manyetik akı sızıntısı ve kılavuzlu dalga ultrasonik gibi tahribatsız muayene yöntemleri (NDT) de korozyon hızını değerlendirmek ve ilgili alanları belirlemek için kullanılan tekniklerdir. *Ultrasonik Kalınlık Ölçümü* (UTM) sırasında korozyondan kaynaklanan inceltme tespit edilerek boru hattı duvarının kalınlığını ölçmek için ultrasonik dalgalar kullanılır. *Manyetik Akı Sızıntısı* (MFL) teknolojisi, manyetik akıdaki değişiklikleri tespit ederek korozyona bağlı metal kaybı alanlarını belirlemek için manyetik alanlar kullanır. Hem yerel hem de genel korozyonu tespit edebilir. *Kılavuzlu Dalga*

Ultrasonik (GWU) ölçüm tekniğinde boru hattı boyunca yayılan düşük frekanslı ultrasonik dalgalar kullanılır, uzun mesafelerde korozyon ve diğer kusurların tespit edilmesini sağlar. *Akustik Emisyon* (AE) ise korozyon işlemleri sırasında yayılan akustik sinyalleri algılar ve analiz ederek korozyon aktivitesi ve ciddiyeti hakkında fikir verir. Uzaktan izleme ve inceleme teknikleri ile de korozyon dolaylı olarak izlenir. Kameralar ve sensörlerle donatılmış *Uzaktan Kumandalı Araçlar* (ROV'lar) boru hatlarını görsel olarak inceleyerek oyuklaşma veya çeper kaybı gibi korozyon belirtilerini tespit edebilir. Fiber optik sensörlerle (FOS) uzak, erişmesi zor yerlerde korozyon altındaki gerilmeler tespit edilir. Fiber optik algılama olarak bilinen bu teknikte boru hatlarına entegre edilen fiber optik kablolar, sıcaklık, gerinim veya korozyon kaynaklı stresteki değişiklikleri algılayarak korozyon aktivitesinin gerçek zamanlı olarak izlenmesini sağlar. Bu yöntem korozyon hakkında net bilgi vermeyip sadece korozyonun oluştuğunu belirtir [39, 80]. Korozyon veri kaydı ve analizi takip edilebilir. Sürekli veri kaydı ve korozyon izleme tekniklerinin analizi, eğilimlerin, korozyon yoğun noktaların ve potansiyel endişe alanlarının belirlenmesine yardımcı olur. Gelişmiş korozyon modelleme yazılımlarıyla korozyon hızları tahmin edilir ve çevre koşullarına, sıvı özelliklerine, korozyon verilerine dayalı olarak kalan varlık ömrü tahmin edilir. Bununla birlikte literatürde korozyonu azaltmak ve boru hattı bütünlüğünü artırmak için, petrol boru hatlarında CO₂ korozyonunu belirlemek amacıyla farklı korozyon tahmin modelleri üzerinde de çalışılmıştır. Birçok araştırmacı, petrol ve doğal gaz boru hatlarındaki korozyon problemini elektrokimyasal, mekanik, yarı mekanik, deneysel, hibrit modellerle, olasılık yöntemleri ve diğer yöntemlerle çözmeye çalışmışlardır. Mekanik modeller, korozyon mekanizmalarının geliştirildiği gerçekçi parametreler sunmak amacıyla üretilmiştir. Deneysel modeller varsayım konusunda çok bilgi gerektirmediği için sınırlı deneysel verilerden türetilmiştir, uygulanabilirliği ve güvenilirliği oldukça sınırlıdır. Yarı deneysel modeller ise teorik bilginin yetersiz olduğu, matematiksel ve deneysel ifadelerin gerekli olduğu yerlerde kullanılmaktadır. Fiziksel süreçleri matematiksel ifadelerle temsil etme fikri, altta yatan temellere ilişkin fikir vermek için birçok endüstride, özellikle de petrol ve gaz endüstrisinde yaygın olarak kullanılmaktadır. Matematiksel modeller birçok fiziksel-kimyasal sistemden toplanan bilgilerin yorumlamasını ve değerlendirmesini sağlayarak mühendislerin tasarım, kontrol ve yeniden kalibrasyon ile ilgili makul kararlar almalarına yardımcı olur [69, 81, 82]. Petrol boru hatlarında CO₂ korozyonunun etkili bir şekilde tespit edilmesi ve izlenmesi, pek çok fayda sağlar.

Bazıları şunlardır [22, 23]:

- Korozyona bağlı arızaların erken tespiti ve önlenmesi, sızıntı, yırtılma ve çevresel kirlenme riskinin en aza indirilmesi,
- İyileştirilmiş bakım planlaması ve varlık yönetimi, arıza sürelerinin azalması ve maliyet tasarrufu,
- Potansiyel tehlikelerini belirleyerek ve azaltarak personel, tesisler ve toplumsal açıdan geliştirilmiş güvenlik, büyük kazaların önlenmesi,
- Boru hattı alt yapısının bütünlüğünü sağlamak için düzenleyici gerekliliklere ve endüstri standartlarına uygunluk.

Tüm koruma önlemlerinin etkili olması için bir yönetim sistemi içinde ele alınması şarttır. Korozyon Yönetim Sistemi'nde (KYS) belirlenen politika, işletmedeki varlıkların korozyona karşı bütünlüklerinin korunması için uygulanan işlemlerin bütünü ele alır. İş yerlerinde genel olarak dört tip bakım vardır. *Arıza Bakımı*, arızaya kadar çalıştırma ve ardından onarım veya değişim şeklindedir, genellikle son çare stratejisidir ancak her zaman uygun maliyetli değildir. *Önleyici Bakım*, planlı olarak da bilinen basit, müdahaleci olmayan bakımlardır. Uygun maliyetli ölçüm periyodlarının belirlenmesi için arıza oranının bilinmesi gerekir. *Kestirimci Bakım*, trendleri takip ederek düzeltici eylem ihtiyacını değerlendirir. *Tasarım Dışında Bakım* ise sorunların tasarımda belirtildiği şekilde ortadan kaldırılmasıdır. *Duruma Dayalı Bakım*, tüm denetim ve izleme tekniklerini birlikte kullanır. Boru hatlarının bütünlüğünün, durumunun ve kalan ömrünün tahmini, çeşitli tekniklerin kombinasyonu ile elde edilebilir. Boru hattı bütünlük yönetimi için beş genel tipte tahmin yapılabilir. Bilgi tabanlı modeller (RBI, RCM, FMEA, FMSA, hata mekanizmaları), veri tabanlarına dayalı güvenilirlik istatistikleri (PARLOC veya OREDA gibi veri tabanları), modelleme tabanlı yaklaşımlar (korozyon hızı, akış simülasyonu, çatlak gelişimi modelleri gibi fiziksel, kimyasal ve biyolojik modeller), gözlemle birleştirilmiş modeller (yorgunluk modelleri, serbest mesafeler), veri tabanlı modeller (makine öğrenimi), akış hattı bütünlük değerlendirmesinde tahmin yeteneklerini artırmak için kullanılır. Korozyon yönetim sistemi, korozyon izleme, bakım, eğitim ve endüstrideki en iyi uygulamalarının hayata geçirilmesi gibi stratejileri içerir. Denetimler zaman, durum, sonuç ve risk temelli olabilir [22, 23]. KYS sürecinin bir ürünü olarak Risk Bazlı Denetim (RBI) prosedürleri sınırlı denetim kaynaklarını en üst seviyeye çıkarmak ve korozyon oluşması durumunda yüksek olasılık ve ağır sonuçları olan alanlara odaklanmayı amaçlar. Tamamen uygulanmadıkça etkin sonuçlar

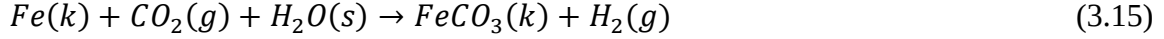
elde edilmez. Sadece geçmiş denetim ve incelemeler ve duvar kalınlığının girildiği iş yerlerinde başarılı sonuçlar vermeyebilir. Kısmen uygulayan iş yerlerinin sızıntılar, onarımlar, anormallikler, kimyasal kullanımı, korozyon izleme gibi verileri de girmeleri gerekir. Çok fazlı akışta ham petrol hatları için iç korozyonun en yoğun bekleneceği yerler yoğunlaşmanın en yoğun olduğu üst kısımlar ve su, çamur birikintilerin aşındırıcı koşullar oluşturabileceği tabana yakın kısımlardır. Denetimler, tüm radyan konumların yanı sıra çevre kaynaklarının da denetlenmesini sağlamalıdır. Petrol boru hatlarında CO₂ korozyonunun tespit edilmesi ve izlenmesi, uzak konumlara erişilebilirlik, zorlu çalışma koşulları ve özel ekipman ihtiyacı dâhil olmak üzere çeşitli zorluklar doğurur. Ek olarak, verilerin doğru yorumlanması, korozyon bilimi ve mühendisliğinde uzmanlık gerektirir. İzleme ekipmanının düzenli bakımı, kalibrasyonu ve doğrulanması, güvenilir ve doğru sonuçlar için çok önemlidir. Ancak iş yerinde risk körlüğüyle rutin hale gelmesi, raporların özenle incelenmemesine ve ramak kala olaylara, kazalara sebep olabilir. Etkili bir mekanik bütünlük yönetim sisteminin uygulanması CO₂ aşınmasını azaltmak için hayati önem taşır. Mekanik bütünlük risk değerlendirmelerinin yürütülmesini, korozyon kontrol planlarının uygulanmasını, bakım ve denetim protokollerinin oluşturulmasını içermektedir. Düzenli inceleme, bakım ve veri analizi, potansiyel korozyon sorunlarını proaktif olarak belirlemeye ve çözmeye yardımcı olur. Bir yandan araştırma ve geliştirmenin devam etmesiyle korozyonun azaltılmasının etkinliği ve verimliliği artırmak için yeni malzemelerin, kaplamaların, korozyon inhibitörlerinin ve izleme tekniklerinin geliştirilmesi, teknolojinin takibi yapılmaktadır. Sonuç olarak, CO₂ korozyonunu çok yönlü bir yaklaşımla azaltılabilir [22, 23, 33].

3.3. CO₂ Korozyonu Oluşum Mekanizması

Önceki bölümlerde bahsedildiği gibi CO₂ su içinde çok iyi çözünbildiğinden, akışkanın asitliğini artırır. Akışkandaki CO₂ miktarı, basınç ve sıcaklık arttıkça korozyon da artar. CO₂ kuru halde deniz sıcaklığında ve düşük basınç altında aşındırıcı değildir, ancak çözelti içinde çözündüğünde, bir dizi reaksiyonu başlatır. Bu bölümde CO₂ korozyonunun bugüne kadar bilinen en genel mekanizması ele alınmış, ağırlıklı olarak tezle ilgili bölümlere yer verilmiştir.

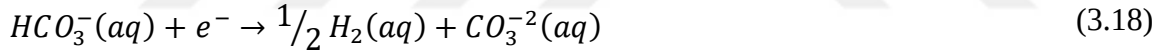
3.3.1. Yüzeydeki elektrokimyasal reaksiyonlar

Yüzeyde yatışkın su kimyasına dayanan elektrokimyasal süreçler gerçekleşir. Duvar da deniz suyuyla akışkan arasındaki sıcaklık farkından dolayı yoğunlaşan sudaki kimyasal değişimin asıl sebebi demirin elektrokimyasal reaksiyonudur. Genel reaksiyon şu şekildedir [77].



Katodik reaksiyon

Katodik reaksiyon yığın çözeltiden duvara aktarılan H^+ 'ın varlığında gerçekleşir, ilk olarak H^+ iyonu indirgenerek H_2 oluşur [67, 77]:



Diğer katodik reaksiyonlarla kıyaslandığında bu adımlar oldukça yavaştır ve genellikle CO_2 korozyon oluşumunda ihmal edilmektedir. Ancak, düşük CO_2 kısmi basıncı ($P_{CO_2} \ll 0,1$ bar) ve yüksek pH ($pH > 6$) gibi çok özel koşullar olması halinde oluşmaktadır. Reaksiyon hızı daha düşük olduğu için korozyon hesabında ihmal edilir. Suyun indirgenmesiyle hidrojen açığa çıkmaktadır [67, 77]:



Anodik reaksiyon

Çelik yüzeyde korozyon oluşumu sırasında birçok katodik reaksiyon meydana gelirken bir tane anodik reaksiyon oluşmaktadır, çelik yüzey oksidasyona uğrayarak demir iyonlarına (Fe^{+2}) dönüşmektedir [67, 77].



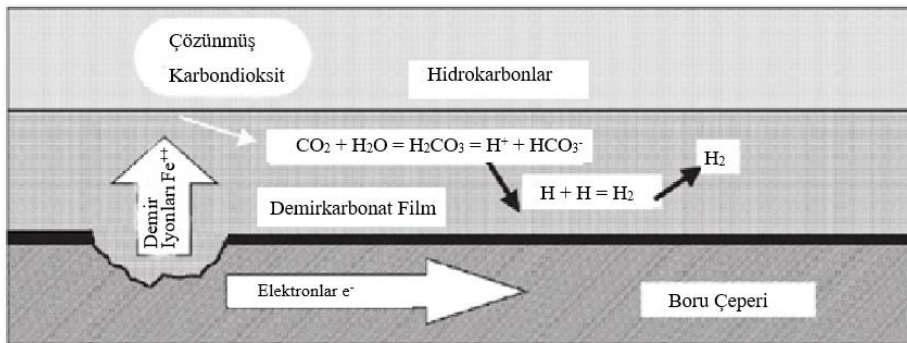
Metal yüzeydeki çözülme sonucu oluşan demir iyonları (Fe^{+2}) ile sulu haldeki karbonat iyonu (CO_3^{-2}) reaksiyona girmektedir. Bu reaksiyon sonucu metal yüzeyinde katı bir tabaka halinde korozyona karşı koruma sağlayan $FeCO_3$ oluşmaktadır [67, 77]:



Genellikle suyun korozivitesi ile ilgili yorum yapabilmek için pH dikkate alınmakla birlikte tek başına yeterli değildir. Her ne kadar düşük pH, ortamdaki H^{+} miktarını ve indirgenme mekanizmalarını etkilese de korozyon mekanizmasında CO_2 'in kısmi basıncı doğrudan etkilidir. Hidrojen iyonları (H^{+}) metal yüzeydeki elektronları toplar, oluşan toplam reaksiyon şu şekildedir [67, 77].



Şekil 3.23'te petrol boru hattındaki CO_2 korozyonu oluşum mekanizması gösterilmiştir [67]:



Şekil 3.23. Petrol boru hattındaki CO_2 korozyonu oluşum mekanizması [67]

Elektrokimyasal işlemler sonucu oluşan iyonlar, çözeltiden çepere doğru ya da çeperden çözeltiye doğru hareket ederek moleküler difüzyon oluşur. Taşınım elektrokimyasal reaksiyonlara kıyasla daha hızlı gerçekleştiğinde metal yüzeyde, yani boru çeperinde konsantrasyon değişimi azdır ya da tersi durumda yüzeyde çok birikim oluşabilir. Gerek Gray'in gerekse Nešić'in taşınım modelleri, metal yüzeydeki elektrokimyasal işlemleri tarif

etmelerine, taşınım işleminin yüzeydeki etkilerini belirtmelerine rağmen sınırlayıcı akımı aşırı basit şekilde ifade etmeleri bakımından model eleştirilmiştir. Turgoose (1990) [83] sınır katmanındaki CO₂ korozyonu için, ilk gerçekçi tanımlamanın önünü açan kişidir. Özellikle Nešić (1993) [84] ve Pots'un (1995) [85] yaptığı çalışmalar için ön hazırlık olmuş ve uzun yıllar elektrokimya ve çatlak korozyonunda kullanılmıştır. Üç taşınma modelinde de temel mantık birbirine çok benzerdir. Korozyon işlemi sırasında metal yüzeyde bazı maddeler tükenirken, bazı maddeler de üretilir. Sınır katmanı üzerinde maddeler arasındaki farklılıklar madde transferini başlatır. Maddeler sınır katmanı üzerinde bağımsız olarak hareket etmezler. Hidrasyon, çözünme, ayrışma ve çökelme gibi kimyasal reaksiyonlara dâhil olurlar. Birçok maddenin elektriksel açıdan yüklü olması nedeniyle bölgesel ve bütün sıvı içerisinde elektro nötrallitenin sağlanması koşuluyla taşınım gerçekleşebilir, *i* maddesinin taşınım denklemini veren eşitlik şu şekildedir [77]:

$$\sum_i z_i c_i = 0 \text{ (Elektro nötrallik denklemi)} \quad (3.24)$$

Eş. 3.24'deki elektro nötrallik denklemi, herhangi bir çözelti miktarının her zaman elektro nötr olduğu ve bu nedenle çözeltinin her yerinde pozitif ve negatif yüklü türler arasında mükemmel bir denge olduğu varsayımına dayanır [77].

3.3.2. Kimyasal reaksiyonlar

Kimyasal reaksiyonlar, taşınma ve elektrokimyasal reaksiyonlar gibi süreçlerle karşılaştırıldığında genellikle çok hızlıdır, bu yüzden çözelti boyunca kimyasal denge korunur. Öte yandan, kimyasal reaksiyonlar arasındaki hız farklılıklardan dolayı yüzeydeki denge bozulabilir. Bu nedenle kimyasal reaksiyonlar, çelik yüzeydeki elektrokimyasal işlemleri, dolayısıyla korozyon hızını önemli ölçüde etkileyebilir. CO₂ korozyonu suyun varlığında olduğundan, oluşumda etkili olan kimyasal reaksiyonlar birkaç adımda gerçekleşir. Su ayrışır, daha sonra gaz fazındaki CO₂ suda çözünür [43, 47].



Suyun ayrışma denge sabiti (K_w) ile oluşan karbonik asit konsantrasyonu hesaplanmaktadır (Eş. 3.26) [69].

$$K_w = [H^+] \times [OH^-] \quad (3.26)$$

$$CO_2 \rightleftharpoons CO_2(aq) \quad (3.27)$$

CO₂ konsantrasyonu ([CO₂(aq)]), Henry Yasası ile hesaplanabilir. Bunun için CO₂ gazı çözünme sabitinin (K_{çöz} (CO₂)) ve CO₂ gazının kısmi basıncının (bar) bilinmesi gerekir. Literatürde, bir sonraki bölümde daha detaylıca ele alınan farklı çökelme modelleri bulunmaktadır, böylece Eş. 3.28 ile CO₂ konsantrasyonu hesaplanabilir, *H* Henry sabitidir [69]:

$$H = \frac{P_{CO_2}}{[CO_2]} \quad (3.28)$$

Suda çözünmüş haldeki CO₂, absorbe edilerek metal yüzeyde aşındırıcı etkiye sahip karbonik asidi (H₂CO₃) oluşmaktadır [69]:



Daha önceden hesaplanan suda çözünmüş CO₂ konsantrasyonu ([CO₂(aq)]) ve literatürden elde edilen karbonik asit hidrasyon denge sabiti (K_{hid}) ile oluşan karbonik asit konsantrasyonu hesaplanmaktadır (Eş. 3.30) [69]:

$$K_{hid} = \frac{[H_2CO_3]}{CO_2} \quad (3.30)$$

Karbonik asit metal yüzey ile temasa geçtiğinde H⁺ vermeye başlar, bu sebeple korozyon hızı belirlenirken karbonik asit miktarı da dikkate alınır. Tepkime hızı bu basamağa göre belirlenir. Ancak karbonik asit, H⁺ vererek iki basamakta karbonata dönüşür. İlk basamakta karbonik asit (H₂CO₃), bikarbonat iyonu (HCO₃⁻) ve H⁺ ayrışmaktadır [69].



Karbonik asidin H⁺ ve HCO₃⁻ iyonlarına ayrışmasına ilişkin karbonik asit ayrışma denge sabiti K_{ka}, Eş. 3.32'de verilmektedir [69, 86].

$$K_{kar} = \frac{[H^+][HCO_3^-]}{[H_2CO_3]} \quad (3.32)$$

Literatürden elde edilen denge sabiti aracılığıyla ilk basamağa ilişkin işlemler tamamlanır. İkinci basamakta, oluşan HCO_3^- , ayrışarak H^+ ve sulu fazda karbonatı, CO_3^{2-} oluşturur. Literatürden elde edilen ayrışma sabiti çözelti sıcaklığına ($^{\circ}F$), iyonik yüke ve toplam basınca (psi) bağlıdır. $[HCO_3^-]_{(aq)}$ ve $[H_2CO_3]_{(aq)}$ dolayısıyla $[H^+]_{(aq)}$ ve pH hesaplanır. Bikarbonat iyonları da karbonik aside benzer şekilde Eş. 3.33'e göre H^+ ve HCO_3^- iyonlarına ayrışır [69, 86]:

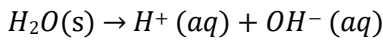


Literatürden elde edilen HCO_3^- anyon ayrışması denge sabiti K_{bikar} aracılığıyla [77, 78] $[CO_3^{2-}]$ hesaplanır:

$$K_{bikar} = \frac{[H^+][CO_3^{2-}]}{[HCO_3^-]} \quad (3.34)$$

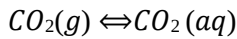
Su kimyasını veren mekanizmalar özetle sonraki sayfada verilmiştir [69, 86].

Suyun ayrışması



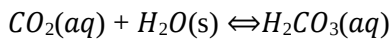
$$K_w = [H^+] \times [OH^-]$$

CO_2 çözünmesi



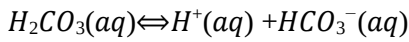
$$H = \frac{P_{CO_2}}{[CO_2]}$$

Karbondioksit hidrasyonu



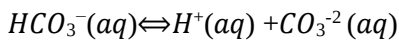
$$K_{hid} = \frac{[H_2CO_3]}{[CO_2]}$$

Karbonik asidin ayrışması



$$K_{kar} = \frac{[H^+][HCO_3^-]}{[H_2CO_3]}$$

Bikarbonat anyonunun ayrışması



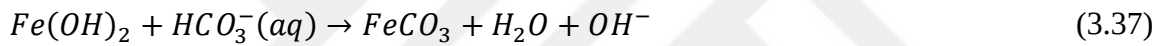
$$K_{bikar} = \frac{[H^+][CO_3^{2-}]}{[HCO_3^-]}$$

Böylece ortaya çıkan H^+ ortamın pH'ını verir. Bu da karbondioksitin kısmi basıncını etkiler. Çözünen CO_2 karbonik asit ayrışması ile çözeltiyi asitleştirdiğinden, artan CO_2 kısmi basıncı ile pH düşer. Hidrojen iyonu çelik yüzeydeki katodik reaksiyonlarda oluştuğu için çözeltinin pH'ı önemlidir; pH ne kadar düşükse, çözelti o kadar aşındırıcıdır. pH hesabı bahsedilen

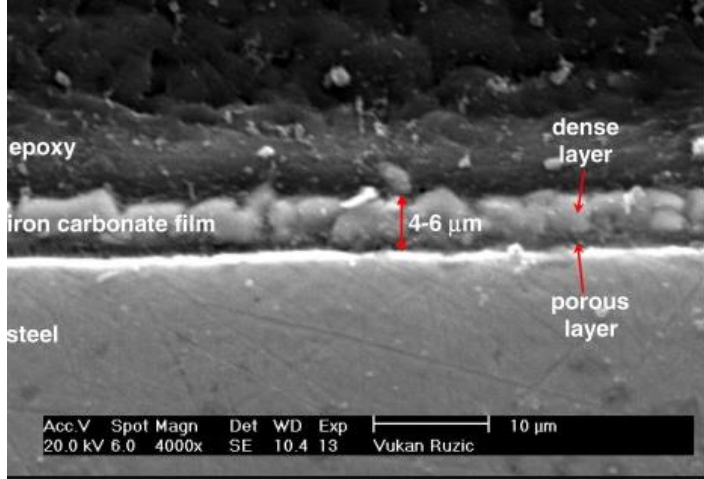
eşitlikler aracılığıyla yapılabilir. Bu eşitlikler su kimyasını ele alan K sabit değerlerini verir, literatürde farklı çalışmalar bulunmaktadır, sonraki bölümde bu modeller ele alınmıştır [69].

3.4. FeCO₃ Çökelme Modelleri

CO₂ korozyonunun anlaşılması için FeCO₃ çökelme mekanizmasının anlaşılması gerekir. Bölüm 3.3'te bahsedildiği gibi metal yüzeyde demirin anodik reaksiyonu sonucu Fe^{+2} açığa çıkar ve FeCO₃ oluşur. Tek bir adımda reaksiyonun gerçekleştiği düşünülmekle beraber, literatürde iki adımlı reaksiyonlar da bulunmaktadır [69]:



Demir ve karbonat iyonlarının konsantrasyonu FeCO₃'ün çözünürlüğünü aşıyorsa, FeCO₃ oluşur. Sideritin (FeCO₃) sudaki çözünürlüğünün düşük olması ve Fe^{+2} ve CO_3^{-2} iyonlarının çözünürlük değerlerine ulaşmasıyla boru yüzeyinde ortaya çıkan katı film oluşumu, çeliğin korozyon hızının düşmesine neden olmaktadır. Çeliğin bozunma hızı ile siderit oluşumu denge haline gelir ve bu noktada pH sabitlenmektedir. FeCO₃'ün çözünürlüğü pH ve CO₂'nin kısmi basıncı ile doğrudan ilgilidir. CO₂ kısmi basıncının ve pH'ın artması, FeCO₃'ün çökmesini arttırır, yoğunlaşma hızını yavaşlatır, aşırı doygunluğa ulaştıkça demir iyonunun (Fe^{+2}) konsantrasyonu artar. Aşırı doygunluk ve sıcaklık, çeperin ıslanma oranını, FeCO₃ filminin yapısını etkileyen en önemli faktörlerdir, pH dengeleyicisi eklenmediğinde pH yaklaşık 5'tir ve yüksek FeCO₃ çözünürlüğü gözlenmektedir [79]. Nešić ve Lee (2003) çalışmasında CO₂ kısmi basıncı 0,54 bar, pH'ı 6,6, Fe^{+2} konsantrasyonu 250 ppm ve 1 m/s akış hızı olan test koşullarında 80°C'de 10 saat süreyle bekletilen bir çelik numunesinde oluşmuş olan FeCO₃ tabakasını incelemişlerdir. Nešić ve diğerlerinin (2005) yaptığı benzer çalışmada elde edilen SEM görüntüsü Resim 3.6'da sunulmuştur [67, 68].



Resim 3.6. Demir karbonat tabakası içeren bir çelik numunenin kesitinin SEM görüntüsü [67]

Literatürde farklı FeCO_3 çökelme modelleri bulunmaktadır, bu modellerin bazıları deneyle veya termodinamik modellerin kullanılmasıyla geliştirilmiştir. Deneysel çalışma sonucu elde edilen veriler aracılığıyla geliştirilen Greenberg ve Tomson (G&T) modeli, 1987'de geliştirilen ilk modeldir, oldukça yaygın şekilde kullanılmaktadır. Bu modelden dört yıl sonra Johnson ve Tomson (J&T) modeli geliştirilmiştir. İki modelde de yarı deneysel büyüme oranı geliştirilmiştir, bununla birlikte K_{sp} çökelme sabitleri farklıdır. Van Hunnik, Pots ve Hendriksen (vP&H) 1996 yılında, J&T modelinin geçerliliğini daha yüksek seviyelerde doygunlukta ortaya koyan bir model geliştirmişlerdir. vP&H modeli, FeCO_3 film büyüme kinetiğini, filmin morfolojisindeki konum ve zamana göre değişimi, zamanın bir fonksiyonu olarak ortaya çıkan korozyon hızını tahmin etmektedir. Araştırmacılar modelin sınırlı deneysel verilere karşı başarılı bir şekilde kalibre edildiğini, ancak FeCO_3 filmlerinin varlığında CO_2 korozyonu hakkında daha doğru veriler ortaya çıktıkça modelin tekrar kalibre edilmesi gerektiğini belirtmişlerdir. Literatürde J&T ve vP&H en çok atıf yapılan modellerdir. Literatürde rastlanılan diğer bir deneysel model de Braun'un modelidir, ama bu model geliştirilirken deneyde pH'ı kontrol etmek için sisteme yapay bir tampon eklendiği için sonuçlarda hataya yol açmış olabileceğinin ve yanıltıcı olabileceğinin belirtilmesinde fayda vardır. Bununla birlikte her model arasında oldukça büyük farklılıklar olduğu tespit edilmiştir. Sonraki yıllarda kinetik modeller daha çok dikkat çekmeye başlamıştır. Yıllar sonra 2002 yılında Silva, Liu ve Millero (2002) iyonik etkiyi dikkate alan bir kinetik model önermişlerdir [69, 87-90].

$$\log(K_{sp}) = -10,9 + 2,518 (I^{0,5}) - 0,657(I) \quad (3.38)$$

Eş. 3.38'deki I , iyonik yük şu şekilde hesaplanmaktadır [45]:

$$I = \frac{1}{2} \sum_i c_i z_i^2 = \frac{1}{2} (c_1 z_1^2 + c_2 z_2^2 + \dots) \quad (3.39)$$

c_i , mol/L cinsinden sulu çözeltideki konsantrasyonun genel gösterimi ve z_i yüküdür. Eş. 3.40 ile hidrojen iyonu konsantrasyonu hesaplanır, ancak denge sabitlerine ek olarak, sulu çözeltide her zaman yük nötr olduğundan, sadece saf CO_2 olduğunda kullanılabilir [45]:

$$C_{H^+} = C_{\text{HCO}_3^-} + 2C_{\text{CO}_3^{2-}} + C_{\text{OH}^-} \quad (3.40)$$

Suda diğer bileşenler varsa Eş. 3.41 kullanılır [45]:

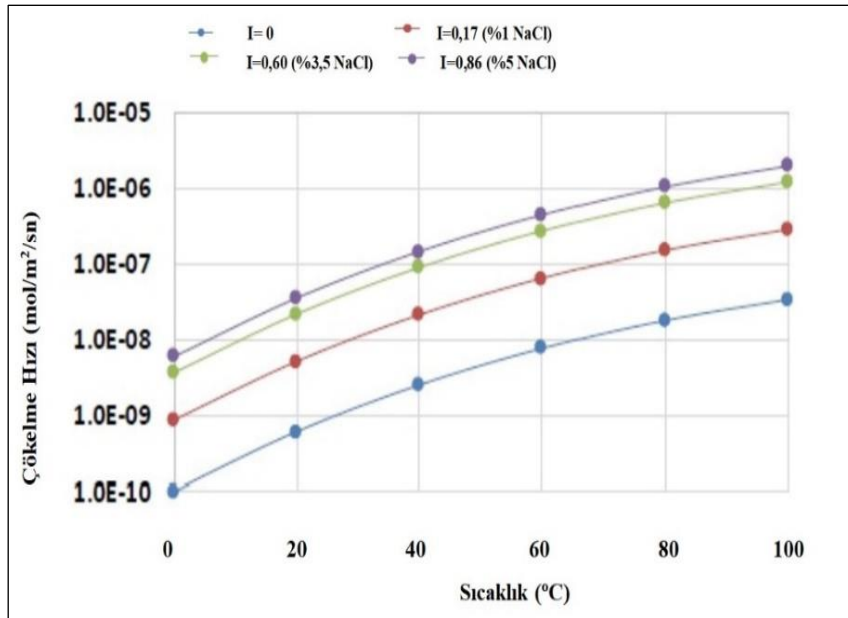
$$C_{H^+} + 2C_{\text{Fe}^{+2}} + 2C_{\text{Na}^+} = C_{\text{HCO}_3^-} + 2C_{\text{CO}_3^{2-}} + C_{\text{OH}^-} + 2C_{\text{Cl}^-} \quad (3.41)$$

İyonik etkinin dikkate alınmasıyla yeni çalışmalar da çıkmıştır. Sun ve Nešić (S&N), 2009 yılında H_2S varlığını dikkate alan kinetik bir model geliştirmişlerdir. S&N çelik yüzeyde çöken FeCO_3 'ün doğrudan ölçümlerini yaptıkları çalışmalarında iyonik kuvvetin etkisini de hesaba katmışlardır. Çalışmalarında G&T modelinin iyonik kuvvetin sıfır olduğu durumlarda geçerli olduğunu, ancak iyonik kuvvetin sıfır alınmasının gerçekçi olmadığını ortaya koymuşlardır. Bu nedenle, Silva ve diğerlerinin (2002) iyonik etkiyi de hesaba katan çalışmalarını dikkate alarak, eşitliği revize edip yeni bir model önermişlerdir ve model aynı zamanda iyonik kuvvetin sıfır olduğu durumlarda da geçerlidir. NORSOK M-506 çökelme modeliyle benzer sonuçlar vermektedir. S&N deneysel çalışmaları üç setten oluştu: ilk set önceki modellerin eleştirel analizi, ikinci set çeşitli koşullar altında zamanla ağırlık değişimi, son setse kontrollü aşırı doygunlukta, kontrol faktörünün geçerliliğinin test edilmesidir. Deneyler, 80°C sıcaklıkta, pH değeri 6,6 ve Fe^{+2} konsantrasyonu başlangıçta 50 ppm'de farklı yüzey alanları ile gerçekleştirilmiştir. İlk deney grubunda, yüzey alanı $5,4 \text{ cm}^2$ olan bir numune kullanılmıştır. İkinci deney grubu, her birinin yüzey alanı 2 cm^2 olan 30 numune ile gerçekleştirilmiştir. İlk iki deney grubunda her iki buçuk saatte bir altı numune alınmıştır. Üçüncü deney setinde, her biri 21 cm^2 yüzey alanına sahip on iki numune çözeltiye yerleştirilmiş ve her iki buçuk saatte bir üç numune alınmıştır. Sonuçlar doğrudan ağırlık kaybı yöntemiyle elde edilmiştir ve önceki modellerle karşılaştırmak için farklı zamanlarda demir iyon konsantrasyonları ölçülmüştür. Çözeltideki demir iyon konsantrasyonunun

zamanla değişiminin yüzey alanından bağımsız olduğunu bulmuşlardır. Bu sonuçları J&T, vP&H modellerinde, çelik yüzeyde birikme oranı ile yüzey alanı-hacim oranının (A/V) bağlantılı olup olmadığını tespit etmek için kullanmışlardır. S&N, büyük A/V için J&T ve vP&H modellerinin geçerli olduğunu, küçük A/V değeri içinse hatalı olduklarını bulmuşlardır. Bununla birlikte araştırmacılar yeterince ayrıntı verilmemesi sebebiyle J&T, vP&H deneylerinin yeniden tekrar edilmesinin imkânsız olduğunu belirttiler. Deneysel prosedürlere bağlı olarak ölçüm sonuçlarıyla karşılaştırıldığında büyük farklılıklar bulunmuştur. Çözünen tüm Fe^{+2} iyonlarının çelik yüzeyde $FeCO_3$ çökmesine sebep olduğu varsayımının yapıldığı iki çalışmada da, çökme miktarının fazla tahmin edildiği görülmüştür. Oysa S&N bu varsayımın da güvenilir olmadığını ortaya koymuştur. S&N modeli sıcaklıklara ilişkin değerlendirme yapılarak geliştirilirken, J&T modelinde araştırmacılar eldeki deneysel verilere uygun bir eşitlik bulmaya odaklanmışlardır. Aralarında temel farklılık deneysel çalışmalardan kaynaklıdır. J&T, vP&H çözeltilerdeki tüm demir iyonlarının çelik yüzeyde birikerek demir karbonata dönüştüğünü varsaydıkları modellerinde, çözelti yığınındaki Fe^{+2} konsantrasyonundaki azalmayı, Fe^{+2} konsantrasyonunu ölçerek tespit etmişlerdir [87-92].

Sun ve Nešić ise çökmenin sadece çelik yüzeyde değil, aynı zamanda deney düzeneğinin farklı bölümlerinde de olduğunu ortaya koymuşlardır, böylece kendilerinden önceki modellerdeki varsayımın yanlışlığını tespit etmişlerdir. Bu hatalı varsayım, önceki modellerde $FeCO_3$ çökme hızının daha fazla tahmin edilmesine sebep olmuştur. Tüm çökme modellerinin geliştirildiği deneylerde, çelik numune üzerinde $FeCO_3$ çökme kinetiği $FeCl_2 \cdot 4H_2O$ ilavesiyle hızlandırılmıştır ve toplu çözelti özellikleriyle ilişkilendirilen statik koşullarda ölçüm yapılmıştır. Cam hücrede gerçekleştirilen ölçümlerde gerçek korozyon sistemlerinde $FeCO_3$ oluşumunun temel yönleri ele alınamaz. CO_2 korozyon hızını hesaplamak amacıyla geliştirilen modeller, boruda türbülanslı akış için geliştirilmiştir, oysaki çökme hızı modelleri statik bir sisteme dayanır. Bu sebeplerle, çözünürlüğe sıcaklığın ve iyonik yükün etkisini açıklayan S&N modeli en güvenilir model olarak görülmüştür [91]. Sun, Nešić ve Woollam ve (2009) [92] çökme modelleri arasında doygunluk oranı (SR) 10 ve 200 için, 0 ile 100°C aralığında değişen sıcaklıklarda karşılaştırmalı analiz yapmışlardır, çalışmalarında her model için S&N'nin K_{sp} modelini kullanmışlardır [92].

Marion modeli ΔH^0 'ın sıfır kabul edilmesi varsayımıyla geliştirilmiştir, Helgeson daha sonra bunun hatalı olduğunu tespit etmiştir. Helgeson (1969) [93] ΔH^0 etkisini de dikkate alarak 50-300°C arasında çalışarak bir model geliştirmiştir. IFE de Sun ve Nešić tarafından tanımlanmış bu modelden istifade edilerek geliştirilmiştir. KSC IFE modeline iyonik yük etkisi de dahil edilerek NORSOK M-506'nın çökeltme modeli elde edilmiştir. Öte yandan J&T deneylerini NaCl olmadan yapmışlardır, S&N ise deneyi ağırlıkça %1'lik NaCl çözeltisi ile gerçekleştirmiştir. Bu, çökeltme kinetiğinde on kat artışa sebep olmuş, NaCl olmadan yapılan G&T'ninkinden çok daha düşük çıkmıştır, bu da NaCl çözeltisinin modeller arasındaki farklılıkların bir nedeni olmadığını göstermiştir [87, 90, 94].



Şekil 3.24. Sıcaklığın ve iyonik yükün çökeltme oranına etkisi [94]

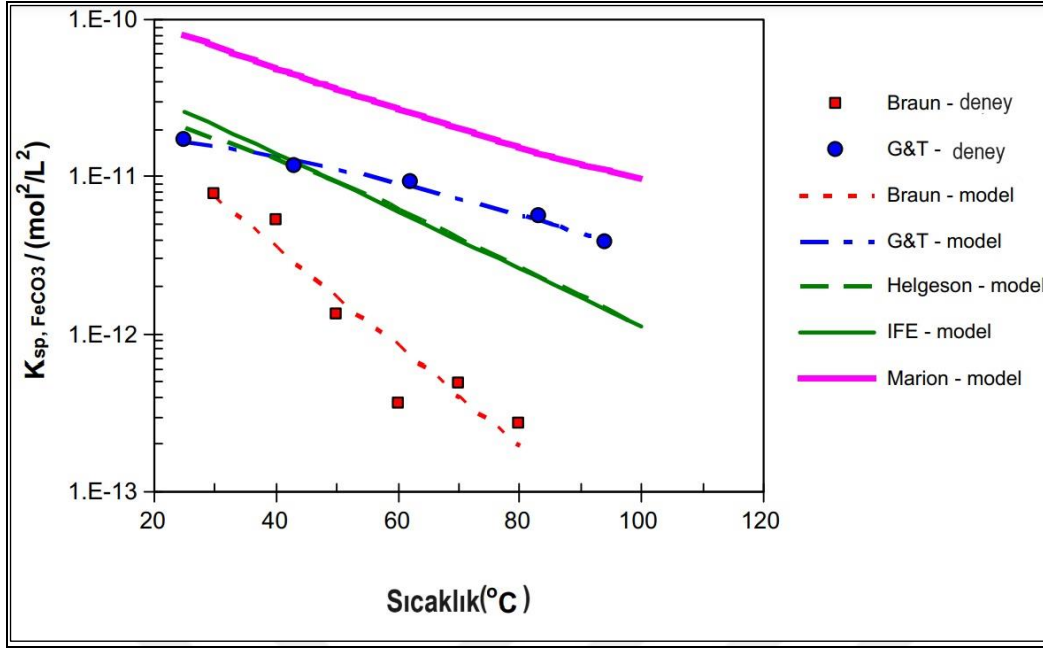
Başlangıçta iyonik yükü hesaba katmanın K_{sp} 'nin dolayısıyla $FeCO_3$ 'ün daha doğru bir tahminini sağladığı düşünülmüş, fakat daha sonra yapılan çalışmalarda iyonik kuvvetin korozyonu çok etkilediği, ancak yüksek sıcaklık değerlerinde etkisinin giderek azaldığı tespit edilmiştir (Şekil 3.24) [87, 90, 94]. Çizelge 3.2'de ise bu çökeltme modellerinin özeti verilmiştir. Modellerde kristallerin çökeltme oranı (P) için de formüller önerilmiştir. Formüllerde geçen A_p kinetik sabittir, A/V yüzey alanının çözelti hacmine oranı, SR doygunluk oranıdır. Kristallerin çökeltme oranı (P) oranını dikkate alan dört model bulunmaktadır [94].

Çizelge 3.2. FeCO₃ çökelme modelleri

Model Adı	Model ve Çözünme Sabiti	Eş. No
Marion ve diğerleri Modeli [91]	$\log_{10} K_{SP} = -14,66 + \frac{1365,17}{T_K}$	(Eş. 3.42)
Silva ve diğerleri Modeli [90]	$\log_{10} K_{SP} = -10,9 + 2,518 \times I^{0,5} - 0,657 \times I$	(Eş. 3.43)
G&T Modeli [87]	$P_{FeCO_3} = A_p \cdot e^{\frac{-E_a}{RT_K}} \left(\frac{A}{V} \right) K_{SP} (SR^{1/2} - 1)^2$	(Eş. 3.44)
	$\log_{10} K_{SP} = -59,2385 - 0,041377(T_K) - \frac{2,1963}{(T_K)} + 24,5724 \log_{10}(T_K)$	(Eş. 3.45)
J&T Modeli [88]	$P_{FeCO_3} = A_p \cdot e^{\frac{-E_a}{RT_K}} \left(\frac{A}{V} \right) K_{SP} (SR^{1/2} - 1)^2$	(Eş. 3.46)
	$\log_{10} K_{SP} = -0,4343 \times \left(-\frac{30140}{8,314(T_K)} \right) + 36,22$	(Eş. 3.47)
Braun Modeli [91]	$\log_{10} K_{SP} = -10,2 - 0,0314 (T_c)$	(Eş. 3.48)
Helgeson ve diğerleri Modeli [93]	$\log_{10} K_{SP} = \log_{10} K_{298,15} - \frac{\Delta H^0}{2,303R} \left(\frac{1}{T_K} - \frac{1}{298,15} \right) - \frac{1}{2,303RT_K} \int_{298,15}^{T_K} \Delta C_d T_K$ $+ \frac{1}{2,303RT_K} \int_{298,15}^{T_K} \Delta C_d \ln T_K$	(Eş. 3.49)
vP&H Modeli [89]	$P_{FeCO_3} = A_p \cdot e^{\frac{-E_a}{RT_K}} \left(\frac{A}{V} \right) K_{SP} (SR - 1) \left(1 - \frac{1}{SR} \right)$	(Eş. 3.50)
	Çökelme sabiti belirlenmedi, bu model için S&N modelinki kabul edilmiştir.	
S&N Modeli [92]	$P_{FeCO_3} = A_p \cdot e^{\frac{-E_a}{RT_K}} \left(\frac{A}{V} \right) K_{SP} (SR - 1)$	(Eş. 3.51)
	$\log_{10} K_{SP} = -59,3498 - 0,041377T_K - \frac{2,1963}{T_K} + 24,5724 \log_{10}(k) + 2,518 \times I^{0,5} - 0,657 \times I$	(Eş. 3.52)
IFE [91]	$\log_{10} K_{SP} = -10,13 - 0,0182 (T_c)$	(Eş. 3.53)
NORSOK M-506 [5]	$\log_{10} K_{SP} = -10,13 - 0,0182T_c + 2,44 \times I^{0,5} - 0,72 \times I$	(Eş. 3.54)

Not: K, denge sabiti; T_f, Fahrenheit derece cinsinden sıcaklık; T_k, Kelvin cinsinden mutlak sıcaklık; T_c, Santigrat derece cinsinden sıcaklık; I, molar cinsinden iyonik yük ve P, psi cinsinden toplam basınçtır.

vP&H modelinde çökelme sabiti belirlenmedi, S&N modelinde çökelme sabiti kullanıldı. S&N modeli vP&H modelinin değiştirilmiş halidir. NORSOK M-506 çökelme modeli ise IFE modelinden geliştirilmiştir. Sun ve diğerleri (2009) Braun, Helgeson, Marion, IFE ve G&T modellerini farklı sıcaklıklarda modellerin çökelme sabitleri açısından karşılaştırmışlardır. Karşılaştırma sonunda en çok sapmanın Braun modelinde olduğu görülmüştür (Şekil 3.25) [92].



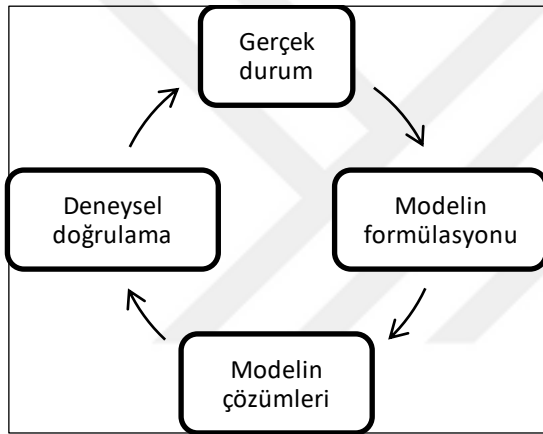
Şekil 3.25. Denge sabitlerinin sıcaklığa göre değişimlerinin literatürdeki bazı modellerle kıyaslanması [92]

Literatürde diğer çökelme modellerini kıyaslayan De Motte R. A. (2016), doktora tezinde çökelme sabitlerinin sıcaklığa bağlı değişimini farklı çökelme modellerini kıyaslayarak incelemiştir. Çalışmasında Braun modelinde sapmanın çok fazla olduğunu bulmuştur [94]. Tezde Braun, J&T, vP&H modelleri bu bölümde bahsedilen yetersizlikleri sebebiyle çökelme modeli olarak tercih edilmemiştir. Tezde kullanılacak çökelme modelinin seçimi için Bölüm 4'te modeller farklı sıcaklıklarda karşılaştırılmıştır.

3.5. CO₂ Korozyonunun Matematiksel Modellenmesi

Petrol boru hatlarının bütünlüğünü sağlamak ve korozyonun sebep olduğu maliyeti azaltmak amacıyla petrol şirketleri ve araştırma enstitüleri tarafından alternatif çözümler üretilmeye çalışılmıştır. Birçok araştırmacı, petrol ve doğal gaz boru hatlarındaki korozyon problemini elektrokimyasal, mekanik, yarı mekanik, deneysel, karışık ve olasılık yöntemleri ve diğer yöntemlerle çözmeye çalışmışlardır. Literatürde çok fazla CO₂ korozyonu modelleme çalışması bulunmakla birlikte, bu çalışmalar birçok etkenden etkilenen CO₂ korozyonunu modellerken bazı parametrelerin etkisi olmadığı varsayımıyla hareket etmişlerdir. Bu çalışmalar korozyon hızını tam ve net olarak ortaya koymak yerine bilinmeyene ilişkin yaklaşık bir tahmin imkânı sunabilmişlerdir. Her model kendi içinde bulundurduğu varsayımlara göre farklı durumlar için etkili sonuçlar vermektedir. Modellerde girdi olarak

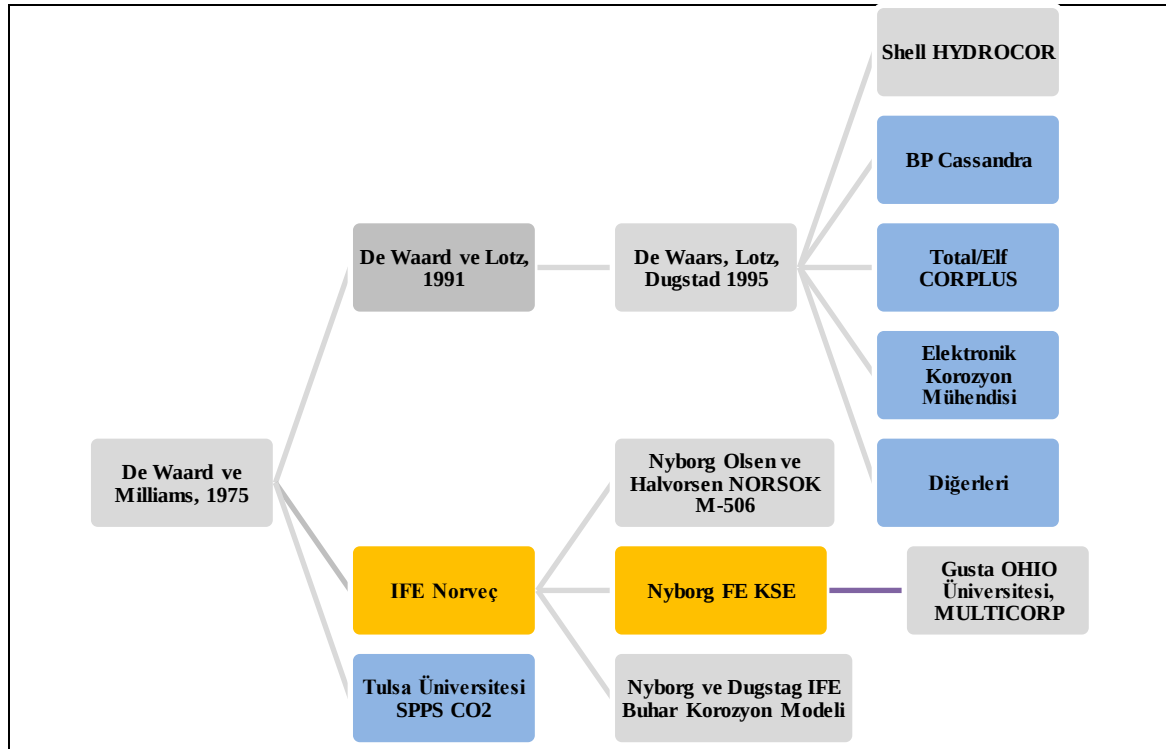
su içeriği, sıcaklık, CO_2 'in kısmi basıncı, demir ve kalsiyum karbonatın doygunluk koşulları, hidrodinamik koşullar kullanılmıştır. Modellerin dayandığı temellerdeki farklılıklar, aynı durumlar için farklı modeller çalıştırıldığında çok farklı sonuçlar elde edilmesine sebep olmuştur. Modeller arasında petrol su içeriği ve inhibitörlerin korozyon filmlerindeki etkisi hakkında farklı yaklaşımlar bulunmaktadır, bu sebeple korozyon hızları bazılarında yüksek çıkarken bazılarında düşük çıkmıştır [37]. Modelleme yapılırken farklı şekillerde doğrulama yapılmıştır. Genel olarak modeller geliştirilirken gerçek durum modellenerek model çözülmektedir, daha sonra modelin doğrulamasında deneysel veya sahadan gerçek veriler kullanılmaktadır. Şekil 3.26'da modelleme adımlarına ilişkin basamaklar, genel şekliyle sunulmuştur [82].



Şekil 3.26. Gerçek durumların modellenmesi [82]

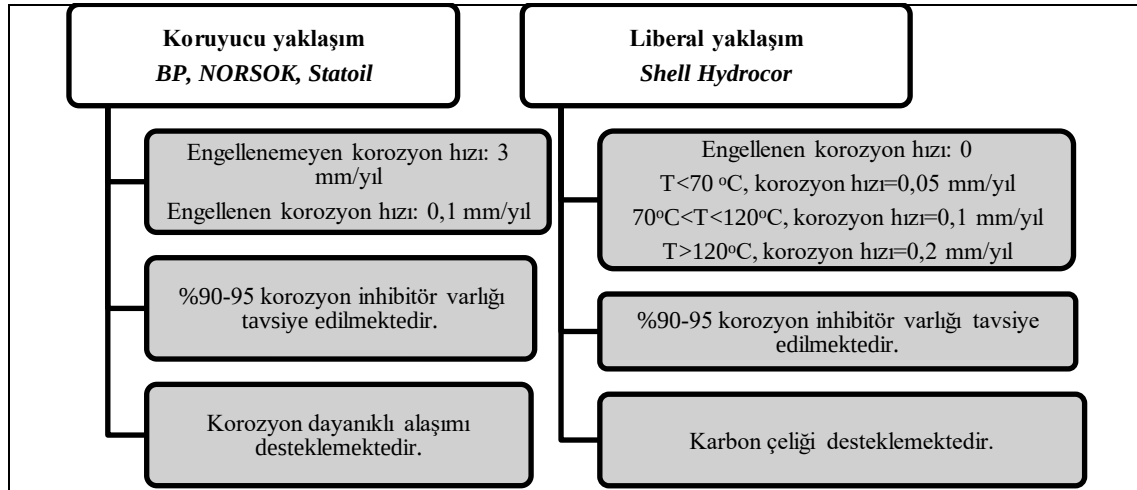
Başlangıçta boru hatlarına yönelik tasarlanan modellerde çok fazlı akış dikkate alınmamış, çok fazlı akışın son yıllarda modellendiği görülmüştür. Boru hatlarında çok fazlı akış olması ve farklı akış türlerinin oluşması sebebiyle karbondioksitin neden olduğu korozyon hızının tahmin edilmesi oldukça zordur. Bununla birlikte, korozyon mekanizmasını matematiksel açıdan değerlendirmek için çeşitli yaklaşımlar ortaya koyulmuştur. Oldukça az sayıda model çok fazlı darbeli akışın korozyona etkisini araştırmıştır. En sık çalışılan çok fazlı akış, sıvı-gaz akışıdır. Çoklu akış fazlarında, akış düzeninin tahmin edilmesinde farklı yaklaşımlar benimsenmiştir. İki fazlı akış modellemesi için en basit yaklaşım, düşük su oranları olan akışlarda iki faz arasındaki hareketin ihmal edildiği ve akışın her bir fazın özelliklerinin ağırlıklı ortalamaları alınarak tek fazmış gibi davrandığı kabul edilen homojen akış modelidir. Bu modelde petrol ve su iyi karışmış bir sıvı olarak kabul edilmiştir, su petrol fazında sürüklenirken boru hattının iç korozyonu azalmış olmaktadır [95-98].

Su oranı arttıkça, iki faz birbirinden ayrılır ve su hattın yüzeyiyle temas ederek korozyona sebep olur. Su oranına ek olarak yoğunluk, viskozite gibi akışkan özellikleri ve akış hızı, boru hattı eğimi ve ortam özellikleri de petrol-su karışımının akış düzenini belirleyen önemli parametrelerdir. İki fazlı akış modellemesi için ikinci yaklaşım, fazların farklı hızlarda hareket ettiği ve birbirleri üzerinde kaymalar görülebilen ayrılmış tabakalı akış modelidir [95-98]. Araştırmalarda sıklıkla karşılaşılan üçüncü yaklaşım ise Zuber ve Findlay (1965) tarafından ortaya koyulan sürüklenme akışı modelidir. Fazlar arasındaki hareketin belirlenmesi amacıyla modelde fazlar arasında bir bölgesel hız farkı ve bir dağıtım parametresi kullanılır. Bir diğer model de çoklu akış modelidir. Bu modelin ayrılmış akış modelinden farkı, korunum denklemlerinin sıvı ve buhar fazlarına göre oluşturulmuş olmasıdır [99]. Hesaplamalara ilişkin literatürde çeşitli modeller geliştirildiği görülmüştür. Mühendislerin tasarım, kontrol ve kalibrasyon gibi ilgili konularda doğru kararlar almalarına yardımcı olan bu modellemeler birçok endüstride olduğu gibi yüksek risk taşıyan petrol ve gaz endüstrisinde de yaygın olarak kullanılmaktadır. Modellerin bazıları kullanıma açıkken bazıları lisanslıdır. İlk geliştirilen model De Waard ve Milliams (1975) olarak kabul edilmektedir. De Waard ve Milliams (DWM) modelinden sonra mekanik, yarı deneysel ve deneye dayalı çeşitli modeller geliştirilmiştir (Şekil 3.27) [37, 100].



Şekil 3.27. De Waard CO₂ korozyon modelleri ağacı [37]

De Waard ve Milliams'ın geliştirdiği DWM modeli (Shell), ECE modeli (Intetech), Cassandra modeli (BP), NORSOK M506 modeli (Saga, Statoil, Hydro Petrolleri), CORPLUS (Total), KSC Model (IFE), HYDROCOR ve SweetCor (Shell), OLI model (OLI Systems), PREDICT (InterCorr), Tulsa modeli (Tulsa Üniversitesi), Jepson (Ohio Üniversitesi), FREECORP ve MULTICORP modeli (Ohio Üniversitesi), ULL modeli (Lafayette Louisiana Üniversitesi), LIPUCOR (Total), Corpos (CorrOcean/Force Technology), CORMED (Elf) günümüze kadar petrol ve gaz endüstrisinde korozyon için kullanılan başlıca CO₂ korozyon tahmin modelleri/yazılımlarıdır. Modellerin bazılarında özel varsayımlarla, çeşitli teorik ve deneysel çalışmalarla tek fazlı akıştan çok fazlı akışa kadar uygulama alanı genişletilmiştir. Enerji Teknoloji Enstitüsü (IFE) ve Ohio Üniversitesi Korozyon ve Çok Fazlı Teknoloji Enstitüsünde (ICMT) korozyon ile ilgili kapsamlı çalışmalar yapılmıştır. Bazı modeller daha çok etkeni dâhil etmeleri sebebiyle CO₂ korozyon hızını doğru şekilde tahmin etme potansiyeline sahiptir. Modellemelerin bazıları NORSOK M-506, BP modellemesi gibi koruyucu bir yaklaşım sergilerken, bazıları da HYDROCOR gibi liberal yaklaşım gösterir, modeller bu iki farklı bakış açısına göre gelişmiştir [77]. Güvenli tarafta kalma yaklaşımına hâkim, koruyucu modellerde en kötü senaryolar dikkate alınarak modelleme yapıldığı için diğerlerine göre CO₂ korozyon hızı daha yüksek çıkmaktadır. İki yaklaşıma ilişkin genel farklılıklar Şekil 3.28'de görülmektedir [49, 101]:



Şekil 3.28. Korozyon modelleri yaklaşımları [101]

CO₂ korozyon modellerinin arasındaki önemli farklardan biri de inhibitör varlığının dikkate alınıp alınmamasıdır. İnhibitör varlığı dikkate alınan tahmin modellerinde, inhibitör çeşidinin ve etki mekanizmasının CO₂ korozyonu hızında farklılık oluşturmadığı varsayılarak sadece inhibitör varlığına odaklanılmıştır. Modellemelerin çoğu kullanılan

inhibitörlerin bir etkisinin olmadığı varsayımı ile tasarlanmıştır, bu sebeple bu tip modellerde mevcut durumdan daha yüksek korozyon tahminleri yapılabilmektedir. Literatürde yer alan CO₂ korozyon modelleri mekanik, deneysel ve yarı deneysel olmak üzere üç temel başlık altında incelenmektedir. Mekanik modeller CO₂ korozyon mekanizmalarının içerdiği reaksiyonlara ilişkin denklemlere dayanarak geliştirilmiştir. Pek çok değerin literatürden elde edildiği mekanik modellerde, bazı verilerin deneysel çalışmalarla ortaya koyulması ve doğrulamanın da saha verileriyle yapılması gerekliliği göz ardı edilmiştir. Yarı deneysel modeller, teorik bilginin yetersiz kaldığı hem matematiksel hem de deneysel ifadelerin gerekli olduğu durumlarda kullanılmıştır. Bu modeller çok çeşitli güvenilir deneysel sonuçları içeren veri tabanlarındaki verilere göre kalibre edilmiştir. Deneysel modeller çok az teoriye dayanan, daha çok deneysel sonuçlara göre tasarlanan modellerdir ve güvenilir sonuçlar elde edilebilir [49, 102].

3.5.1. Deneysel modeller

Deneysel çalışmalar saha koşullarına benzer koşullar oluşturularak yapılmıştır. Sıcaklık, CO₂, H₂S, O₂, asetik asit ve bakterilerin korozyon üzerindeki etkisi ile ilgili birçok deneysel model literatürde kolayca bulunurken geliştirilen boru hattı korozyon modellerinin çoğunda H₂S, organik asitlerin ve mikroorganizmaların korozyon sürecine katkısı değerlendirilmemiştir. Bununla birlikte, kimi çalışmalarda CO₂/H₂S korozyonu için çok fazlı akış modeli oluşturulmuştur. Çalışmalarda daha önce bahsedildiği gibi sıcaklık artışının, belirli bir eşişge kadar korozyon hızını arttırdığı tespit edilmiştir. CO₂ korozyonunda çok fazlı akışın etkisini modelleyen Post (1995) [85], çalışmasında tek fazlı akış kütle transferi korelasyonu ile hidrolik çapı birleştirmiştir, standart fazlı akış simülatörü kullanılarak kütle transferini modellemiştir. Lee, Sun ve Jepson (1993) 10 cm çapında bir boru hattında petrol-su karbondioksit gazı için akış rejimi haritaları ve akışları ortaya koymuşlardır. Benzin-su-gaz üç faz akışındaki akış rejim geçişlerinin, hem gaz-sıvı hem de benzin-su akış sistemlerindeki farklı olduğunu belirtmişlerdir, hazırlanan model Eş. 3.55'te verilmiştir [103].

$$C_{corr} = \frac{MW_{Fe} \times 10^6 \times 24 \times 3600 \times 365}{\rho_{\text{karbonçelik}}} x [Fe^{+2}] x \frac{WCR}{\rho_w} \quad (3.55)$$

C_{COR} korozyon hızı (mm/yıl), MW_{Fe} demirin moleküler ağırlığı (55,847 g/mol), $\rho_{\text{karbonçelik}}$ karbon çeliğinin yoğunluğu (7 860 000 g/m³), $[\text{Fe}^{+2}]$ demir konsantrasyonu (mol/l), WCR su yoğunlaşma hızıdır (g/m²/s) ve ρ_w suyun yoğunluğudur (g/m³) [103]. Benzer sonuçlar, tam gelişmiş boru akış koşulları altında deneyler yapan Vuppu ve Jepson (1994) tarafından da elde edilmiştir. Araştırma sonucunda petrol-su akışındaki korozyon ürünlerinin sıcaklık, basınç ve akış hızına bağlı olduğu tespit edilmiştir [104]. Nešić ve Vrhovac (1998) çalışmalarında kapsamlı çok fazlı akış CO₂/H₂S korozyon modeli oluşturarak deneysel sonuçların alan verileriyle etkileşimini sağlamışlardır ve su akışının petrol tutması için gerekli olan kritik hızı öngörmüşlerdir [105]. Tezdeki deneysel NORSOK M-506 korozyon modeli [5] de geliştirilirken Dugstad ve diğerleri (1994) [106] deneysel verilerini kullanmıştır, NORSOK M-506 modeli tezde kullanılan model olması sebebiyle Bölüm 3.5.4'te detaylı şekilde ele alınmıştır. Mishra, Al-Hassan, Olson ve Salama 1997 yılında kinetik reaksiyonlara dayalı bir korozyon modeli geliştirmişlerdir. Modelde korozyon hızı sıcaklık, pH ve CO₂ kısmi basıncına bağlıdır (Eş.3.56) [107]:

$$CR = C \times [H^+] \times 1,33 \times P_{CO_2} \times 0,67e^{Q/RT} \quad (3.56)$$

Eş. 3.56'da CR korozyon hızı (mpy), C sabit, $[H^+]$ hidrojen iyonunun konsantrasyonu (kmol/m³), P_{CO_2} CO₂'in kısmi basıncı (N/m²), Q ise CO₂'in suda çözünmesi için reaksiyon sabiti, k Boltzman sabiti (J/K) ve T sıcaklık (K) [107]. Çok sayıda korozyon yığnında, verilerin yoğun olduğu yerlerden geçen bir doğru çizilerek elde edilen denklemlerden oluşan bu modeller, sadece belli koşullarda geçerlidir. Bununla birlikte aralıkta dahi olsa bu eğilime uymayan veriler yok sayılır. Bu sebeple bilimsel teorilerden ziyade, deneysel mühendislik modelleridir. Başka bir çalışmada Nešić, Nordsveen, Maxwell ve Vrhovac (2001) [108] sinir ağlarını kullanarak doğrusal olmayan deneysel bir model (NN) sunmuşlar ve modelin doğrulamasını Dugstad ve diğerlerinin yapmış olduğu verilerle yapmışlardır. Diğer yarı deneysel modellerle kıyaslandığında NN modelinin daha iyi sonuçlar verdiğini ortaya koymuşlardır [108]. Literatürde tamamen deneysel model pek bulunmamaktadır. Lineer regresyonlar aracılığıyla ortaya koyulan bazı modeller olsa da, bir dizi karışık mekanizmaya sahip ve birçok farklı faktörün etkili olduğu CO₂ korozyon mekanizmalarının lineer bir fonksiyonla ifade edilmesi çok zordur. Öte yandan mekanik modellerle gerçek hayatta karşılaştığımız bulgular arasındaki büyük farklılık, deneysel yaklaşımları gerekli kılabilir. Son yıllarda yapay zekâyla yapılan modelleme bunlara örnek olarak verilebilir. Nešić,

Postlethwaite ve Vrhovac (1997) [77] ilgili korelasyonların tanımlanması için yapay zekâ kullanılmıştır. Bu modellemede korozyon hızına tek başına etki etmesi mümkün olmayan t , pH , P_{CO_2} , Fe^{+2} , v gibi faktörler “birincil tanımlayıcı” olarak adlandırılmıştır. Birincil tanımlayıcılar, ölçülebilir olmasının yanı sıra sorunun temelinde yer alan etmenler hakkında da bilgi vermekte, aralarındaki etkileşimi ortaya koyabilmektedirler. Bunların değerlendirilmesiyle *problem tanımlayıcılar* diyebileceğimiz parametreleri ortaya koyma imkânı elde edilmiştir. Bu çalışmalarda birincil tanımlayıcılar kullanılarak korozyon hızı, V_{kor} bulunmaya çalışılmıştır. Akışkan hızının CO_2 korozyon hızı üzerinde etkisinin çok olduğu görülmüştür ve yapılan değerlendirmelerde korozyon hızı ile lineer orantılı olan hız $v^{0.4} \cdot \ln(v)$ ifadesi şeklinde kullanılmıştır. Yine geliştirilmiş tanımlayıcı olarak söylenebilecek bir diğer ifade de $t \cdot pH \cdot HCO_3^{-2}$ 'dir. Bu şekilde birincil tanımlayıcılar kullanılarak korozyonla daha ilişkili sonuç verebileceği düşünülen tanımlayıcılar üretilmeye çalışılmıştır. Buna göre girdiler ile sonuçlar arasında ilişki kurularak bir etkileşim oluşturulmaya çalışılmıştır. Geliştirilmiş tanımlayıcılar yapay zekânın yaptığı ekstrapolasyon ile sürekli test edilir. Burada önemli olan modellemeden ziyade, problem tanımlayıcılarının doğru seçilmesidir. Çalışmada geliştirilmiş tanımlayıcıların etkileri halen analiz edilmeye çalışılmaktadır, gelişmesi gereken bir alan olarak yerini korumaktadır [77, 108]. Gunaltun (1996) [109] tarafından geliştirilen LUPICOR, De Waard ve diğerlerinin (1975) geliştirdiği modele ve saha verilerine dayanır. 1979 ve 1984 yıllarında yayımlanan CO_2 korozyon tahmin programına dayanarak farklı aşındırıcılar için kritik aşındırıcı koşullar ve ilgili parametreler belirlenen modelde korozyon hızı sıcaklığa, çözünmüş CO_2 miktarına, üretilen akışkanın özelliklerine, akış hızına, akış rejimine ve malzeme kompozisyonuna bağlıdır. Laboratuvar sonuçları ile saha verileri arasındaki korelasyonu sağlamak ve deneysel referanslar kullanılan modelin geçerliliğini artırmak için Kuzey Denizi, Orta Doğu, Uzak Doğu ve Güney Amerika'daki 16 alandan elde edilen yaklaşık 90 durum (gaz/petrol hatları ve gaz/petrol kuyuları) ile karşılaştırma yapılmıştır [109]. Model geçerliliğinin ve doğruluğunun artırılması amacıyla yayımlanan farklı çalışmalar ve saha verileriyle sürekli iyileştirilmiştir. Sıcaklığın 60 ile 80°C arasında en yüksek korozyon hızına ulaştığını varsayan De Waard modeline dayanması sebebiyle LUPICOR, Jepson Modeli ile karşılaştırıldığında daha düşük CO_2 korozyon hızları öngörmüştür, model Eş. 3.57'de verilmiştir [110]:

$$\frac{d[Fe^{+2}]}{dt} = \frac{1}{\delta} [K \times C_{corr} - (1 - K) \times PR - WCR \times [Fe^{+2}]] \quad (3.57)$$

[Fe²⁺] demir iyonunun konsantrasyonu (mol/m³), t süre (s), δ sıvı film kalınlığı (m), K kaplama faktörü veya orantı sabitidir, C_{corr} korozyon hızıdır (mol/m³/s), PR petrol akış oranı (mol/m³/s) ve WCR, su yoğunlaşma oranıdır (m³/s) [110]. *Elektronik Korozyon Mühendisleri (ECE)* Modeli ise pH, korozyon sonucu ortaya çıkan bikarbonatı, H₂S ve asetik asit gibi bazı maddeleri hesaba katan bir modeldir. Modelde kullanılan petrolün suyla temas faktörü petrolün yoğunluğuna, akış hızına ve hattın eğimine göre değişir. Bikarbonat ve pH'ın ayrı ayrı hesaba katılması aynı etkiyi iki kere hesaba katmak anlamına gelebileceğinden, korozyon hızını olandan fazla göstermektedir. Öte yandan modelde korozyon üzerinde pH'ın etkisi kısıtlı tutulmuştur. Düşük miktarlarda H₂S içeren sistemlerde, oluşacağı öngörülen demir sülfat filmlerinin korozyonu önleyici etkisi sonucu bu modelde korozyon hızı düşük hesaplanmaktadır [104].

BP tarafından geliştirilen *Cassandra Modeli* 'nin ilk versiyonu 1993 yılında *Microsoft Excel 7.0* 'de basit ve erişilebilir biçimde hazırlanmış, daha sonra geliştirilmiştir. Model üç defa revizyona uğramış, BP tarafından kullanılan model, De Waard ve diğerleri tarafından yayınlanan 1991, 1993 ve 1995 CO₂ tahmin modellemelerinin uygulanmasıdır. De Waard'ın çalışmalarını temel alan BP modelinde, De Waard tarafından kullanılan CO₂ fugasitesi düzeltme faktörü kullanılmaktadır. Modelin doğrulaması BP saha verileriyle ve *IFE 1* ve 2 araştırmalarının sonuçları ile yapılmıştır, diğer modellerle benzer sonuç verdiği tespit edilmiştir. Çizelge 3.3'te *BP 93 modeli* için giriş değerleri sunulmuştur [75, 101]:

Çizelge 3.3. BP 93 giriş verileri [101]

Varsayımlar	DW pH modeli kullanılmıştır. Toplam kayma gerilimi 1 Pa. BP93 için verilen değerler sadece tepe hattında yoğunlaşma olduğu ve bunun ıslatma süresinin %10'unda gerçekleştiği varsayımıyla hesaplanmıştır. (F=0,1)
CO ₂	% mol cinsinden değer
H ₂ S	% mol cinsinden değer
pH	DW modeli
Glikol	% değeri
İç çap	m, cinsinden değer
Suyun yoğunluğu	Normalde 1,00 kabul edilir.
Asitle artırıyor mu?	Doğru/Yanlış
Su içeriği (mg/l)	Ba, SO ₄ , K, Na, H ₂ CO ₃ , Fe, Cl, Ca, Mg, Sr

Deneysel çalışmaların sonuçlarının saha verileriyle doğrulanmaması ve deney koşullarının sahadaki gerçek durumu yansıtmasındaki sınırlılıkları nedeniyle endüstride deneysel çalışmalar uygulanabilir değildir, bu çalışmalar daha çok geliştirilen modellerin doğrulanmasında dikkate alınmıştır. Deneysel çalışmalar sonucu elde edilen verilerin sahadaki verilerden farklı olması ilerleyen yıllarda skolastik çalışmalara odaklanılmasına sebep olmuştur. Deneysel çalışmaların sonuçlarının saha verileriyle doğrulandığı bu çalışmalar, boru hattında petrolün içinde suyun dağılması için gerekli olan kritik hızın tahmin edilmesine de olanak sağlamaktadır. Van Hunnik ve diğerleri (1996), bölgesel korozyon morfolojisini simüle etmek için iki boyutlu (2B) skolastik algoritma geliştirerek, bunu bir boyutlu (1B) mekanik korozyona dayanan CO₂ aşındırma modeli ile birleştirmiştir [89]. Nešić ve diğerleri (2004) korozyon ve çökeltme işlemleri arasındaki dengeyi tanımlamak için 2B skolastik, lokalize CO₂ korozyon modeli önermişlerdir. CO₂ içeren ortamlarda karbon çeliğin bölgesel korozyonunu tahmin etmesi için geliştirilen modelde, girdi olarak 1B mekanik korozyon modelinden tahmin edilen korozyon hızı ve yüzey ölçeklendirme eğilimi kullanılmıştır [111]. Aynı araştırmacılar başka çalışmada hattaki gaz akışının korozyona katkısını göstermek amacıyla, petrol sahasında faaliyet gösteren petrol kuyularında CO₂ korozyonu hasar hızını tahmin etmek için skolastik model uygulamışlardır. Çalışma CO₂'in, boru hattında bölgesel saldırılara yol açan homojen korozyonunun kantitatif olarak belirlenebileceğini göstermiştir [112]. Ancak skolastik çalışmaların da saha verileriyle doğrulanmasındaki sınırlılıklar bu çalışmaların sektörde yeterince karşılık bulmamasına sebep olmuştur [113].

3.5.2. Yarı deneysel modeller

Laboratuvar testleri saha koşullarının tasarlamasında genellikle yetersiz kalabilir ve gerçek koşullara ilişkin bazı ödünler verilmesi gerekebilir. Oluşan çökeltileri gidermek için testten sonra ekipmanın temizlenmesi gerekliliği ve bunun yapılmasında karşılaşılan zorluklar saha koşullarını mümkün olduğunca doğru şekilde simüle etmeyi zorlaştırır, bu zorlukları aşmak için yarı deneysel başka çalışmalar da yapılmıştır. Mekanik modellemelerde koruyucu film oluşumu gibi faktörler dikkate alınmadığı için en kötü korozyon senaryoları modellenirken, yarı deneysel modellerde gerçeğe daha yakın tahminler yapılmaya çalışılmıştır. Korozyon hızını tahmin için koruyucu yüzey filmi oluşumunu, hidrokarbon fazının varlığını, inhibitörlerin etkisini, glikol veya metanol varlığını, ıslak gaz taşınımında yoğunlaşmayı, çok fazlı akışı, çeliğin özelliklerini ve aşınma geçmişini dikkate alan yarı deneysel çalışmalar

yürütülmüştür. Yarı deneysel çalışmalar genel olarak CO₂, H₂S, sıcaklık, mikrobiyolojik etki gibi farklı çalışma parametrelerinin korozyon hızına etkisine odaklanırken, bazı çalışmalarda da akışkan hidrodinamiğinin korozyona etkisi araştırılmıştır. CO₂, H₂S ve mikrobiyolojik korozyonun farklı operasyon koşullarında ve akış hızlarında nasıl değiştiğini ortaya koyan çok sayıda yarı deneysel çalışma yapılmıştır. Literatürdeki araştırmalarda korozyon modellenmesinde tahminin doğruluğunu artıran en önemli parametreler olan çelik malzeme özelliklerine, akış türüne, su kimyasına, petrol-su temas oranına ve operasyon koşullarına odaklanılmıştır. CO₂ korozyon hızının hesaplanması için ilk ve en çok kullanılan yarı deneysel model “De Waard ve Milliams (DWM)” algoritmasıdır. Pek çok model bu algoritma sonrası geliştirilmiştir. De Waard ve Milliams (1975) [100] karıştırmalı beherlerde deney yaparak ağırlık kaybı kuponları ve polarizasyon direnci ölçümleri ile korozyon hızlarını belirlemişlerdir. Çalışmalarında korozyon hızının 3°C'den 60°C'ye kadar sıcaklıkla arttığını, 60°C ile 70°C arasında en yüksek değere ulaşp 90°C'ye kadar azaldığını bulmuşlardır. Bir dizi elektrokimyasal çalışmaya dayanan DWM modelinde sadece sıcaklık, CO₂ kısmi basıncı ile korozyon hızı arasındaki ilişki ortaya koyulmuştur. Akış hızının, metal yüzeyde oluşan tabakanın varlığının ve petrol kompozisyonunun etkilerinin dikkate alınmadığı DWM modelinin ilk hali şu şekildedir [77, 100]:

$$\log(V_{cor}) = 7,96 - \frac{2320}{T+273} - 5,55 \times 10^{-3}T + 0,67 \times \log(P_{CO_2}) \quad (3.58)$$

V_{cor} = korozyon hızı (mmpy),

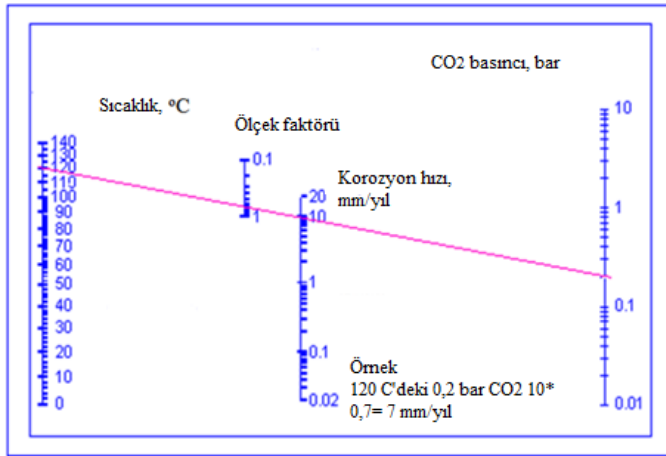
T = sıcaklık (°C),

P_{CO_2} = CO₂'nin kısmi basıncı (bar)

Model, kütle transferi kontrollü bir reaksiyon olduğu varsayılarak, karbon çelik ve karbonik asit arasında oluşturulan Arrhenius ilişkisi ile formüle edilmiştir. CO₂'in kısmi basıncı için kullanılan 0,67 faktörü, modelin ilk geliştirildiği dönemde H⁺ iyonlarının sadece karbonik asidin ayrışması sonucu elde edildiği düşüncesiyle pH'ın sadece P_{CO_2} 'nin bir fonksiyonu olduğu varsayılarak elde edilmiştir. Ancak diğer korozyon ürünlerinin varlığı düşünüldüğünde, bu varsayımın günümüzde doğru olmadığı ortaya çıkmıştır. Bununla birlikte De Waard ve Milliams'ın (1975) [100] kullandıkları deney veri setlerinin güvenilirliği hakkında soru işaretleri olduğunu fark etmeleri üzerine yeni model sabitleri belirlenmiştir. Yeni model sabitleri eklenerek elde edilen model Eş. 3.59'da verilmiştir [114].

$$\log(V_{cor}) = 5,8 - \frac{1710}{T} + 0,67 \times \log(f_{CO_2}) \quad (3.59)$$

Modele müteakip yenileme yapıldı. İlki De Waard ve diğerlerinin (1991) [115] akış hızı, pH, koruyucu demir karbonat ($FeCO_3$) film oluşumu, kütle taşınımı ve çelik bileşimi gibi diğer parametrelerin korozyon hızı üzerindeki etkisini ekleyerek modeli geliştirmeleridir. Literatürde *Shell nomografi* olarak da bilinen, aslında De Waard ve Milliams modeli ile geliştirilen nomografıta, karbondioksit kısmi basıncı ve sıcaklığın fonksiyonu olarak CO_2 korozyon hızı hesaplanmaktadır, yüksek sıcaklıkta düzeltme faktörü kullanılmaktadır. Bu modelde akış, sürtünme ve pH etkisi dikkate alınmıştır. Şekil 3.29'da oluşturulan nomograf sunulmuştur [36, 45].



Şekil 3.29. CO_2 korozyonu için De Waard ve Milliams nomografı [45]

Birinci revizyondaki modelde Wicks ve Fraser (1975) deneylerinden, tüm suyun petrol fazına karıştığında, boru çeperinin petrol ile temasının yalnızca %30'dan daha az su oranları ve 1 m/s'den büyük hızlar için meydana geleceğini öne süren ikili bir tahmin faktörü çıkarılmıştır [36, 45, 77, 116]. Başka bir çalışmada, Adams, Garber, Walters ve Singh (1993) %30'un altında su olduğunda borunun sadece petrolle temas edeceğini tahmin etmiştir; buna göre %30-50 arasında, borunun suyla teması aralıklı meydana gelmekte ve boru çeperinin %50'nin üzerindeki su oranlarında, suyla temas ettiği bulunmuştur. Bunlar, petrol ve su fazlarının değişen özelliklerini, akış rejimini ve akış geometrisini ihmal eden veya aşırı basitleştiren çok kaba kriterlerdi [77, 117]. Ayrıca saha deneyimi, bazı durumlarda %2 gibi düşük su oranlarında korozyon oluşabildiğini, bazen de %50'ye varan su oranlarında korozyon elde edilmediğini göstermiştir. Ancak o yıllarda henüz bu keşfedilmemiştir. Bu ilk yenileme sonucu elde edilen revize edilmiş model nomograma uyarlanmıştır. Aynı model

için geliştirilen nomogram, değiştirilmiş korozyon oranının belirlenmesine yardımcı olmuştur. İkinci revizyon modeli yüksek basınçtaki CO₂ için FeCO₃ tabakasının oluşumu, pH ve Fe⁺² iyonunun konsantrasyonundaki değişikliklere ilişkin düzeltme faktörü eklenerek geliştirilen ve hidrokarbon fazının varlığını, “su faktörü” olarak adlandırılan bir faktör aracılığıyla hesaplayan 1993 modelidir, şu şekilde ifade edilmiştir [74-77, 118]:

$$\frac{1}{V_{cor}} = \frac{1}{V_r} + \frac{1}{V_m} \quad (3.60)$$

Eş. 3.60'daki V_r aktivasyon reaksiyon kinetiğinde gerçekleşebilecek en yüksek reaksiyon hızını, V_m ise korozyon maddelerinde olabilecek en yüksek kütle transfer hızını göstermektedir. Dolayısıyla V_{cor} olabilecek en kötü korozyonu ifade ettiğinden, De Waard modelinin 1991 [115] versiyonundan da elde edilebilir. V_m ise Eş. 3.61'den bulunmuştur [73]:

$$V_m = 2,45 \times \frac{U^{0,8}}{D_h^{0,2}} \times f_{CO_2} \quad (3.61)$$

Eş. 3.61'de yer alan U akışkan hızını (m/s), D_h ise boru çapını (m), f fugasiteyi ifade etmektedir. 1995 yılında Dustag ve diğerleri (1995), De Waard, Milliams 1993 modeline deneysel sonuçlara dayanan bir sabit ekleyerek korozyon hızları için yüksek basınç testleri yapılan yarı deneysel bir model (1993 DMD) önermişlerdir, model Eş. 3.62'de gösterilmiştir [74, 81, 118, 119]:

$$\log(V_{cor}) = 5,8 - \frac{1710}{T+273} + 0,67 \times \log(f_{CO_2}) \quad (3.62)$$

De Waard ve diğerleri 1991 modeline getirilen bir başka değişiklik de, De Waard ve diğerleri (1995) koruyucu film olmaksızın akış hızının etkisinin dikkate alındığı modeline ilişkin eşitlik şu şekildedir:

$$\log(V_{cor}) = 4,93 - \frac{1119}{T} + 0,59 \times \log(f_{CO_2}) \quad (3.63)$$

$$f_{CO_2} = P_{CO_2} \cdot f_a \quad (3.64)$$

Fugasite, f_a , Eş.3.64'ten yaklaşık olarak hesaplanabilmektedir, V_{cor} korozyon hızını (mm/yıl), T sıcaklığı (°C), P mutlak basıncı (bar), f_{CO_2} CO_2 'nin kısmi basıncı için ayarlanmış fugasiteyi ifade etmektedir [118]. f_a Eş. 3.65 ile de hesaplanabilir:

$$f_a = \exp(-[606,92 - 99,719 \times \ln(273 + T)] \times P \times 10^{-4}) \quad (3.65)$$

Daha kesin değer elde etmek için fugasite tablolarından da yararlanılabilir. Bu modelde, modelin korozyon tahmin sonucunu etkileyebilecek pH ve tortu oluşumu gibi fiziksel ve kimyasal etkilerle ilişkili bir düzeltme faktörü kullanılmıştır. Fiziksel ya da kimyasal herhangi bir etki için düzeltme faktörü, genellikle birden küçük olup, Eş. 3.62'den elde edilen sonuçla çarpılarak bulunmaktadır. Dolayısıyla tahmin edilen korozyon hızlarına göre hesaplanan korozyon hızı büyük çıkmıştır, bu aşırı korumacı bir yaklaşımdır. Düşük yoğunluğa sistemlerde pH düzeltmelerinde Fe_2CO_3 ve Fe_3O_4 gibi aşındırıcılar için düzeltme faktörü birden büyük çıkmıştır. Düşük yoğunluğa sistemlerde bu şekilde sonuç çıkmasının nedeni, demir yüzeyde düzenli anodik çözülme olmasıdır ve bu durum çözünme hızının düşeceği, sistemin doygunluğa ereceği noktaya kadar devam etmektedir. Sonuç olarak, korozyonu yavaşlatacak film oluşumu tam olarak gerçekleşmediği için korozyon hızları düşük yoğunluğa sistemlerde yüksek çıkmıştır. Bu nedenle tüm pH düzeltme faktörleri >1'dir. En yüksek korozyon hızına tekabül eden tortulaşma sıcaklığı Eş. 3.66'dan elde edilebilir. Bu sıcaklıkta metal yüzeyde demir iyon (Fe^{+2}) yoğunluğu oluşur ve aynı zamanda pH koruyucu film oluşumuna imkân verecek değerdedir [118].

$$T_{tortu} = \frac{2400}{6,7 + 0,67 \times \log_{10} f(CO_2)} \quad (3.66)$$

T_{tortu} = Tortulaşma sıcaklığı (K),

$f(CO_2)$ = Karbondioksit fugasitesidir (mPa).

2001'de De Waard, Smith ve Craig [120], 1993 orijinal De Waard ve Lotz (1993) [119] deneysel modelini güncellemişler ve emülsiyon kayma noktası yaklaşımına dayalı bir analiz kullanarak yeni bir deneysel model önermişlerdir. API yoğunluğu, emülsiyon stabilitesi ve petrol-su karışımı ile çeliğin suyla temas etmesi arasındaki bağlantı ve petrol-su-çelik sistemindeki ara yüzey gerilimlerindeki değişiklikler dikkate alınarak düşünülmüştür. Böylece orijinal modelden sonra ileriye doğru büyük bir adım atılmıştır; ancak kalibrasyon için kullanılan belirli saha verileriyle oldukça iyi bir uyum göstermekle birlikte, yeni model,

belirsiz ve sorgulanabilir bir ekstrapolasyon potansiyeli olan sınırlı alan verileri üzerine inşa edilmiş deneysel bir korelasyon olmaya devam etmektedir. Daha da önemlisi, bu model, sürüklenme için gerekli olan petrol fazının kritik hız üzerindeki boru çapının, petrol yoğunluğunun, petrol viskozitesinin ve sistem sıcaklığına etkisini dikkate almamaktadır [68, 77, 115, 120].

De Waard, Lotz ve Milliams (1991) [115] tarafından geliştirilen modelin doğrulanması için geliştirilen De Waard, Lotz ve Dugstad (1995) [118] modelinde korozyon, akışın kinetik katkısı olan sürtünmenin ihmal edilmesiyle hesaplanmıştır. Bu model, De Waard modelinin 1991 versiyonu ile akışa bağlı olarak gerçekleşen CO_2 'nin kütle transfer modelinin birleşimidir. Model kütle transfer hızlarının korozyon hızları ile uyumlu olması gerçeğini esas alarak tasarlanmıştır. FeCO_3 koruyucu filminin etkisini orta seviyede hesaba katmıştır. Petrol su temasını hesaba katma ve katmama seçeneği bulunmaktadır. Denge reaksiyonu Eş. 3.67'de verilmiştir [118]:

$$C_{cor} = \frac{[\text{CO}_2]}{\frac{1}{k_r} + \frac{1}{k_m}} \quad (3.67)$$

$[\text{CO}_2]$, CO_2 'nin fugasitesiyle ilişkili CO_2 konsantrasyonu, k_r ve k_m korozyon reaksiyonlarının, yük transfer reaksiyonlarının ve çözünmüş CO_2 'in akışkandan metal yüzeye kütle geçişinin kinetiğiyle ilgili hız sabitlerini ifade etmektedir. 1993 DMD modeli koruyucu FeCO_3 filminin korozyon hızı üzerinde etkisini hesaba katan düzeltme faktörleri eklenerek yeniden kalibre edilmiştir (Eş. 3.68) [118].

$$\log(V_{cor}) = 4,93 - \frac{1119}{T+273} + 0,58\log(p_{\text{CO}_2}) \quad (3.68)$$

T = Sıcaklık ($^{\circ}\text{C}$), P_{CO_2} = CO_2 'nin kısmi basıncı (mPa). De Waard, Lotz ve Dugstad (1995) tarafından önerilen yarı deneysel modeldeki sabitler sahadaki sınırlı veriye dayanmaktadır. De Waard, Lotz, Dugstad (1995) tarafından yapılan çalışmada “Doğrusal Parametre Değişimi” isimli model geliştirilmiştir (Eş. 3.69) [118].

$$\log_{10}(CR_2) = B + \frac{a_1 + a_2 U + a_3 pH}{T} + [b_1 + b_2 + b_3 pH] \log_{10}(f_{\text{CO}_2}) \quad (3.69)$$

De Waard, Lotz ve Milliams (1991) [115] yeni deneysel verilere dayanarak ilgili model yapısındaki kat sayıları yeniden kalibre edip iyileştirmeler yapmıştır. Ancak çalışmada korozyon hızlarına ilişkin veri noktalarının eşleştirilmesinde oluşan hatalar 1995 tarihli makalede "belirleme kat sayıları" ile tanımlanmıştır. Bu kat sayılar regresyon analizinde -1'den 1'e ölçeklenen "korelasyon kat sayısı"ndan farklı olup, 0 (düşük korelasyon) ile 1 (mükemmel korelasyon) arasında değişen karmaşık istatistiksel bir fonksiyonu içermektedir. Bununla birlikte çalışmada ana St-52 için "belirleme kat sayıları" 0,91'dir, normalleştirilmiş için 0,83, çelikler ve Q&T çelikleri için 0,80, bu tahmin edilen korozyon hızında %25'lik bir standart sapmaya karşılık gelmektedir. Bu, elektronik çizelgede verilen bir hatadır. De Waard, Lotz ve Milliams [118] yaklaşımının ardından 1995 yılından itibaren korozyon hızının tahmini için daha mekanik bir yaklaşım geliştirilmiştir. *Cassandra modeli* (BP) yaklaşımında, türlerin taşınması, akıştaki reaksiyonlar ve duvar yakınında reaksiyon sınır tabakaları, duvardaki elektrokimyasal reaksiyonları kullanarak değerlendirmiştir. Bu model sadece BP'nin kullandığı erişime açık olmayan bir programdır [75].

Total'in geliştirdiği *CORPLUS* modeli, akışkan modeli ve CO₂ potansiyel aşındırıcılık endeksinden oluşmaktadır. Aşındırıcılık endeksi Total mühendislerinin yaşadıkları deneyimler sonucunda ortaya çıkmıştır. Oluşturulan cetvel, CO₂'in potansiyel korozyon riskini "çok yüksek", "düşük" gibi gruplara ayırarak sınıflandırmıştır [46]. Korozyon hızının hesaplanması için ayrı bir model bulunmaktadır. Modelde net CO₂ korozyon tanımı, CO₂ potansiyel aşındırıcılık endeksi ile korozyon hızı değerlerinin birlikte değerlendirilmesiyle ortaya çıkar. Model CO₂'in, organik asitlerin ve kalsiyumun da hesaba katıldığı ayrıntılı su kimyası analizlerine dayanır; ancak petrolün suyla temasını hesaba katmaz. Bir başka model de Lafayette'deki Louisiana Üniversitesi (ULL) tarafından gaz kuyuları için geliştirilmiştir. Modelde sıcaklık ve basınç profilleri, faz dengesi, akış hızları, akış rejimi ve ardından pH profili hesaplanır. Model sadece yoğunlaşma meydana geldiğinde korozyon olduğu, aksi durumlarda olmadığı kabulüne dayanır. Model daha sonra petrol ve gaz boru hatlarını kapsayacak şekilde genişletilmiştir [49]. *Predict modeli*, De Waard modelini esas alarak oluşturulmuş bir model olsa da, modelde sistem pH'ından yararlanılarak elde edilen CO₂'in kısmi basıncının etkisi gibi bazı ilave düzeltme faktörleri kullanılmıştır. Bu model, petrolün suyla temasının etkisini çok önemsemektedir. Petrolün türü ve akış rejimleri, petrolün suyla temasının etkisi hesaplanırken dikkate alınır. Ağır petrollerde düşük korozyon hızı için su oranı %50, hafif petrollerde %5 olarak öngörülmüştür. Koruyucu film etkisini önemsemesi nedeniyle, model pH konusunda oldukça hassastır. pH'ın 4,5-5 olduğu şartlarda korozyon

hızı düşük çıkmaktadır. *CorPos modeli* çok fazlı akış hesaplamaları ile su kimyasının birleştirilmesiyle oluşturulmuş bir modeldir. Bu modelde başka bir modelden akış verileri alınır ve suyun çeperle temas ihtimali, muhtemel pH değeri hesaplanır. pH hesabında korozyon sonucunda oluşan HCO_3^- dikkate alınmaktadır. *SweetCor modeli* ise birçok deney ve saha tecrübesi neticesinde elde edilen CO_2 korozyon verilerinin analiziyle oluşturulmuştur. Ana düşünce sıcaklık ve CO_2 kısmi basınç verilerinin değişken olarak kullanılmasıdır. Daha önce belirli ortamlarda elde edilen veriler, benzer şartlar için korozyon tahminlerinde kullanılmaktadır. Modelde tahmin yapılırken inhibitör olup olmadığı da hesaba katılabilir. Koruyucu film etkisi neredeyse hesaba katılmaz ve petrol su karışım etkisi de dikkate alınmaz, modelin pH hassasiyeti düşüktür [34].

3.5.3. Mekanik modeller

Mekanik modeller, deneysel ve yarı deneysel modellerden farklı olarak tamamen korozyon teorisini esas alarak geliştirilmiştir. Korozyon, metal yüzey ile aşındırıcı arasındaki etkileşimi esas alan fiziksel-kimyasal mekanizmaların fiziksel olarak ifade edilmesi olarak ele alınmaktadır. Söz konusu modelleme yaklaşımlarına alternatif olarak, akışkan özelliklerindeki değişimleri tahmin etmede gayet başarılı oldukları görülmüştür. Bazı araştırmacılar çelik yüzeylerde korozyon hızını tahmin etmek için farklı elektrokimyasal reaksiyonların kesin tanımını vermeye çalışan matematiksel modeller geliştirmişlerdir. *Ohio modeli*, *Tulsa modeli*, *KSC modeli* ve *HYDROCOR modeli* gibi mekanik modeller bu modellerden bazılarıdır [119]. Ohio modelinde, akışkan dinamiği ve korozyon tahmin modeli birleştirilmiştir. Akışkan dinamiği modellemesinde akış rejimi, su/petrol akışı gibi tahminler yapılırken korozyon tahmin modelinde türbülanslı akış ve su/petrol akışı için Zhang ve diğerleri (1997) tarafından geliştirilen korozyon modeli, çok fazlı darbeli akış içinse Jepson ve diğerleri (1997) tarafından geliştirilen yarı deneysel korozyon modeli kullanılmıştır [121]. Bonis ve Crolet (1998) elektrokimyasal modelden bahsetmiş olsalar da CO_2 'in korozyon hızındaki önemini göz ardı ederek modelin detaylarını ortaya koyamamışlardır [122]. Mekanik modellerde en önemli mihenk taşı Gray, Anderson, Danysh ve Tremaine (1989) [123] tarafından geliştirilen model olmuştur. Deneysel çalışmaların parçası olarak CO_2 elektrokimyasal mekanizmalarını ele alan bir model ortaya koymuşlardır. Modeldeki mekanizma elektrokimyasal reaksiyonlar için tüm literatürün taranmasıyla adapte edilmiştir. Katodik tarafta H^+ indirgenmesi için H_2CO_3 , HCO_3^- ve H_2O 'nun doğrudan indirgenmesi sebep gösterilmiştir, demirin anodik çözünmesi içinse

neden olarak Bockris, Drazic ve Despic (BDD) mekanizması kabul edilmiştir, model sabitleri deney yoluyla elde edilmiştir [124]. Her ne kadar varsayımların bazen abartılı olmasına neden olan geniş bir parametre ($\text{pH}=2-11$, $T=25-125^\circ\text{C}$) sunsa da kapsamı ve yaklaşımı bakımından CO_2 korozyon modellemesi için bu çalışma çığır açmıştır. Bununla birlikte başarısına rağmen az sayıda araştırmacı bu teorik yolu takip etmişlerdir. Az sayıda takip edenlerden biri olan Nešić ve diğerleri (1995) [102] CO_2 korozyon mekanizması için bir model ortaya koymuştur. Katodik reaksiyonların H^+ indirgemesi, H_2CO_3 ve H_2O 'nun doğrudan indirgenmesi şeklinde olduğunu düşünmüşlerdir. Deney yolu ile pH 'ın 4'ten büyük olduğu ortamlarda, CO_2 korozyonu görülmediği için BDD mekanizması kullanılmamıştır. Aslında bu durum Gray ve Videm tarafından da ortaya koyulmuş olsa da, nedenin açığa kavuşturulması için herhangi bir çalışma yapılmamıştır. Modelde pH , sıcaklık veya diğer çevresel etkilerin fonksiyonu olarak ortaya çıkan sabitler literatürden elde edilmiştir, bunun mümkün olmadığı durumlarda da deney yoluyla tespit edilmiştir. Yazarlar ayrıca kendi tahminlerini De Waard ve Dugstad'ın yarı deneysel modelleri ile karşılaştırmışlardır. De Waard'ınki ile benzer sonuçlar elde ettikleri halde Dugstad ile ciddi uyumsuzluklar ortaya çıkmıştır. Bu farklılıkların iki modelin kendi sabitlerini bulurken kullandıkları veri tabanlarından kaynaklandığı tahmin edilmiştir [74, 77]. Mekanik modellerden biri olan *HYDROCOR modeli*, korozyon ve akış modellemesinin birleştirilmesi amacıyla Shell tarafından tasarlanmıştır, sadece Shell'in kullanımına açıktır. Petrolün suyla karışması, akış hızının $1,5 \text{ m/s}$ 'yi aştığı ve su içeriğinin %40'dan az olduğu durumlar için öngörülmüştür. Suyun oluşmadığı ve bölgesel korozyon riskinin pek bulunmadığı durumlarda, filmlerden sağlanan korozyon koruması çok düşük seviyede kabul edilmiştir. Ham petrol sistemleri için petrolün suyla temas etkisi hesaba katılırken, su ayrışmasının yüksek ihtimal olduğu kondense gaz sistemlerinde hesaba katılmamıştır [96]. Su içeriğinin daha fazla olması daha yüksek korozyon riskine yol açmıştır. Model yoğuşmuş su için tortu oluşumunu öngörürken, tortu bozulmalarındaki su oluşumunu öngörmemektedir. Çok fazla akışlarda korozyon hızının belirlenmesi amacıyla ayrı bir CO_2 korozyon modeli kullanıldığından, bu modelde pH hesabı bulunmaz. Dolayısıyla demir ve bikarbonat konsantrasyonları hesaba katılmaz [49, 75, 102].

IFE modeli, De Waard ve NORSOK M-506 modelinin birleşimidir. Her iki model, darbeli akışı film ve karıştırma bölgeleri olmak üzere sadece iki bölgeye basitleştirmiştir. *KSC Modeli* ise yine Norveç IFE tarafından geliştirilmiştir, model elektrokimya ve taşınma modellerinin birleştirilmesine dayanır. Model, sıvı fazdaki kimyasal reaksiyonları, metal

yüzeydeki elektrokimyasal reaksiyonları, maddelerin çözelti ve gözenekli FeCO_3 filmlerinin içine ve dışına doğru olan difüzyonlarını simüle etmektedir. Korozyon hızı hesaplamaları mesa korozyon riskini de hesaba katacak şekilde yapılır. Sıcaklık ve pH'a duyarlı olan koruyucu filmlerin etkisi modele çok yansıtılmıştır. Bu nedenle yüksek sıcaklık ve yüksek pH'lar için korozyon hızlarının düşük tahmin edilmesi muhtemeldir [102]. Model korozyon hızını hesaplarken üç farklı seçenek sunar. Buna göre koruyucu film etkisi dâhil edilebilmekte, koruyucu film etkisi göz ardı edilebilmekte ve mesa atağı hesaba katılabilmektedir. Korozyon filmlerinin etkisini tahmin etmek için oldukça kullanışlıdır [54].

FREECORP modeli Ohio Üniversitesi tarafından sahaya erişilebilir, lisanssız, güvenilir bir korozyon tahmin modeli sunmak amacıyla geliştirilmiştir, genel korozyon kinetiğine dayanan mekanik bir modeldir. Model, metal yüzeydeki koruyucu film büyümesini sade bir şekilde simüle ederek, çözünmüş karbondioksit, hidrojen sülfid ve organik asitler içeren sulu ortamlarda yumuşak çeliğin korozyon hızını tahmin edebilmektedir. Kaynak kod, varsayımlar, kalibrasyon için kullanılan veriler, sınırlamalar gibi gerekli tüm bilgiler kullanıma açıktır. Nešić ve Postlethwaite (1996), daha sonra Ohio Üniversitesi'nin *FREECORP* yazılımını çok fazlı akışa entegre ederek, *MULTICORP* yazılımını geliştirmişlerdir. Bu model, KSC modelini esas almakla birlikte, ek olarak FeCO_3 filmlerinin çökmesi ve petrolün suyla temas etkilerinin dâhil edildiği çok fazlı hesaplamalar katılarak geliştirilmiştir. Model vasıtasıyla elde edilen sonuçlar, laboratuvar ortamında test edilmiştir [102]. Model H_2S , asetik asit gibi organik asitlerin, çok fazlı akışın, korozyon tabakasının kinetiği gibi etkileri de hesaba katar. Model temel olarak çözelti ile metal yüzeyler arasında maddelerin kimyasal ve elektrokimyasal reaksiyonların kinetiğine ve çözelti ile metal arasındaki madde geçişlerine dayanır. Çok fazlı akışta korozyona ilişkin geniş bir deneysel veri tabanına sahip olan model, korozyon engelleyicilerin performanslarının ve çok fazlı akış etkilerinin de dâhil edilmesiyle çeşitli CO_2 korozyon mekanizmalarının da ele alınmasında oldukça faydalıdır. *MULTICORP* modelinde hasar mekanizmaları, kalan ömür tahmini gibi hesaplamalar da bulunmaktadır. Model Eş. 3.70'te sunulmuştur [49, 102, 124].

$$C_{\text{corr}} = 0,004 \times WCR \times [\text{Fe}^{+2}] \times (12,5 - 0,09 \times T) \quad (3.70)$$

Eş. 3.70'deki C_{corr} korozyon hızı, WCR su yoğunlaşma oranı, $[\text{Fe}^{+2}]$ demir iyonunun konsantrasyonu (ppm) ve T sıcaklık ($^{\circ}\text{C}$)'dir. *MULTICORP* yazılımı birkaç defa revizyona uğramıştır. Nešić ve diğerleri (2008) çok fazlı akışta $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ korozyon modellemesi ile

deneysel sonuçların alan verileriyle etkileşimini sağlamışlardır ve benzin akışındaki su tutmasını sınırlayan kritik hızı öngörmüşlerdir. Yeni deneysel sonuçlarla bir önceki versiyonu güncelleyerek *MULTICORP V3.1* isimli 3.versiyonu geliştirmişlerdir. Bu modelde daha önce çalışılmayan düşük sıcaklıktaki ve yüksek tuzluluk oranına sahip sulardaki korozyon hızını öngörmüşlerdir [125]. OLI Sistemler tarafından geliştirilen *OLI modeli*, faz dengesine dayanan bir termodinamik modelle elektrokimyasal reaksiyonların ayrıntılı ele alındığı bir modeldir. Model korozyon filmleri, demir karbonat veya demir sülfür oluşumunu ve çözünmesini de içerir. Oluşan filmlerin koruyuculuğunu dikkate alan modelde, film oluşmayan yerlerde elektrokimyasal reaksiyonların meydana geldiği varsayılır, suyla temas etkisi dikkate alınmaz. *SSPS CO₂* korozyon modeli, Tulsa Üniversitesi'nde geliştirilmiştir. Modelde iki fazlı akışta meydana gelen elektrokimyasal reaksiyonların kinetiği ve kütle aktarımı ayrıntılı şekilde ele alınmıştır. Korozyon filmlerinin büyük etkisi olan modelde, korozyon hızı FeCO_3 varlığı altında hesaplanmıştır. Korozyon film oluşumunda pH'nın etkisi yüksek oranda olduğundan, model pH'a çok duyarlıdır. pH'ın 5'ten büyük olduğu durumlarda korozyon hızı düşük çıkar. Modelde korozyon filminin oluşmadığı ya da kirlilik erozyonu gibi nedenlerle film tabakasının bozulduğu durumlarda da hesaplama yapılabilir. Bu nedenle *SSPS Tulsa* modelinde akış hızı çok önemlidir ve erozyona ayrıntılı değinilmektedir, petrolde su etkisi hesaba katılmaz [124].

3.5.4. **NORSOK M-506 korozyon modeli**

Tezde kullanılan *NORSOK M-506* modeli Norveç petrol şirketlerinin (Statoil, Norsok, Hydro ve Saga Petrolleri) IFE iş birliği ile geliştirdiği ve Norveç petrol endüstrisi için bir standart olarak yayımlanan deneysel bir modeldir. Düşük sıcaklıklarda deney verilerine ve 100°C'nin üstündeki sıcaklıklarda deney ve saha verilerinin kombinasyonuna dayanmaktadır. De Waard 95 modeli ve aynı IFE laboratuvar verilerinin çoğuna uyar, buna ek olarak 100 - 150°C'deki daha yeni deneyleri de içermektedir. Model, koruyucu korozyon filmlerinin etkisini daha fazla dikkate alır, bu nedenle yüksek sıcaklık ve yüksek pH değerlerinde De Waard 95 modeline göre daha düşük korozyon hızları öngörmektedir. *NORSOK M-506* standardında farklı sıcaklık değerlerinde sıcaklık sabiti, K_T ve pH değerleri hesaplanmakta ve çizelgelerle verilmektedir. Sıcaklık, pH, toplam basınç, akış hızı, gaz fazındaki CO_2 fugasitesi, çeper kayma gerilimi, bileşen konsantrasyonu ve inhibitör etkinliği girilerek korozyon hızı hesaplanmaktadır. Ara sıcaklık değerleri için denklemler bulunmaz, tezde bu sıcaklık değerleri için yeni denklemler elde edilmiştir. Model 5–150 °C

arasındaki sıcaklıklarda korozyon hızının tespit edilmesine imkân sağlamaktadır. Demir iyon (Fe^{+2}) miktarını en alt sınırdan hesaba katarak CO_2 korozyon hızı bakımından en kötü senaryoyu ortaya koyması modelin güçlü yanındır [5].

pH ve kayma gerilimi için ayrı birer hesaplama modülü bulunmaktadır. pH hesaplaması için üç farklı seçenek bulunmaktadır. Korozyon kontrolü için pH stabilizasyonu yapılan sistemlerde kullanılmak üzere tasarlanmıştır. Korozyon ürünleri içermeyen yoğunlaştırılmış su için pH, sıcaklık ve CO_2 kısmi basıncı ile verilmektedir. Korozyon sonucu oluşan FeCO_3 ile doymuş yoğunlaştırılmış sudaki pH da hesaplanabilir. Bunun için HCO^{-3} içeriği ve iyonik yük başlangıçta istenmektedir. HCO^{-3} içeriği daha sonra sıfır (saf yoğunlaştırılmış su), doymuş (korozyon ürünleriyle doymuş yoğunlaştırılmış su) veya belirli bir HCO^{-3} içeriği olarak verilebilir. Petrol ve gaz kuyularının ve boru hatlarının korozyon değerlendirmesindeki en önemli hususlardan biri, su fazındaki gerçek pH değerinin gerçekçi bir tahminini elde etmektir. Su analizlerinde rapor edilen pH genellikle atmosferik koşullarda ölçülür ve su fazındaki pH hakkında hiçbir bilgi vermez. Boru hattındaki gerçek pH, CO_2 kısmi basıncından ve sudaki HCO^{-3} içeriğinden hesaplanmalıdır. $\text{CO}_2/\text{HCO}^{-3}$ tampon sistemine ek olarak H_2S /sülfür ve asetik asit/asetat tampon sistemleri de gerçek pH değerinin belirlenmesinde önemli olabilir. Asetik asit ve diğer organik asitlerin varlığı, HCO^{-3} için çok yüksek değerler verebilir. Yoğuşmuş su için pH değeri sadece sıcaklık ve CO_2 kısmi basıncı tarafından belirlenir, çünkü yoğuşan suyun tamponlama kapasitesi yoktur, bu da düşük bir pH değeri verir. Bununla birlikte, boru hattı korozyona uğradığında, su korozyonla üretilen artan miktarda HCO^{-3} içerecek ve daha yüksek bir pH değeri verecektir. Bunu hesaba katmanın en basit yolu, yoğuşan suyun korozyon ürünleriyle hızla doymun hale geldiğini varsaymak ve dolayısıyla hesaplanan pH değerini kullanmaktır. Bu durumda boru hattının ilk kısmı düşük pH değerine sahip, yoğuşmuş suya maruz kalabilir ve su ancak boru hattında uzun bir mesafe kat ettikten sonra korozyon ürünleriyle doymun hale gelebilir. Model yüksek sıcaklıklarda oluşan koruyucu filmleri de hesaba katar ve sıcaklığa bağlı eşitlikler şu şekildedir [5].

Sıcaklık 5°C ise,

$$CR = K_T \times f_{\text{CO}_2}^{0.36} \times f(\text{pH})_T \quad (3.71)$$

Sıcaklık 15 °C ise,

$$CR = K_T \times f_{CO_2}^{0,36} \times \left(\frac{\tau}{19}\right)^{0,146+0,0324 \log(f_{CO_2})} \times f(pH)_T \quad (3.72)$$

Sıcaklık 20, 40, 60, 80, 90, 120 ve 150 °C ise,

$$CR = K_T \times f_{CO_2}^{0,62} \times \left(\frac{\tau}{19}\right)^{0,146+0,0324 \times \log(f_{CO_2})} \times f(pH)_T \quad (3.73)$$

Eş. 3.71-3.73'teki CR, T sıcaklığındaki mm/yıl biriminde korozyon hızı, K_T T sıcaklığındaki denge sabiti, f_{CO_2} bar cinsinden fugasite, τ Pa biriminde kayma gerilimi ve T sıcaklığında pH'a bağlı fonksiyon $f(pH)_T$ 'dir. K_T lineer bir değişken olup sıcaklığa bağlı olarak değişmektedir, 5-150 °C sıcaklıklarda kullanılabilir, 5°C'den düşük sıcaklıklarda, 5°C olduğu kabul edilmiştir. İlgili K_T değerleri Çizelge 3.4'te sunulmuştur[5].

Çizelge 3.4. K_T değişkeninin sıcaklığa bağlı değişimi [5]

Sıcaklık (°C)	K_T
5	0,42
15	1,59
20	4,762
40	8,927
60	10,695
80	9,949
90	6,250
120	7,770
150	5,203

Öte yandan serbest su içermeyen gaz, boru hattına girdiğinde, yoğunlaşan su korozyon ürünleriyle hızla doymuş hale gelebilir. Bu gibi durumlarda pH değişimi için iyi bir tahmin, korozyon tarafından üretilen ve $FeCO_3$ çökmesi tarafından tüketilen demir ve bikarbonatın modellenmesi gereken demir kütle dengesinin simülasyona dâhil edilmesini gerektirir. Ancak henüz mevcut sıvı akış modelinde uygulanmaz. Çelik yüzeyin su veya petrolle ıslanıp ıslanmadığını bilmek önemlidir, çünkü korozyon sadece su mevcut olduğunda gerçekleşir. Suyun çeperi ıslatması akış koşullarına, su oranına ve akışkan özelliklerine bağlıdır. De Waard modellerinde ham petrol hızı 1 m/s'den büyük ve su oranı %30'dan azsa korozyon

hızının sıfır olduğu varsayılır. Bu etki De Waard modellerinde sadece ham petroler için kullanılır, gaz yoğunlaşması için kullanılmaz. NORSOK M-506 modelinde her zaman suyun çeperi ıslattığı varsayılır [5].

Fugasite hesabı

CO₂'nin fugasitesinin (f_{CO_2}) hesaplanabilmesi için boru hattının tüm basıncının hesaplanması gerekmektedir. Düz boru hattı için boru içerisindeki basınç en azından giriş basıncı ile çıkış basıncı arasındaki farka eşit olmalıdır. Boru uzunluğu belirli aralıklara ayrıldığında bu aralıklardaki basınç kayıplarının hesaplanabilmesi için Darcy-Weisbach denklemi kullanılabilir. Belirlenen aralıktaki sıcaklığa göre Reynolds sayısı ve sürtünme katsayısı hesaplanır [14]. Artan sıcaklıkla CO₂'nin fugasitesi azalır. CO₂ kısmi basıncının (P_{CO_2}) sabit olduğu varsayılarak hat boyunca azalan sistem basıncına (P) güçlü bağımlılık nedeniyle fugasite mesafe ile azalır. NORSOK M-506 modelindeki fugasite, f_{CO_2} ise şöyle hesaplanır [5]:

$$f_{CO_2} = a \times P_{CO_2} \quad (3.74)$$

$$P_{CO_2} = CO_2\% \times P \quad (3.75)$$

Formülde geçen f_{CO_2} , CO₂ fugasitesi, a fugasite sabiti, P_{CO_2} CO₂'in bar cinsinden kısmi basıncıdır. Fugasite sabiti Eş. 3.76 ve 3.77'de gösterildiği gibi farklı basınç değerlerine göre farklılık göstermektedir [5].

$$a = 10^{P \times (0,0031 - 1,4/T_k)} \quad P \leq 250 \text{ bar (25 000 000 Pa)} \quad (3.76)$$

$$a = 10^{250 \times (0,0031 - 1,4/T_k)} \quad P > 250 \text{ bar (25 000 000 Pa)} \quad (3.77)$$

pH hesabı

pH etkisi ($f(pH)_T$) Çizelge 3,5'de verilen eşitliklerle hesaplanmaktadır, eşitlikler 3,5 ile 6,5 pH aralığı ve 5 ile 80°C sıcaklık aralığı için geçerlidir [5].

Çizelge 3.5. pH etkisinin ($f(pH)_T$) 5 ile 80 °C hesaplanması için formüller [5]

T (°C)	$3,5 \leq pH < 4,6$	$4,6 \leq pH \leq 6,5$
5	$f(pH) = 2,0676 - (0,2309 \times pH)$	$f(pH) = 4,342 - (1,051 \times pH)(0,0708 \times pH^2)$
15	$f(pH) = 2,0676 - (0,2309 \times pH)$	$f(pH) = 4,986 - (1,191 \times pH) + 0,0708 \times pH^2$
20	$f(pH) = 2,0676 - (0,2309 \times pH)$	$f(pH) = 5,1885 - (1,2353 \times pH) + (0,0708 \times pH^2)$
40	$f(pH) = 2,0676 - (0,2309 \times pH)$	$f(pH) = 5,1885 - (1,2353 \times pH) + (0,0708 \times pH^2)$
60	$f(pH) = 1,836 - (0,1818 \times pH)$	$f(pH) = 15,444 - (6,1291 \times pH) + (0,8204 \times pH^2)$ $- (0,0371 \times pH^3)$
80	$f(pH) = 2,6727 - (0,3636 \times pH)$	$f(pH) = 331,68 \times e^{(-1,2618 \times pH)}$

NORSOK'ta iyonik yük bilinmiyorsa, 50 olarak girilir. Sıcaklık CO₂ korozyonunu etkiler, düşük pH değerlerinde koruyucu tabaka oluşmaz, genellikle yüksek pH düşük korozyon hızına sebep olmaktadır. Çizelge 3.6'da ise pH Etkisi ($f(pH)_T$)'nin 90 ile 150°C sıcaklık aralığında hesaplanması için formüller sunulmuştur [5].

Çizelge 3.6. pH etkisinin ($f(pH)_T$) 90 ile 150°C hesaplanması için formüller [5]

T (°C)	pH	$f(pH)$
90	$3,5 \leq pH < 4,57$	$f(pH) = 3,1355 - (0,4673 \times pH)$
90	$4,57 \leq pH < 5,62$	$f(pH) = 21254 \times e^{(-2,1811 \times pH)}$
90	$5,62 \leq pH \leq 6,5$	$f(pH) = 0,4014 - (0,0538 \times pH)$
120	$3,5 \leq pH < 4,3$	$f(pH) = 1,5375 - (0,125 \times pH)$
120	$4,3 \leq pH < 5$	$f(pH) = 5,9757 - (1,157 \times pH)$
120	$5 \leq pH \leq 6,5$	$f(pH) = 0,546125 - (0,071225 \times pH)$
150	$3,5 \leq pH < 3,8$	$f(pH) = 1$
150	$3,8 \leq pH < 5$	$f(pH) = 17,634 - (7,0945 \times pH) + (0,715 \times pH^2)$
150	$5 \leq pH \leq 6,5$	$f(pH) = 0,037$

Korozyon hesabında pH değeri çok kritiktir, su fazının iyonik yüküne göre hesaplanmaktadır. Modelde bikarbonatın, sodyum bikarbonat (NaHCO₃) olarak eklendiği ve sodyum klorür (NaCl) dışında çözeltide bir tuzun olmadığı kabul edilmiştir [5].

$$C_{Na^+} + C_{H^+} = C_{HCO_3^-} + C_{OH^-} + C_{Cl^-} \quad (3.78)$$

$$NaCl = Na^+ + Cl^- \quad (3.79)$$

$$NaHCO_3 = Na^+ + HCO_3^- \quad (3.80)$$

Bu kabullere dayanarak NaHCO_3 konsantrasyonu sodyum ve klorit arasındaki farka eşit olmaktadır [5].

$$C_{H^+}^3 + C_{0,bikarb} C_{H^+}^2 - (K_H K_0 K_1 K_2 P_{CO_2} + K_w) C_{H^+} - 2K_H K_0 K_1 K_2 P_{CO_2} = 0 \quad (3.81)$$

NORSOK M-506 ara basamaklarla ilgili detay vermemekle birlikte, Eş. 3.81'in Newton metoduyla çözülmesiyle Eş. 3.82 elde edilmiştir [5]:

$$\left(\frac{2K_{sp}}{K_H K_0 K_1 K_2 P_{CO_2}} \right) C_{H^+}^4 + C_{H^+}^3 + C_{0,bikarb} C_{H^+}^2 - (K_H K_0 K_1 K_2 P_{CO_2} + K_w) C_{H^+} - K_H K_0 K_1 K_2 P_{CO_2} = 0 \quad (3.82)$$

Eşitliklerdeki C_{H^+} hidrojen iyonunun konsantrasyonu, molar, $C_{O, Bicarb}$ sodyum bikarbonatın ilk değeri ($C_{Na^+} - C_{Cl^-}$) molar, $K_0=0,00258$ birimsiz, K_H karbondioksit çözülme denge sabiti, molar/bar, K_1 karbonat ayrışma denge sabiti, molar, K_2 bikarbonat anyonu denge sabiti, molar, K_w suyun ayrışması denge sabiti, molar²'dir. NORSOK M-506 korozyon modelinde Uluslararası Temel ve Uygulamalı Kimya Birliği (International Union of Pure and Applied Chemistry veya IUPAC) ve IFE'nin geliştirdiği çözünme sabiti ve kimyasal reaksiyon denklemleri kullanılır, Çizelge 3.7'de bu sabitler gösterilmiştir. Çizelgede T_f , T_c ve T_k sırasıyla Fahrenheit, Santigrat ve Kelvin derecelerinde sıcaklıktır, P psia cinsinden basınçtır, I molar cinsinden iyonik güçtür (Eş. 3.54 ve Eş. 3.83-3.87) [5, 69]:

Çizelge 3.7. Çözelti kimyasında CO_2 korozyonu oluşum mekanizması denge sabitleri [5, 69]

K sabitleri	Birim	T (°C)	Eş. No
$K_{sp} = 10^{-(10,13+0,0182T_c-2,44I^{0,5}+0,72I)}$	molal ²	0-200	(3.54)
$K_H = 55,5084e^{-\left(4,8+\frac{3934,4}{T_k}-\frac{941290,2}{T_k^2}\right)} 10^{-(1790 \times 10^{-4}P+0,107I)}$	molar/bar	0-80	(3.83)
$K_H = 55,5084e^{-\left(\frac{1713,53(1-\frac{T_k}{647})^{\frac{1}{3}}}{T_k}+3875+\frac{3680,09}{T_k}-\frac{1198506,1}{T_k^2}\right)} 10^{-(1790,10^{-4}P+0,107I)}$	molar/bar	80-200	(3.84)
$K_1 = 10^{-(356,3094+0,06091964T_k-\frac{21834,37}{T_k}-126,8339\text{Log}_{10}(T_k)+\frac{168491,5}{T_k^2}-2,564 \times 10^{-5}P-0,491I^{0,5}+0,3)}$	molar	0-200	(3.85)
$K_2 = 10^{-(107,8871+0,03252849T_k-\frac{5151,79}{T_k}-38,92561\text{Log}_{10}(T_k)+\frac{563713,9}{T_k^2}-2,118 \times 10^{-5}P-1,255I^{0,5}+0,8)}$	molar	0-200	(3.86)
$K_w = 10^{-(29,3868-0,0737549T_k+7,47881 \times 10^{-5}T_k^2)}$	molar ²	0-350	(3.87)

Glikol ve inhibitör etkisinin hesabı

Korozyon önleyicilerin etkisi, bilgisayar programında doğrudan bir indirgeme faktörü olarak girilir. Bilgisayar programına hem korozyon inhibitörleri hem de glikol ilavesi girildiğinde, ortaya çıkan korozyon hızının hesaplanması için en büyük korozyon hızı azaltma faktörünü veren tek etki kullanılır, yani iki etki birleştirilmez, azaltma faktörü şeklinde hesaplanır [5]:

- Ağırlıkça %95'ten daha az glikol için azaltma faktörü 101,6'ya ($\log(100 - \text{ağ. \% Glikol}) - 2$),
- Ağırlıkça %95'ten daha fazla içirse azaltma faktörü 0,008'e ayarlanmaktadır.

Nemlilik hesabı

NORSOK M-506'da sistemde su bulunması halinde nemlilik hesabı da yapılır. Gaz bulunan sistemlerde yoğunlaşmış su olması halinde özel bir değerlendirme yapılmalıdır. Eş. 3.88'e göre nem yüzdesi hesaplanmaktadır. Eşitlikteki F_{H_2O} su akış hızı, F_{top} ise toplam akış hızı, P toplam basınçtır [5].

$$Nemlilik(\%) = 100 \times \frac{P \times F_{H_2O}}{P_{H_2O} \times F_{top}} \quad (3.88)$$

Kayma gerilimi hesabı

Korozyon hızının hesaplanması için gerekli parametrelerden biri de duvar kayma gerilimidir. Viskozite ve yoğunluğun artmasıyla duvar kayma gerilmesi artar, sıcaklığın artmasıyla azalır. Duvar kayma gerilimi, üretim oranlarından ve boru çapından hesaplanabilir. Sıvının daha yüksek hızdaki akışının ürettiği teğetsel kuvvet, metal yüzeyinde koruyucu film oluşumunu engelleyebilir, bu durumda korozyon hızı artar. Sıvı ve gaz hızlarından birinin veya her ikisinin orta ila yüksek yüzey hızlarında duvardaki ortalama duvar kayma gerilimi Eş. 3.89'dan hesaplanır, eşitlikteki τ kayma gerilimi (Pa), ρ_m karışımın özgül kütlesi (kg/m^3), U_m karışımın hızı (m/s), f sürtünme faktörü, birimsiz [5, 76].

$$\tau = 0,5\rho_m \times f \times U_m^2 \quad (3.89)$$

Kayma gerilimi hesabında Eş. 3.90-3.92 arasında verilen eşitlikler kullanılır. Akışkanın üç fazlı olduğu durum için örnek olarak verilmiştir. NORSOK M-506 bir standart olup tüm formüllere yer vermemekte, kullanıcıyı farklı uygulamalar için standardın kendi kaynaklarına yönlendirmektedir.

$$\rho_m = \rho_L \times \lambda + \rho_G(1 - \lambda) \quad (3.90)$$

$$\rho_L = \rho_w \times \phi + \rho_o(1 - \lambda) \quad (3.91)$$

$$\rho_G = \frac{MP}{ZRT} \quad (3.92)$$

Eşitliklerde geçen karışıma ilişkin değerler Eş. 3.93-3.95 ile hesaplanır [5, 76].

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} \quad (3.93)$$

$$\mu_m = \mu_L \times \lambda + \mu_G(1 - \lambda) \quad (3.94)$$

$$u_m = u_L^s + u_G^s \quad (3.95)$$

Eşitliklerde geçen alt L, G ve W indisleri sırasıyla sıvı, gaz ve su içindir, ϕ su oranı ve λ sıvı oranıdır. Sıvı ve gaz hacimsel akış hızları Q_L ve Q_G , m³/s olarak belirtilmiştir. u_L 'ler ve u_G 'ler, m/s cinsinden sıvı ve gazın yüzeysel akış hızları ve Ns/m² cinsinden μ_m karışımın, μ_L sıvı, μ_G gaz viskozitesidir. NORSOK M-506 korozyon modellemesinde kullanılan türbülanslı akışta sürtünme faktörü f ise Eş. 3.96'ya göre hesaplanır, eşitlikteki ε pürüzlülük mm cinsinden, D çapı mm cinsinden ve μ_m karışımın viskozitesi cP cinsindendir [5, 19]:

$$f = 0,001375 \times \left[1 + \left\{ 2000 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right) + 10^6 \times \left(\frac{\mu_m}{\rho_m \times u_m \times D} \right) \right\}^{0,33} \right] \quad (3.96)$$

Korozyon tahmin modelini çalıştırabilmek için gerekli olan minimum veriler şunlardır: Giriş ve çıkış sıcaklığı, giriş ve çıkış basıncı, CO₂ % mol, sudaki bikarbonat, asetat ve kalsiyum içeriği (tercihen) tam iyonik su bileşimi, üretim oranları (gaz, su ve petrol), boru iç çapı, tamamen sıvı sistemler için son separatör aşamasında kabarcık noktası basıncı. Çizelge 3.8'de dört parametre kısaca özetlenmiştir, sıcaklığa bağlı olarak parametrelerde değişiklik görülmektedir.

Çizelge 3.8. Sıcaklığın ana formülde geçen parametreler üzerindeki etkisi [15]

Parametre	Sıcaklığın Etkisi	Beklenen Değişim
K_T Sıcaklığa Bağlı Sabit	5°C'den 60 °C'ye kadar artarken, 150 °C'ye kadar azalır.	Mesafe uzadıkça azalır.
f_{CO_2} CO ₂ 'in fugasitesi	Sıcaklıkla azalır	Basınçla doğrudan ilgili olduğundan mesafe uzadıkça azalır. (CO ₂ 'nin kısmi basıncının sabit olacağı varsayıldı.)
τ Kayma Gerilimi	Sıcaklıkla azalır, viskozite ve yoğunluk arttıkça artar.	Mesafe uzadıkça artar.
$f(pH)_T$ Herhangi bir sıcaklıkta pH etkisi	NORSOK'ta belirtilen şekilde değişir.	Mesafe uzadıkça artar

Modelin ana ekran görüntüsü ise Resim 3.7'de yer almaktadır [5].

Resim 3.7. NORSOK M-506 ana ekran görüntüsü [5]

NORSOK M-506, diğer birçok modelden daha yüksek sıcaklıkta ve daha yüksek pH'ta kullanılmaktadır. Standartta daha doğru duvar kayma gerilim hesabı için Çizelge 3.9'da verilen girdi parametreleri aralığındaki değerlerin kullanılması gerektiği belirtilir [5].

Çizelge 3.9. Duvar kayma geriliminin doğru hesaplanması için giriş parametreleri [5]

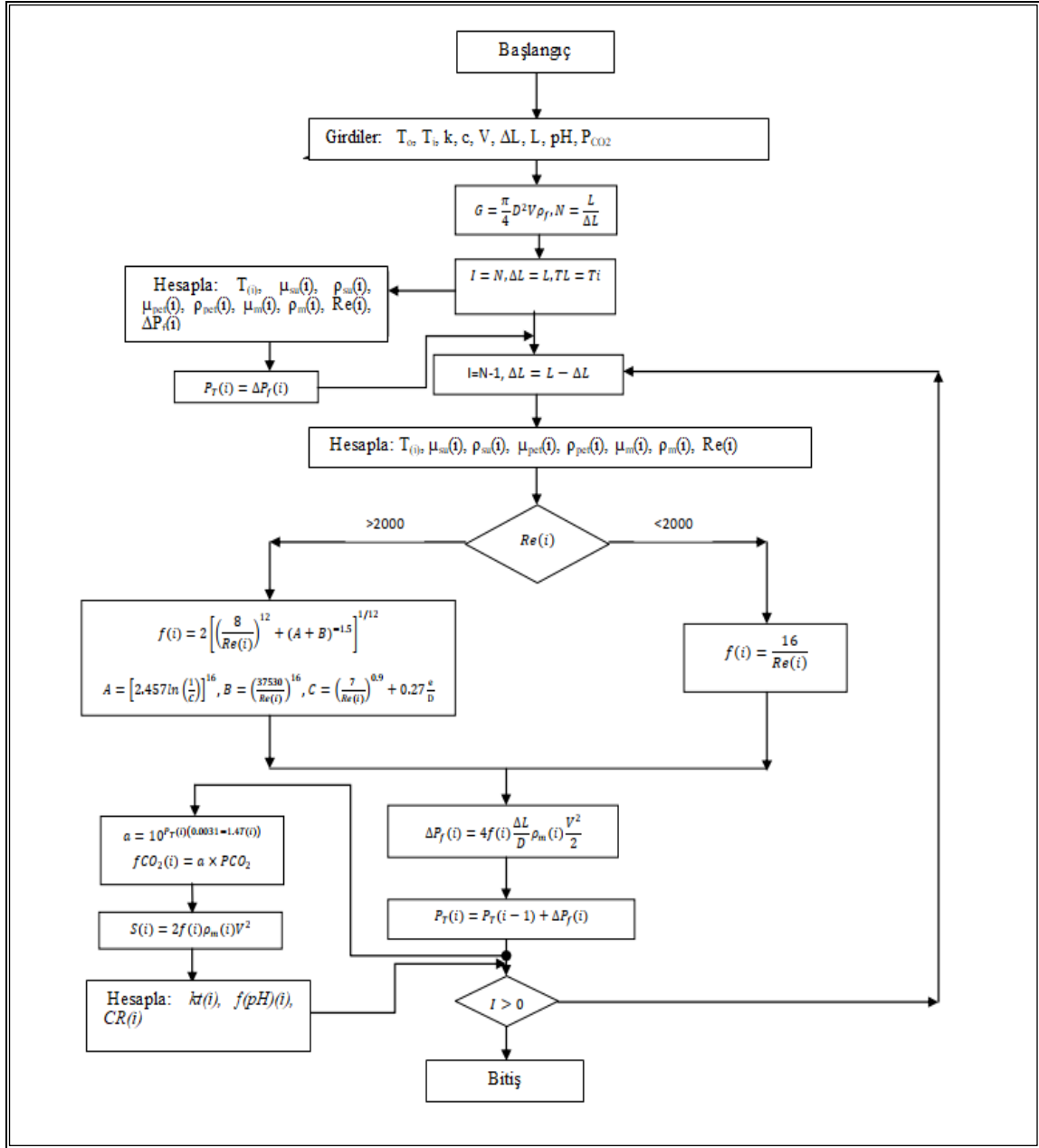
Parametre	Aralık	Varsayım	Birim
Pürüzlülük, ϵ	0 - 100	50	μm
Sıkıştırılabilirlik, Z	0,8 - 1	0,9	
Gazın havaya göre spesifik gravitesi	0,5 - 1	0,8	
Su yoğunluğu, ρ_w	995 - 1050	1024	kg/m^3
Petrol yoğunluğu, ρ_o	600 - 1100	850	kg/m^3
Gaz yoğunluğu, ρ_G	1 - 1700	Hesaplanan	kg/m^3
Su viskozitesi, μ_w	0,17 - 1,1 0,00017 - 0,0011	Hesaplanan	cP Ns/m ²
Gaz viskozitesi, μ_G	0,02 - 0,06 0,00002 - 0,00006	0,03	cP Ns/m ²
Petrol viskozitesi, μ_o	0,2 - 200 0,0002 - 0,2	1,1	cP Ns/m ²
İnversiyon noktasında su oranı ϕ_c	0,3 - 0,9	0,5	
Maksimum bağıl sıvı viskozitesi,	1 - 100	7,06	

NORSOK M-506 modelinde hesaplama için belli koşullar gerekmektedir. Çizelge 3.10'da bu koşullar sunulmuştur, model bu koşulların dışında çalışmaz, düşük veya yüksek değerlerde limit değerler seçilmektedir [5].

Çizelge 3.10. NORSOK M-506 temel girdi parametreleri [5, 126]

Parametre	Birim	Aralık	Açıklamalar
Sıcaklık	°C	5 - 150	41 - 302°F
Toplam basınç	Bar	1 - 1 000	14,5 - 14 500 psi
Toplam kütle akış	kmol/s	10 ⁻³ - 10 ⁶	Yalnızca CO ₂ kmol/s olduğunda geçerlidir.
CO ₂ gaz fazında fugasite	Bar	0,1 - 10	CO ₂ kısmi basıncı ≤ toplam basınç olmalıdır.
	psi	1,45 - 145	
	Mol %	-	İzin verilen mol yüzdesi
	kmol/s	-	CO ₂ toplam basınca bağlıdır.
Yüzeysel sıvı akış hızı/ sıvı akışı	m/s MSm ³ /d	0 - 20 (iç çapa bağlıdır)	Gerekliklik: türbülans akış, örn. Re > 2300
Yüzeysel sıvı akış hızı/ sıvı akışı	m/s MSm ³ /d	0 - 40 (iç çapa bağlıdır)	Gerekliklik: türbülans akış, örn. Re > 2300
Su oranı,	%	0 - 100	
Duvar kayma gerilimi	Pa	1 - 150	Diğer giriş parametreleri kullanılarak hesaplanabilir.
pH		3,5 - 6,5	Diğer giriş parametreleri kullanılarak hesaplanabilir.
Glikol konsantrasyonu	Ağırlıkça %	0 - 100	
İnhibitör etkinliği	%	0 - 100	Bkz. NORSOK M-001Malzeme Seçimi

Mohyaldin ve diğerleri (2011) tarafından hazırlanan ve yeniden düzenlenen NORSOK M-506 akışı ve temel girdi parametreleri ise Şekil 3.30'da gösterilmiştir. [5, 15, 19].



Şekil 3.30. NORSOK M-506 korozyon modeli akış şeması [15]

Tezde bu parametreler kullanılarak boru hatlarında CO₂ korozyon hızını tahmin etmeye odaklanıldı. Norveç Petrol ve Gaz Birliği (NOROG), Norveç Sanayi Federasyonu ve Norveç Armatürler Birliği (NSA) birlikte 2016 yılında sahada gerçek kullanıcılara sorarak standardın değerlendirmesini yapmışlardır ve bir rapor yayımlamışlardır. Bu rapora göre standart sahadaki kullanıcı ihtiyacını karşılamaktaydı. Çizelge 3.11’de raporun ilgili bölümüne yer verilmiştir [127].

Çizelge 3.11. NORSOK M-506 korozyon hızı hesaplama modeline ilişkin sonuçlar [127]

Öneriler	NORSOK olarak devam
Maliyet/fayda	Maliyetli olarak görülmedi.
Rekabet gücü	NORSOK M serileri hakkında bilgi sahibi olmanın rekabet etmede avantajları vardır. Özellikle, Norveç kıta sahanlığındaki gelişmelerle çalışırken bir gereklilik olmuştur. Petrol şirketlerinin uluslararası faaliyetlerine NORSOK'tan gelen bilgileri dâhil etmeleri nedeniyle, bu tür bilgilerin Norveç kıta sahanlığı dışındaki projeler için de gerekli olduğu kanıtlanmıştır.
Güvenlik	Norveç kıta sahanlığında NORSOK M-001, M-503 veya M-506'ya atfedilebilecek hiçbir olumsuz olay meydana gelmedi. Tutarlı, etkili ve güvenli çözümlere katkıda bulunan bu standartların getirilmesiyle sızıntı sayısının azaldığını söylemek muhtemelen doğrudur.

Modelin sınırlılıkları

Model tasarlandığı koşullarda etkili sonuçlar vermesi sebebiyle bir ülke standardı oldu, bununla birlikte sıcaklık ve basınç değerlerinin limit değerlerinde laboratuvar sonuçlarından uzaklaşmaya başlar, tahmin etme gücü azalır. NORSOK M-506 modelinin sınırlılıkları şunlardır [5, 19]:

- Model sadece CO₂'in aşındırıcı olduğu durumlarda korozyon hızlarının hesaplanmasını kapsar. Aşındırıcılığı etkileyebilecek O₂ vb. bileşenlerin etkilerini içermez.
- Model, CO₂ ve H₂S kısmi basıncı arasındaki oran 20'den düşük ve H₂S kısmi basıncı 0,5 Bar'ın üzerinde olduğunda kullanılamaz. Bununla birlikte, CO₂'in kısmi basıncı 0,5 Bar'dan az olduğunda toplam organik asit içeriğinin 100 ppm'in üzerinde olduğu koşullarda kullanılamaz.
- NORSOK M506 modeli su analizinde iyonik yüke dayalı olarak pH hesaplaması yapar. Program 3,5 ile 6,5 aralığındaki pH değerleri ile sınırlıdır. pH 3,5'ten düşükse, program 3,5 değerini kullanılır. Benzer şekilde, pH değeri 6,5'dan fazla ise 6,5 değeri kullanılır.
- pH stabilize sistemler için korozyon hızı tahmini için kullanılamaz.
- Model bir nokta modelidir ve hat boyunca korozyona bağlı pH değişimi ayrıca belirlenmelidir.
- Program, 5 ile 150°C sıcaklık aralığında geçerlidir. 5°C'nin altındaki veya 150°C'nin üzerindeki değerlerde, sıcaklık sırasıyla 5 ve 150°C'ye ayarlanır.

- Kayma gerilimi, doğru korozyon hesabı yapılması için doğru bilgiye ihtiyaç duyan hassas bir değişkendir. Kayma gerilimi bilinmeli veya hesaplanmalıdır. Model bir nokta modeli olduğu için ve hat boyunca kayma gerilimi değişimi ayrıca belirlenmelidir.
- NORSOK M-506 modeli yalnızca karbon çelik malzeme ile sınırlıdır. Malzeme değiştikçe cevap veremez. Malzeme seçiminde NACE MR0175 standardı [53] gibi ek kaynaklara başvurulmalıdır.
- Model, sınırlı yapısı sebebiyle korozyon tahmininde birincil çözümler sunamaz, mutlaka desteklenmelidir. Yüksek operasyon riski taşıyan sektörlerde korozyon riski değerlendirmesi ile ele alınması gerekir.

3.5.5. CO₂ korozyon sürecinin modellenmesindeki zorluklar

Çok sayıda model geliştirilmiş olsa da, bu modeller süreçten kaynaklı çeşitli zorluklar sebebiyle korozyonu sınırlı şekilde tahmin edebilir, bazı zorluklar şunlardır [19, 39, 48]:

- Korozyon mekanizmasının ve inhibitörlerin davranışının tam olarak anlaşılamaması,
- Çok fazlı sıvı akışını modellemede zorluklar olması,
- Kinetik, termodinamik, sıvı akışı, ısı ve kütle transferi hesaplamaları için güvenilir temel verilerin eksik olması,
- Korozyon sürecini etkileyen çok sayıda birbiriyle ilişkili değişken olması,
- İşletme parametrelerinde sık sık değişiklik olması,
- Alan verilerinin doğruluğunun düşük olması,
- Çalışma koşullarının kayıtlarının iyi tutulmaması,
- Kullanılan malzemelerde metalürjik çeşitlilik bulunması,
- Hatlarda mum oluşumu, inhibitör etkinliği vb. gibi ikincil işlemlerin etkisinin olması.

CO₂ korozyonunun modellenmesiyle ilgili problemler nedeniyle, hesaplamalarda bir takım belirsizlikler ortaya çıkar. Çoğu zaman bu belirsizlikler, bir modeli kesin işe yaramaz yapar veya uygulanmasını zorlaştırır. Bu nedenle, iyi bir model belirsizliklerin üstesinden gelebilecek kadar sağlam, ancak kolayca uygulayabilecek kadar esnek olmalıdır [19, 39, 48].

3.5.6. Modeller arası kıyaslama

CO₂ korozyonunun modelleyen modeller farklı temellere dayanır, CO₂ korozyon hızını tahmin ederken dikkate alınan etkenler de farklılık arz eder. Bu bölümde modellerin türü, hangi etkilerin dikkate alındığı, modelleyebildiği akış türü, çalışabileceği en yüksek sıcaklık ve CO₂'in kısmi basıncı hakkında bilgi verilmiştir. Nyborg (2002) 14 deneysel, yarı deneysel ve mekanik modeli incelediği çalışmada modellerin güçlü ve zayıf yanlarını ele almıştır. Çizelge 3.12'de bu çalışmada yapılan kıyaslama sunulmuştur [128].

Çizelge 3.12. Korozyon tahmin modellerinde hesaba katılan önemli etkenler [128]

Model Adı	De Waard	NORSOK	HYDROCOR	Corplus	Cassandra	KSC	Multicorp	ECE	PREDICT	TULSA	ULL	CP	OLI	SWEETCOR
Model türü -Deneysel (D), Yarı Deneysel (YD), Mekanik (M)	D	D	M	YD	D	M	M	D	D	M	YD	D	M	D
Oluşan su için tortu etkisi	-	O	-	Z	Z	O	O	Z	G	G	-	O	Z	Z
Yoğunlaşan suda tortu etkisi	Z	O	Z	Z	Z	O	O	Z	G	G	-	O	O	Z
pH etkisi	Z	O	Z	O	Z	O	O	Z	G	G	G	O	Z	Z
Bölgesel korozyon riski	-	B	B	E	-	E	B	-	E	-	E	-	-	-
Ham petrolde, petrolün suyla temas etkisi	G	B	O	O	B	B	G	G	G	B	G	O	B	B
Yoğuşmada petrolün suyla temas etkisi	B	B	B	E	B	B	E	E	E	B	G	O	B	B
pH için CaCO ₃ düzeltmesi	-	B	B	E	E	B	E	E	-	-	-	-	E	-
Organik asitlerin etkisi	-	B	E	E	-	B	E	E	E	-	E	-	-	-
Çizgi üstü korozyonu	E	B	E	B	B	B	E	E	-	-	E	-	-	-
H ₂ S etkisi	B	B	Z	B	-	B	O	O	G	B	Z	B	G	B
Çok fazlı akış hesabı	H	K	E	K	H	H	K	E	K	K	E	E	H	H
Maks. Sıcaklık limiti (°C)	140	150	150	150	140	150	100	140	-	115	-	150	120	120
Maks. CO ₂ kısmi basıncı (bar)	10	10	20	20	10	20	20	20	70	17	-	10	20	-
Erişim (Açık, Tescilli, Ticari)	A	A	T	A	T	A	T	Ti	Ti	T	T	T	Ti	T
M: Mekanik D: Deneysel YD: Yarı Deneysel (Saha verileriyle doğrulama) E: Evet B: Etkisiz H: Hayır K: Kısmen O: Orta G: Güçlü Z: Zayıf A: Açık erişim T: Tescilli Ti: Ticari														

Korozyon riskini tüm modeller içinde sadece dört model, CorPlus, KSC, PREDICT, ULL ele alır NORSOK M-506 ele almaz. Bu sebeple tezde ek olarak risk değerlendirmesi yapılmıştır. Çizelge 3.12'de görüleceği üzere tüm modeller içinde sadece altı model oluşan

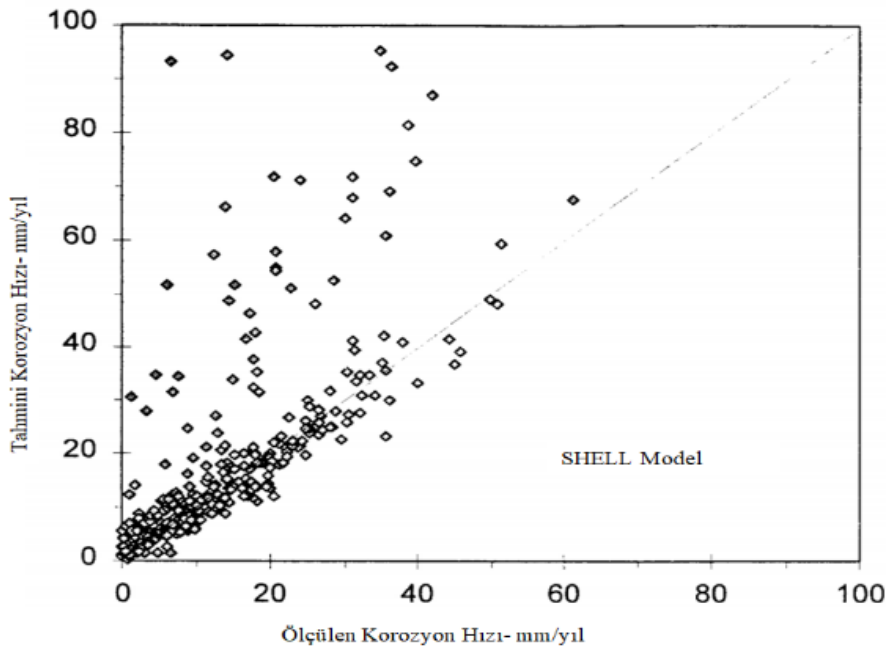
tortunun etkisini ele almada orta ve güçlü alt yapıya sahiptir, NORSOK orta seviyede de olsa başarılıdır. NORSOK tüm modeller içinde, korozyon hızı üzerinde pH etkisini dikkate alan sekiz modelden biridir, altı model bu etkiyi yok sayar. NORSOK tüm modeller içinde en geniş sıcaklık aralığına sahip beş modelden biridir. Daha sonra Nyborg (2010) farklı CO₂ korozyon tahmin modellerini de farklı bir çalışmada modeller arasındaki farkların anlaşılması, hangi koşullarda hangi modelin seçiminin uygun olacağını belirlenmesi amacıyla bir araştırma yaptı, çalışmada on beş model kıyaslanmıştır. Çizelge 3.13'te bu çalışmada modeller arasında elde edilen farklılıklar sunulmuştur [129].

Çizelge 3.13. Korozyon tahmin modellerinin kıyaslanması [129]

Model Adı	Model türü	Ekipman	Faz	Tahmin düzeyi	Petrol etkisi	Çok fazlı akış	Korozyon mekanizması							
							CO ₂	Organik asit	Asit	Düşük H ₂ S	Yüksek H ₂ S	Oksijen	Bakteri	Tepe hattı
CASSANDRA	D (l)	Tümü	Tümü	DÜ	-	-	U	U	-	-	-	-	-	-
NORSOK	D (l)	Tümü	Tümü	Y	-	-	U	-	-	-	-	-	-	-
CORMED	S (s)	Tümü	Tümü		-	-	U	U	-	-	-	-	-	-
LUPICOR	D (l+s)	Kuyular	Tümü	-	-	U	U	-	-	U	-	-	-	U
HYDROCOR	M	Tümü	Tümü	O	O	U	U	U	U	U	U	U	U	U
KSC	M	Tümü	Tümü	Y	-	-	U	-	-	-	-	-	-	-
TULSA	M	Tümü	Tümü	Y	-	-	U	-	-	-	-	-	-	-
PREDICT	D	Tümü	Tümü	Y	U	U	U	-	-	U	-	U	-	-
SWEETCOR	D	Tümü	Tümü	-	-	-	U	-	-	U	-	-	-	-
CORPOS	D	Tümü	Tümü	-	U	-	U	-	-	U	-	-	-	-
OHIO	M/D	Tümü	Tümü	Y	U	U	U	-	-	-	-	-	-	-
ULL	M/D	Kuyular	G/K		U	-	U	-	-	-	-	-	-	-
DREAM	D	Kuyular	G	Y	-	-	U	-	-	-	-	-	-	-
OLI	M	Tümü	Tümü	Y	-	-	U	-	-	U	-	-	-	-
ECE	D	Tümü	Tümü	-	U	-	U	-	-	U	-	-	-	-
M: Mekanik D: Deneysel S: Sayısal s: Saha			l: Laboratuvar G: Gaz K: Kondense U: Uygulanabilir					Y: Yüksek O: Orta DÜ: Düşük						

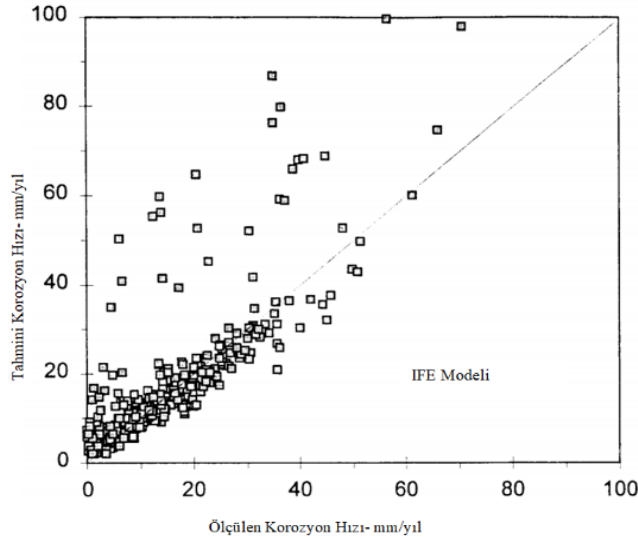
Tüm parametrelerin düzgün olarak ölçüldüğü bir veri seti bulmak çok zor olmakla birlikte, Dugstad'ın veri tabanının karşılaştırma için kullanıldığı Nyborg (2010) [129] tarafından yapılan çalışmada sıcaklığın 20 - 90°C, akış hızının 0,1-13 m/s, pH'ın 3,5-7, CO₂ kısmi basıncının 0,3 - 26 bar arasında değiştiği tespit edilmiştir. St52 çelik malzeme üzerinde korozyon hızı radyoaktif ölçme tekniği kullanılarak çeşitli deney şartlarında birkaç günden birkaç haftaya varan sürelerde yapılan deneylerle tespit edilmeye çalışılmıştır. Çizelge

3.13'te görüldüğü üzere modeller içinde sadece dört tanesi çok fazla akış için uygundur ve NORSOK M-506 çok sınırlı alanlarda cevap vermiştir. Gunaltun'a [109] göre, korozyon hızı yüksek doğrulukla tahmin edilemez. Böyle bir tahmine de ne gerek vardır ne de bu mümkündür. Bunun yerine korozyon hızının “büyüklük sırası” pratik bir bilgi sağlar ve yeterlidir. Söz konusu modeller akışa ilişkin kütle aktarım kat sayısı ve türbülanslı difüzyon kat sayısı nedeniyle “nokta” modellerdir. Modeller, akışın boşluktan bağımsız olduğu düz borular veya dönen silindir sistemlerden oluşan deneylerden elde edilmiştir. Oysaki gerçek koşullarda akış büyük ölçüde değişir. Ayrıca, bir dizi karmaşık reaksiyonlar, analitik metotlar veya tek boyutlu metotlarla doğrudan çözülemez. Bu açıdan HAD yönteminin kullanılmasıyla, 2B ve/veya 3B alanlarda akışla birlikte ele alınması sonucu daha doğru tahminler elde edilebilir [19, 39, 48]. Nešić ve Vrhovac (1998) [105] tarafından yapılan modellerin karşılaştırıldığı çalışmada NORSOK M-506'da bu modellerden farklı temeller dikkate alındığı için aynı koşullarda farklı sonuçlar elde edilmiştir. Nešić'in mekanik (IFE) modeli, De Waard'ın yarı deneysel modeli (Shell Modeli, Cassandra), Dugstad'ın yarı deneysel modeli KSC ve yapay zekâ kullanılarak oluşturulan deneysel model karşılaştırıldığında da benzer farklılık görülmüştür. Hesaplamalarda yapay zekânın korelasyon kat sayısı, R^2 , 0,99 IFE ve Shell modellerininki ise sırasıyla 0,82 ve 0,72 olarak bulunmuştur. Shell, IFE ve yapay zekâ modellerinin başarılı interpolasyon sağladığı görülmüştür (Şekil 3.31 ve 3.32) [77].



Şekil 3.31. Shell modelinde hesaplanan korozyon hızının ölçülen hızla kıyaslanması [77]

Yüksek sıcaklık altında elde edilen verilerin çıkartılması durumunda ise Shell modelinin korelasyon kat sayısı 0,91'e çıkmıştır. Bunun muhtemel nedeni, yüksek sıcaklıkta oluşan koruyucu film tabakasıdır. Nešić elektrokimyasal modelinin korelasyon kat sayısı ise 0,62 bulunmuştur. Bunun nedeni Nešić modelinin kat sayılarının başka veri tabanındaki veriler kullanılarak oluşturulmuş olması olabilir [77].



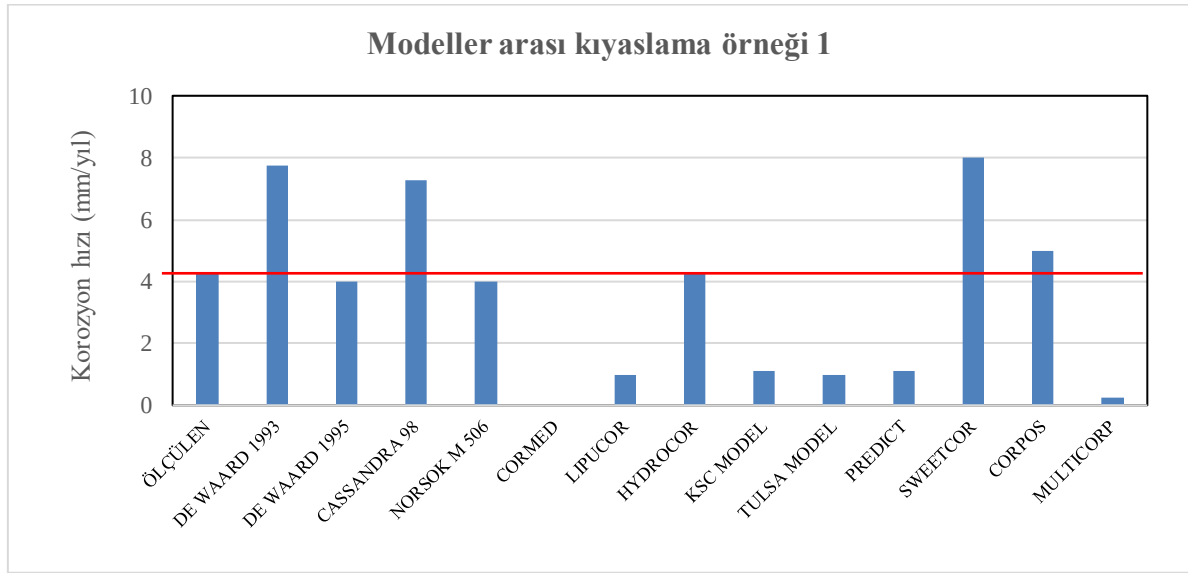
Şekil 3.32. IFE modelinde hesaplanan korozyon hızının ölçülen hızla kıyaslanması [77]

Nyborg (2010) korozyon tahmin modelleri arasındaki farkların anlaşılması, hangi koşullarda hangi modelin seçiminin uygun olacağını belirlemek amacıyla bir araştırma yapmış ve petrol boruları ve kuyuları için yedi modelde elde edilen sonuçlar ile ölçüm sonuçlarını kıyaslamıştır. Modeller, koruyucu filmlerin ve petrolün suyla temas etkisinin CO₂ korozyonu üzerindeki etkisini nasıl tahmin ettikleri konusunda önemli ölçüde farklılık göstermiştir. Çalışmada elde edilen korozyon hızları Çizelge 3.14'te verilmiştir, model isimleri verilmeyip A, B, C, D, E, F ve G şeklinde isimlendirme yapılmıştır [129].

Çizelge 3.14. Hesaplanan en yüksek korozyon hızlarının kıyaslanması [129]

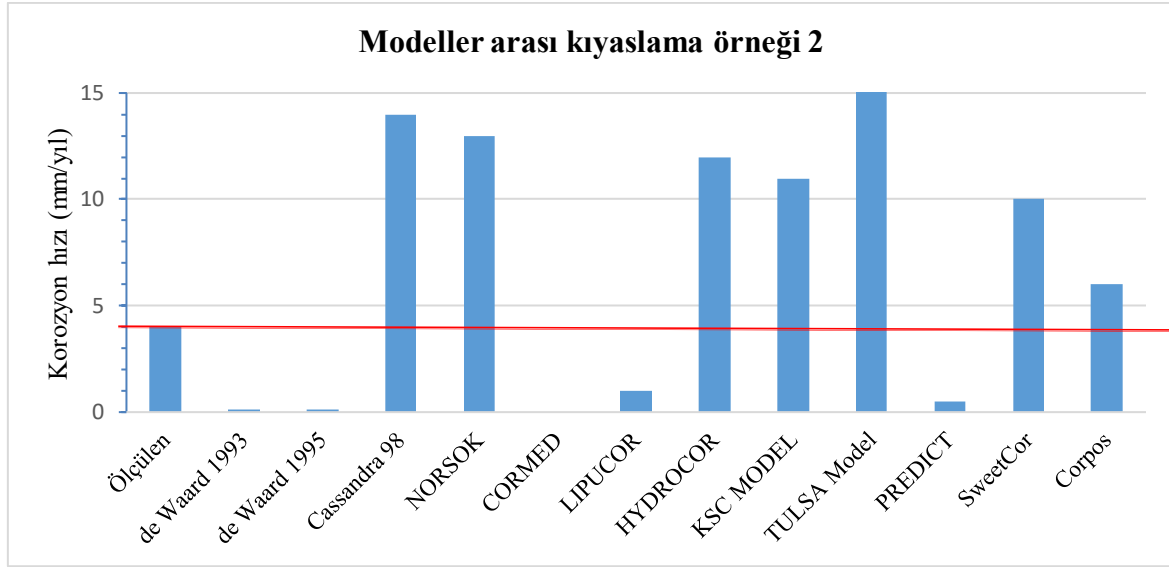
Maksimum korozyon hızı (mm/yıl)	Petrol hattı 3	Petrol kuyusu 5	Doğal gaz hattı 3
Ölçülen	1,1	4,6	4,1
Model A	0,8	4,1	10
Model B	1,5	4,1	8
Model C	1,1	7,3	5,9
Model D	0,4	4,2	4,3
Model E	0,6	1,7	4,5
Model F	0,9	2,0	4,3
Model G	0,1	0,3	4,9

Su oranı %50'nin altında olan yerlerde beklenildiği gibi korozyon hızı düşük çıkmıştır. Çalışmanın sonunda hem koruyucu filmlerin hem de özellikle H^+ kütle taşıma sınırlamalarının etkisinden dolayı korozyon hızının pH'tan etkilendiği tespit edilmiştir. pH değeri 4,5-5'ten yüksek olduğunda korozyon hızı düşme eğilimindedir [129]. Literatürde Gabetta (2005) tarafından yapılan çalışmada model isimleri verilerek kıyaslama yapılmıştır. Şekil 3.33 ve 3.34'de, iki özel saha koşulunda ölçülen ve on iki CO_2 korozyon tahmin modeliyle tahmin edilen korozyon hızlarının karşılaştırılması görülmektedir [130].



Şekil 3.33. Modeller arası kıyaslama [130]

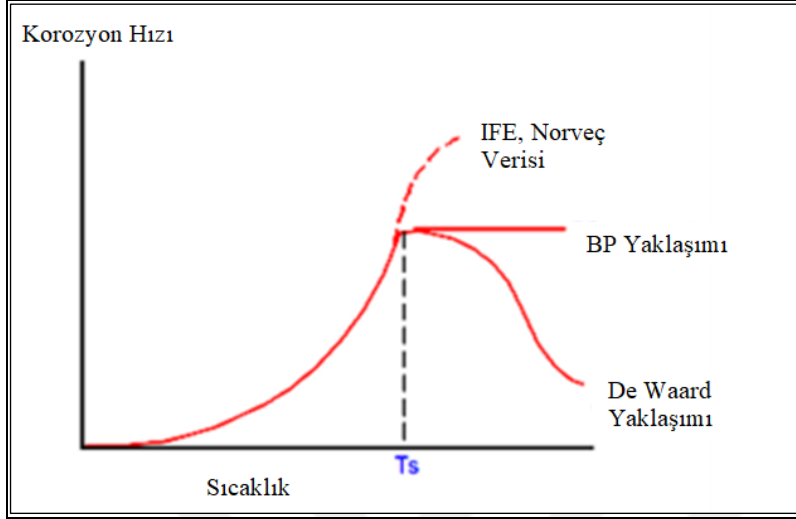
Şekil 3.33'te görüleceği üzere De Waard 1995, NORSOK ve HYDROCOR modelleri deneyle ölçülen değere yakın, De Waard 1993, Cassandra 98 ve SweetCor'un ise neredeyse iki katıdır. Bazı CO_2 korozyon modellerinde, CO_2 korozyon hızının hızla azaldığı görülmektedir. CORMED modeli korozyon hızını tahmin edemediğinden, başarısız olmuştur. Korozyon hızlarına bakıldığında modeller arasındaki farklar yüksektir. Bunların içinde ölçülen değerlere en yakın değeri NORSOK M-506 [5] ve De Waard 95 modelleri verdi (Şekil 3.33). Diğerlerinde ise CO_2 korozyon hızı aşırı yüksektir. Diğer modeller işletme koşulları değiştiğinde makul tahminlerde bulunamaz (Şekil 3.34) [130].



Şekil 3.34. Ölçülen değerlerle mevcut modeller arası kıyaslama [130]

Çalışmada ikinci modeller arası kıyaslama örneği kullanıldığında ölçülen değere yakın sonuç veren bir model olmadığı görülmüştür. Şekil 3.34 deneysel çalışma ile modeller arasındaki farklılığı ortaya koymaktadır. Modellerin birbiriyle ilişkileri açısından anlamlı sonuçlar vermediği düşünüldüğünde tüm çalışma koşullarında aynı CO₂ korozyon modelleme yazılımını kullanan işletmelerin, elde edeceği sonuçların da gerçekçi olmayacağı ortadadır. En kötü senaryolara göre yapılan korozyon tahminleri de gerçek sonuçlardan uzak çıkacaktır. Bu sebeple işletmelerin hangi yazılımı kullanırlarsa kullansınlar, mutlaka CO₂ korozyon modelini doğrulamaları gerekir. Doğrulama yapılmadan kullanılan modellerin verdiği sonuçlar sebebiyle gereksiz inhibitör kullanımı, onarım maliyeti, kaplama maliyeti çıkar [128-131]. Literatürde yapılan araştırmalar neticesinde açık kaynak olması, çok gelişmiş modellerle de kıyaslandığında ölçülen değerlere en yakın sonuçlar vermesi sebebiyle tezde NORSOK M-506 [5] modeli seçilmiştir. Hosseini (2015) 2005 yılından bu yana Kuzey Denizi, Güney Doğu Asya ve Orta Doğu hidrokarbon deniz altı projelerinde yürütülen bir dizi korozyon çalışmasındaki ve malzeme seçim raporlarındaki korozyon hızlarını doğrulamak için endüstride kabul görmüş De Waard-Milliams (DM), NORSOK M-506 (NO), BP Cassandra 98 (CA), Intetech ECE 5.0 (ECE) ve Honeywell PREDICT 6.0 (PE) korozyon modellerini kullanmıştır. Sıcaklığın etkisi açısından yapılan değerlendirmede De Waard Milliams yaklaşımına dayanan ECE 5.0 ve PREDICT 6.0 için tortulaşma sıcaklığı Ts'ye, geldiğinde korozyon hızında ani düşme yaşandı. BP Cassandra modelindeyse korozyon hızı sıcaklık Ts'ye ulaştığında sabitlenmiştir. IFE'de korozyon hızı hızla arttı. Bu

farklılıklar çökelme modelleri arasındaki farklılıklardan kaynaklanmış olabilir (Şekil 3.35) [132].



Şekil 3.35. Yüksek sıcaklığın korozyon hızına olası etkisi [132]

Araştırmacı, on beş deniz petrol ve doğal gaz projesinde öngörülen CO₂ korozyon hızlarının doğruluğunu değerlendirmek amacıyla yaptığı çalışmada NORSOK M-506 modelinde çeperde toplam azalma tahminin diğerlerinden çok daha yüksek çıktığını tespit etmiştir. NORSOK M-506 [5] ile hesaplanan korozyon hızının yüksek çıkmasının sebebi modelin petrolün suyla temas etkisini hesaba katmamasıdır. Çalışmanın sonuçları Çizelge 3.15'te verilmiştir [132]:

Çizelge 3.15 Korozyon modelleme sonuçlarının kıyaslanması [132]

	NORSOK M-506 IFE	BP Cassandra	ECE 5.0	PREDICT 6.0
Çeperde toplam azalma, mm	7,41	3,97	3,68	0,85

İtalik veri orjinal, olup diğerleri hesaplama sonucu elde edilmiştir.

ECE 5.0 ve BP Cassandra 98 sırasıyla 3,68 ve 3,97 ile birbirine oldukça yakın korozyon tahmini verirken, PREDICT 6.0 0,85 değeri ile çeperde azalma miktarını çok az tahmin etmiştir. Bunun sebebi ECE modelinin su oranına ve pH'a çok bağlı olmasından kaynaklanabilir. Çalışma sonrasında NORSOK M-506 ve PREDICT 6.0 modellerinin yeterince iyi tahmin yapamadığı belirtildi. Hosseini araştırma sonunda, modelde girdi olarak yetersiz veya yanlış veri kullanılması, korozyon hızı üzerinde önemli etkiye sahip olabilecek

faktörlerin ele alınmaması, modellerin kullanım kısıtlarına dikkat edilmemesi, yazılımlarda yanlış girdi değerlerine ilişkin uyarı verilmeyip korozyonun modellenmesi olmak üzere modeller arasında farklılık oluşturan hataları dört başlıkta topladı. Bu olumsuzlukların üstesinden gelmek için farklı yaklaşımları olan NORSOK M-506, De Waard ve Cassandra modellerinin doğru sonuç vermesi için birlikte kullanılmasına vurgu yapılmıştır.

Mnasri, Wassar, Franchek ve Marotta (2019) çalışmalarında De Waard, Lotz ve Milliams (1991) [115], De Waard-Lotz-Dugstad (1995) [118] ve NORSOK M-506 [5] modellerini karşılaştırarak en yakın tahmin sonucunu veren modeli araştırdılar. Çalışmada De Waard-Lotz-Dugstad modelinin en iyi performansı verdiği tespit edilmiştir, sonuçlar Çizelge 3.16'da verilmiştir [133].

Çizelge 3.16 Deneysel verilere göre kıyaslanan modellerin hata değerleri [133]

Model	Ortalama Mutlak Hata	R-kare
De Waard, Lotz ve Milliam Modeli (1991 DML) [115]	8,1369	0,5410
De Waard, Lotz ve Dugstad Modeli (1995) [118]	7,6685	0,5670
NORSOK M-506 Standardı (2005) [5]	8,2380	0,5473

Bu bölümde NORSOK M-506 modeli ve tezde bu modelle ilgili yapılan değişiklikler hakkında genel bilgi verilmiştir. Sonraki bölümlerde literatürde yer alan korozyon modelleri arasındaki farklılıklar ve hesaplamalı akışkanlar dinamiğine ilişkin bilgiler ele alınmıştır. Tezde kullanılan akış modeli, petrol su homojen akışının ayrıntılı olarak modellendiği kapsamlı, mekanistik bir modeldir. Günümüze kadar uygulanan korozyon modelleri, çok sayıda tek fazlı korozyon döngüsü deneyine göre ayarlanmış, ağırlıklı deneysel modellerdir. Petrol ve gaz boru hatlarındaki CO₂ korozyonunun karmaşıklığına dair daha iyi bir resim elde etmek için mekanistik bir korozyon modelinin uygulanması daha ideal olacaktır. Mevcut yaklaşımda, De Waard modellerindeki hız limiti yerine sıvı akış modelindeki ayrılmış ve dağılmış su ve petrol arasındaki homojen geçiş modeli kullanılmıştır. Buraya kadar özetleyecek olursak, CO₂ korozyonunun mekanizmaları uzun yıllardır araştırılmaktadır. Farklı korozyon hızı ve mekanizmasının yer aldığı literatürde çok sayıda kaynak bulunmakla birlikte CO₂ korozyonunun anlaşılması için son yıllarda önemli yol kat edilmesine rağmen hala cevap vermekte zorlanılan ve gelişmesi gereken alanlar vardır. Literatür taramasıyla, CO₂ korozyonunu etkileyen farklı faktörler ve CO₂ korozyonunu tahmin etmek için geliştirilmiş modeller ele alınmıştır. Bundan sonraki bölümde ise CO₂

korozyonunun hesaplamalı akışkanlar dinamiği entegrasyonu ile sayısal modellenmesine ilişkin bilgi verilmiştir.

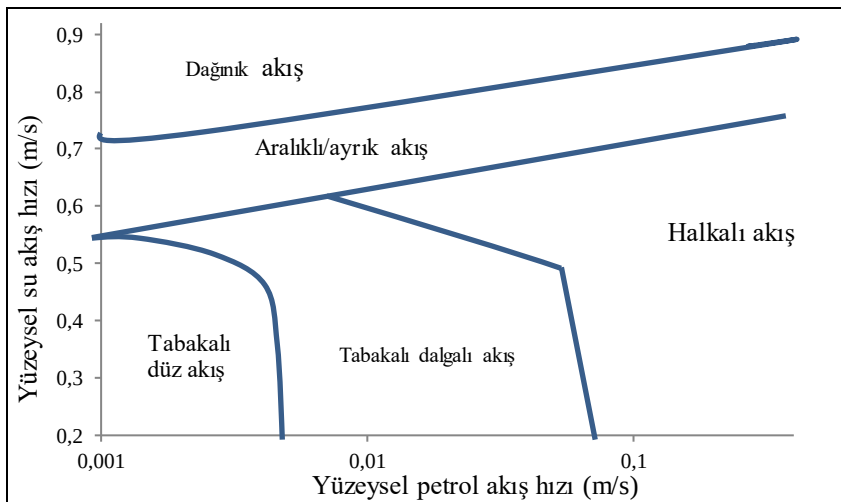
3.6. Yatay Petrol Boru Hatlarının HAD ile Modellenmesi

Petrol ve su karışımlarının uzun mesafeler boyunca borularla taşındığı petrol ve gaz endüstrisinde, petrol-su akışına ilişkin özelliklerin doğru tahmin edilmesi önemlidir. Boru hatlarında çok fazlı akış modelleme çalışmaları 1950'lere dayanır. Petrol-su akışlarında hatlardaki suyun sürüklenme mekanizmasını anlamak için, akış sırasında meydana gelen farklı akış rejimlerinin incelenmesi gerekir. Ancak sıvıların fiziksel özellikleri, kullanılan boru kesiti ve çapı gibi çeşitli parametreler sebebiyle borularda iki fazlı akışın tamamını kapsayacak akış desenine ilişkin tek bir harita olması mümkün değildir. Bununla birlikte sıvı-sıvı akışları da gaz-sıvı akışı kadar araştırılmamıştır. Literatürde yatay borularda iki fazlı petrol-su akışı için sınırlı sayıda deneysel çalışma bulunmaktadır, bunlardan bazıları şunlardır: Russel ve diğerleri (1959), Charles ve diğerleri (1961), Guzhov ve diğerleri (1973), Oglesby (1979), Brill ve Arlachakaran (1992), Nadler ve Mewes (1995), Trallero ve diğerleri (1995), Nadler ve Mewes (1997), Angeli ve Hewitt (2000), Brauner (2002), Shi ve diğerleri (2002), Sotgia ve diğerleri (2008) [129]. Russel ve diğerleri (1959), Charles ve diğerleri (1961), Arirachakaran ve diğerleri (1989) şeffaf borularda akışı kameralar ve video kamera kaydediciler ile gözlemlemişlerdir, ancak bu çalışmaların ışık kırılmaları, deneyde öznel yargının da olması gibi dezavantajları bulunmaktadır. İletken problemlerin kullanıldığı Trallero ve diğerleri (1996), Nadler ve Mewes (1995) Vigneaux ve diğerleri (1988) tarafından yapılan çalışmalar ise akış rejimlerinin daha kesin ve nesnel sonuçlarını vermiştir. Soleimani (1999), Elseth ve diğerleri (2000), Kvandal ve diğerleri (2000) ise gama ışını dansitometrisi kullanmışlardır [134-136]. Petrol ve su akarken yoğunluk farkından dolayı farklı akış modelleri ve rejimleri oluşabilir. Petrol su akışları genel olarak petrol ve suyun ayrı katmanlar halinde aktığı tabakalı akış ve karışım halinde aktığı karışık akış olmak üzere iki ana akış düzeninde sınıflandırılabilir. Ancak çoğu durumda, akış modelleri bu iki temel prototipin bir kombinasyonu şeklindedir. 0,25 m/s'ye kadar olan akış hızlarında akış tabakalıdır. Hız arttıkça karışma artar, petrol ve suyun yüzdesine bağlı farklı akışlar gelişir. Çizelge 3.17'de bu çalışmalardan bazıları verilmiştir [134].

Çizelge 3.17. Akış modellerine ilişkin bazı çalışmalar ve kullanılan parametreler [134]

Çalışma	D (cm)	ρ_o (kg/m ³)	ρ_w (kg/m ³)	μ_o (cP)	μ_w (cP)	σ (N/m)	θ (°)	T (°C)	ε_w (%)	V_m (m/s)
Trallero ve diğerleri	5,08	850	1000	29,6	1	0,036	0	20	10-90	0,5-3,0
Nadler ve Mewes	5,9	790	1000	22-35	1	0,036	0	18 - 30	10-20	0,1-2,0
Angeli ve Hewitt	2,5-7,6	801	1000	1,6	1	0,017	0	20	20-80	0,7-3,9
Shi ve diğerleri	10	820	1024	2	1	0,029	0	25	20-40	0,4-3,0
D	Boru çapı				σ		Petrol-su yüzey gerilimi			
ρ_o	Petrol yoğunluğu				θ		Boru açısı			
ρ_w	Su yoğunluğu				T		Sıcaklık			
μ_o	Petrol viskozitesi				ε_w		Su oranı			
μ_w	Su viskozitesi				V_m		Petrol su karışımı hızı			

Arirachakaran, Oglesby, Malinowsky, Shoham ve Brill (1989) 3,75 cm çapındaki yatay boruda petrol-su dağılımlarının incelendiği bir çalışma yürütmüşlerdir. Çalışmada musluk suyu ve viskoziteleri sırasıyla 4, 7, 58, 84 ve 115 cP olan beş farklı petrol kullanılmıştır. Suyun sürekli faz olduğunu, petrol viskozitesinin akış desenleri üzerindeki etkisinin çok küçük olduğunu bulmuşlardır [137]. Şekil 3.36’da iki fazlı petrol su akış için örnek bir akış haritası gösterilmiştir, Anjali, Desamala, Dasmahapatra ve Mandal (2011) çalışmasından uyarlandı [138]:



Şekil 3.36. Yatay borularda iki fazlı petrol su akış rejim haritası [138]

Şekil 3.36’da görüleceği üzere fazların ayrık, bununla birlikte ara yüzeyde karıştığı ayrık kabarcıklı/ dağınık akış, sadece yüksek hızlarda görülmektedir. Aralıklı/ayrık akış ise daha düşük su yüzeysel hızlarında ortaya çıkmaktadır. Halkalı akış petrolün yüzeysel hızının

yüksek, suyun yüzeysel hızının daha düşük olduğu durumlarda görülmektedir. Dalgalı tabakalı akış, petrol ve suyun yüzeysel hızının daha düşük olduğu hızlarda oluşurken, su ve petrol fazlarının tamamen ayrıldığı tabakalı akış çok düşük akış hızlarında meydana gelmektedir. Haritalarda kullanılan x-y eksenleri yüzeysel hızlardır, su ve petrol yüzeysel hızları Eş. 3.97 ve 3.98'den hesaplanmaktadır [134, 135]:

$$U_{sw} = \frac{Q_w}{A_w} \quad (3.97)$$

$$U_{so} = \frac{Q_o}{A_o} \quad (3.98)$$

U_{sw} ve U_{so} sırasıyla su ve petrol yüzeysel hızlarıdır, Q_w ve Q_o sırasıyla su ve petrol için hacimsel akış hızları, A_w ve A_o sırasıyla su, petrol için akış kesit alanlarıdır, A kesit alanının tamamıdır. Petrol ve su oranı ϵ_o ve ϵ_w ise, Eş. 3.99 ve 3.100'e göre hesaplanmaktadır [135]:

$$\epsilon_o = \frac{A_o}{A} \quad (3.99)$$

$$\epsilon_w = \frac{A_w}{A} \quad (3.100)$$

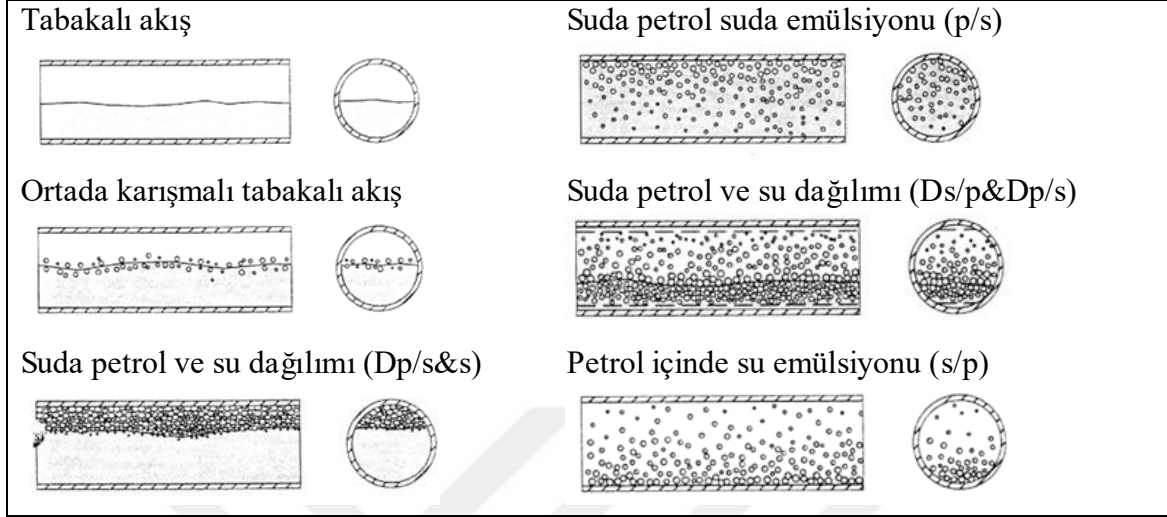
Akış hızı ile yüzeysel akış arasında Eş 3.101 ve 3.102'de gösterildiği gibi bir ilişki vardır [135]:

$$U_o = \frac{U_{so}}{\epsilon_o} \quad (3.101)$$

$$U_w = \frac{U_{wo}}{\epsilon_w} \quad (3.102)$$

Trallero (1995), akış düzenini belirleme konusundaki geçmiş çalışmaları gözden geçirmiş ve akış düzeni terminolojisini yeniden sınıflandırmaya çalışmıştır. Petrol-su iki fazlı akışını, yatay, 2 inç ID akış döngüsünde gerçekleştirmiştir. Testte kullanılan petrolün yoğunluğu 884 kg/m³, viskozitesi 28,8 cP ve petrol-su ara yüzey gerilimi 36 dyne/cm'dir. Çalışmalarına ve literatüre dayanarak, altı akış modelini iki ana kategoride toplanmıştır: ayrılmış akış ve dağınık akış. Ayrılmış akış, ara yüzde karıştırma sonucu tabakalı akışı da içermektedir [139]. Trallero ve diğerleri (1996) petrol ve suyun iki fazlı akışı sırasında yatay borularda meydana

gelen akışları tespit etmişlerdir [140]. Çalışmalarında elde edilen akış desenleri Şekil 3.37’de sunulmuştur, şekildeki açık renk su, koyu renk petrol fazını temsil eder [134].



Şekil 3.37. Yatay hatlarda iki fazlı petrol su akışı Trallero akış desenleri [134]

Şekil 3.37’de görüldüğü üzere su ve petrol fazlarının tamamen ayrıldığı tabakalı akış, yoğunluk farkı nedeniyle yer çekimi kuvvetinin baskın olduğu çok düşük akış hızlarında oluşmaktadır. Suda petrol emülsiyonu, kabarcıklı akış, sürekli su fazında akan petrol damlacıkları ile karakterize edilir. Kabarcık akışı çok düşük petrol hızlarında ve düşük petrol-su oranında gerçekleşir. Petrolde su emülsiyonu, su ve petrolün sıvı faz olarak aktığı, faz ayrımının olmaması olarak tanımlanır. Petrol hızındaki artışla tabakalı akışa dönüşür. Daha yüksek petrol ve su hızlarında karışık akış gözlenir. Akış hızının artmasıyla, ara yüzey, ara yüzeyin bir tarafında veya her iki tarafında yarı tabakalı akış görülebilir. Saf su ve petrol katmanları sırasıyla borunun altında ve üstünde sürekli ve ara yüzeyde dağılmış bir damlacık katmanı mevcut olduğunda, üç katmanlı bir yapı oluşur. Ara yüzeyde karmaşık tabakalı akış, borunun tabanı boyunca akan daha yoğun sıvıdan (su) ve iki faz arasında bir ara yüz ile yukarıda hareket eden daha az yoğun sıvıdan (petrol) oluşur. Yüksek petrol ve düşük su hızı olduğunda tüm su fazı petrol içinde dağılır. Tersisi durumda ise yüksek hızda su akışı varsa tüm petrol fazı, su içinde dağılır [134, 137]. Çok fazlı akış modeli tahminleri farklı şekillerde yapılabilir: deneysel korelasyonlar, mekanik yaklaşımlar, matematiksel modeller ve sayısal modelleme. Her yaklaşımın kendine özgü avantajları ve dezavantajları vardır. Yukarıda bahsedildiği gibi deneysel yaklaşımlarda akış gözlemlenerek akış haritaları geliştirilir. Bununla birlikte çoğu durumda akışların laboratuvar ortamında tespit edilmesi son derece zor, hatta bazen de imkânsızdır. Öte yandan matematiksel modellemeler de akışın doğası

gereği kararsızlığı ve rastgeleliği sebebiyle sınırlıdır. Denklemlerin analitik çözümlerinin mümkün olmaması sebebiyle alternatif olarak sayısal modellemeler kullanılmaya başlanmıştır. Akışkan dinamiği ve ısı transferini tanımlayan diferansiyel denklemlerin yaklaşık çözümlerinin hesaplanması, adi ve kısmi diferansiyel denklemlerin çözümü için sayısal yöntemlerin geliştirilmesi yirminci yüzyılın ilk yarısında başlamıştır. Bunlardan biri olan HAD, akışkan dinamiğini analiz ederek çeşitli algoritmaları bilgisayar yardımıyla çözmektedir. Bilgisayarın icadından önce birçok insanın aylarca çalışmasını gerektiren hesaplamalar, bilgisayarların kullanılmasıyla birkaç saniyede milyonlarca hesaplamanın yapılmasına imkân sağlamıştı. HAD, askeriye, havacılık ve uzay endüstrisinde uçak, jet motoru tasarımlarının geliştirilmesi ve tasarım sorunlarının üstesinden gelinmesi amacıyla 1960'lı yıllarda üretimde ve ARGE çalışmalarında kullanılmıştır. HAD farklı alanlarda uzmanlığı bulunan bireylerden oluşan tasarım ekiplerinin olası tasarım problemlerinin üstesinden gelme amacıyla kullandıkları bir yöntem olup, bir dizi sayısal hesaplama yaparak akışkan dinamiği ve ısı transferi problemlerine yaklaşık çözümler sunmaktadır. Havacılık, petrol ve gaz endüstrisi gibi yüksek operasyon riski bulunan alanlarda sık kullanılan bir yöntemdir. İşletmelerle ilgili risklerin öngörülmesini sağlayarak tasarımı geliştirir [141, 142]. HAD ile akışkan çözümünde kütlenin ve enerjinin korunumu, momentum denklemi olmak üzere üç temel yasaya ilişkin yürütücü denklemler esas alınır. Bu denklemler birleşerek Navier-Stokes (NS) eşitliklerini oluşturur. HAD, Navier-Stokes denklemlerinin ayrıklaştırıp, ayrıklaştırmanın olduğu her noktada sayısal sonuç elde edilmesi sağlanır. Akış alanı bölünerek ayrıklaştırma yapılır, böylelikle analitik çözümü zor olan NS denklemleri çözülebilir denklemlere bölünür. HAD NS olarak bilinen denklemleri çözmek için sonlu hacimler yöntemi gibi sayısal çözümler kullanılır. Ayrıklaştırma için sonlu hacim yöntemi, sonlu fark yöntemi ve sonlu eleman yöntemi olmak üzere üç yöntemle yapılabilir. Sayısal yaklaşım çözümünde, akışkan bir süreklilik olarak kabul edilir. Hesaplama alanı, sıvının bir süreklilik olarak muamele edilmesi için moleküllerin boyutlarıyla karşılaştırıldığında, elemanların yeterince büyük olduğu belirli sayıda küçük elemanlara bölünür. Daha sonra her hücre için geçerli denklemler çözülür. HAD ile serbest yüzey ve çok fazlı akış modelleriyle gaz-sıvı, gaz-katı, sıvı-katı ve gaz-sıvı-katı akışlarının analizi yapılabilir. HAD ile iki fazlı akış analizinde birbirinden farklı akış rejimleri görüntülenir. Araştırmalar HAD tahminlerinin önemli ölçüde daha iyi olduğunu ve saha gerçekleriyle uyumlu olduğunu göstermiştir [141-143].

3.6.1. Petrol boru hatlarında CO₂ korozyonunun HAD ile modellenmesi

HAD sistem içindeki hız dağılımını, türbülans yoğunluğunu ve akış modellerini ortaya çıkarabilir. Bu bilgi, CO₂'nin taşınmasını ve metal yüzeylerle etkileşimini etkileyen yerel akışkan dinamiklerini anlamak için çok önemlidir. Bununla birlikte korozyona eğilimli yüksek CO₂ maruziyeti olan bölgelerin belirlenmesine de yardımcı olur. HAD modellemesi, korozyonun azaltılmasına yönelik stratejilerin geliştirilmesinde kritik rol oynar. Korozyonun HAD ile modellenmesi, büyük maliyetler harcanmadan çeşitli korozyon azaltma stratejilerinin etkinliğini değerlendirilmesini sağlar. Bu yöntem, korozyon risklerini minimize etmek ve bakım çalışmalarını optimize etmek için uygun maliyetli çözümler geliştirilmesine olanak tanır. HAD modellemesi akışkan dinamiklerini ve korozyon davranışını görselleştirmek için de kullanılır. Farklı bölgelerdeki korozyon hızlarını tahmin etmeye ve riskli bölgeleri tanımlamaya yardımcı olur. Tasarımcılar, geometri ve akış modellerini değiştirerek veya korozyon kontrol özellikleri ekleyerek sistemlerin korozyon direncini artırabilirler. İnhibitörlerin yerleştirilmesi, akış modellerinin optimizasyonu ve katodik koruma sistemlerinin tasarımı gibi korozyon kontrol önlemlerinin etkinliğini değerlendirmeye yardımcı olur. Kullanıcılar farklı koşullar altında sistemin davranışını simüle ederek bu stratejilerin performansını değerlendirebilir ve uygulamalarını optimize edebilirler. Sonuç olarak, pek çok avantajı sebebiyle hesaplamalı akışkanlar modeli kullanılarak akışın sayısal modellemesi yapılmıştır. Tezde olduğu gibi akış simülasyonları, uygun korozyon kinetiği modelleriyle birleştirilerek, sistem içindeki farklı konumlardaki korozyon hızı tahmin edilebilir. Bu tahminler, korozyonun hızlandığı alanların belirlenmesi ve korozyon kontrol önlemlerinin etkinliğinin değerlendirilmesi için önemlidir. Ayrıca lokalize korozyonun meydana gelme olasılığı hakkında da bilgi sağlayabilir. Simülasyonlar, yerel pH, birikintilerin varlığı ve yerel akış koşulları gibi faktörleri göz önünde bulundurarak oyuk korozyonuna duyarlı bölgeleri tahmin edebilir. Daha ileri çalışmalarla farklı korozyon azaltma stratejilerinin değerlendirilmesi de mümkündür. Örneğin, inhibitörlerin, kaplamaların veya katodik koruma sistemlerinin etkinliği, uygulamaların simüle edilmesi ve ortaya çıkan korozyon davranışının analiz edilmesiyle değerlendirilebilir [141-143].

3.6.2. ANSYS Fluent'te HAD analizi

Endüstride korozyon hızını tahmin etmek için kullanılan klasik yöntemler hem maliyetli hem de uzun zamanda sonuç verir. Operasyon baskısı altında olan işletmeler daha güvenli, daha ekonomik çözümler geliştirmek zorundadır. Bu sebeple günümüzde korozyon modellemelerinde bilgisayarlar ve HAD kullanımına yönelim vardır. Hesaplamalı akışkanlar dinamiği gerçek koşulların bilgisayar ortamında simüle edilip tasarlandığı bir dizi sayısal yöntemi bünyesinde bulunduran bir programdır. Karmaşık ve büyük modellerin HAD simülasyonlarının hızlı ve düşük maliyetli bir şekilde çözülmesine yardımcı olan Fluent, endüstriyel uygulamalar için aynı ara yüzde türbülans akış, ısı transferi, taşınım ve reaksiyonları modellemek için çözümler üretir, lisanslı bir programdır [143-144]. Bu bölümde ANSYS Fluent yazılımı hakkında genel bilgi verilmiştir, bundan sonraki kısımlarda programın sadece tezle ilgili olan kısımları ele alınmıştır.

Kullanıcı tanımlı fonksiyon (UDF)

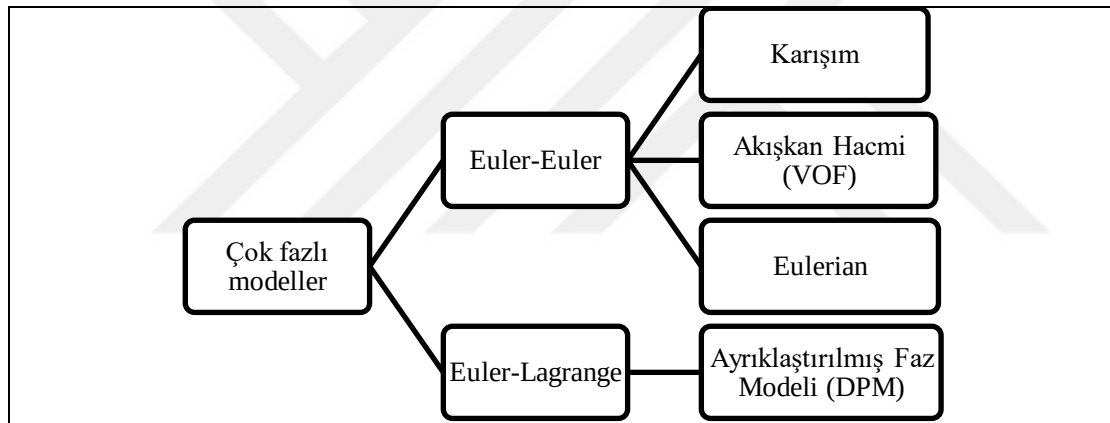
Kullanıcı tanımlı fonksiyon (User Defined Function-UDF) standart özellikleri geliştirmek için ANSYS Fluent'e yüklenebilen bir fonksiyondur. UDF'ler, sınır koşullarını, malzeme özelliklerini veya akış rejiminin kaynak koşullarını tanımlamak ve çözümü başlatmak veya son işlemeyi geliştirmek için de kullanılabilir. Kullanıcılar, işlem sonrası amaçlar için bellek tahsis etmek, parçacık özelliklerini ayarlamak veya çeşitli denklemleri tanımlamak için UDF'leri kullanabilir. Sınır koşulları ve gerekli diğer bilgiler yeni duruma göre özelleştirilmelidir. Denklemler ANSYS Fluent taşınım denklemleri ve diğer tanımlı denklemler ile uyumlu olmalıdır. UDF'ler asenkron olarak da çalıştırılabilir. ANSYS'ten çıkılması halinde ya da yeni bir UDF eklenmesi durumunda iterasyon yapılmalıdır [28]. UDF'ler C ya da C++ programlama dilinde yazılır ve kaynak kodu.c uzantısı ile saklanır. Fluent'te deniz altındaki boru hatlarındaki petrol-su akışını modellemek için kullanılabilirken, tezin yazıldığı sırada CO₂ korozyon modellemesine ilişkin modülü yoktu. Boru çeperinde CO₂ korozyon hızının hesaplanması için kullanıcı tanımlı modellemeye ihtiyaç vardır. Bu sebeple tez için Fluent çözücüsünde kullanıcı tanımlı fonksiyonlar kullanılmıştır. UDF'ler, ANSYS Fluent çözücü verilerine erişen ve diğer istenen görevleri yapabilen ek makrolar ve işlevler ile çalışır. Dört temel Fluent makrosu bulunmaktadır. Bunlar: DEFINE_CG_MOTION, DEFINE_GEOM, DEFINE_MESH_MOTION, DEFINE_SDOF_PROPERTIES olarak sıralanabilir. Bu çalışmada ANSYS Fluent'te talep

olduğunda çalıştırılan UDF'yi belirtmek için kullanılan ve genel amaçlı bir makro olan DEFINE_ON_DEMAND makrosu kullanılmıştır. Malzeme özellikleri kütüphaneden otomatik seçilebileceği gibi elle de girilebilir. Problem fiziksel olarak tanımlandıktan sonra, sıvının özellikleri, akışın laminar veya türbülans oluşu gibi hususlar belirlenir, başlangıç ve sınır şartları çözücüye başlatmak için ayarlanır. Sınır koşulları, Fluent simülasyonlarının kritik noktasıdır, çalışmanın başlangıç ve sınır koşullarının uygun şekilde belirlenmesi önemlidir. Akışkanın sınır yüzeyleri dört kategoriye ayrılabilir: 1. Simetri düzlemi, 2. Giriş tarafı olarak da tanımlayabileceğimiz, gelen akışkanın $x=0$ noktasından yüzeye temas ettiği alan, 3. Ekipmanı temsil eden katı yüzey, 4. Sıvının bölgeyi terk ettiği düzlemsel yüzey. Giriş noktası olan $x=0$ noktasında giriş sınır değerleri esas alınır. Kaymaz duvar koşulunun performansı, duvarlarda iyi tasarlanmış bir ağ gerektirir. En temel varsayım düşey düzlemde akışkan kütlesinin hızının değişmediğinin kabul edilmesidir. Ancak bu durum gerçeğe pek uygun değildir, boru çeperine yaklaştıkça hız değişir. Bu nedenle FLUENT'in değişken şartları hesaplama özelliği kullanılır. Fluent sabit blok şeklinde bir akış yerine çeperlere doğru hız değişimini hesaplayan bir algoritmaya sahiptir. Girişte $x=0$ 'daki etki alanına, FLUENT'in bir VELOCITY INLET sınır koşulu olarak tanımladığı koşul uygulanır. Duvar koşulunda sistemin sabit, kayar olup olmadığı dikkate alınır. Kaymaz duvar koşulunun performansı, duvarlarda iyi tasarlanmış bir ağ gerektirir. Çıkış noktasında PRESSURE OUTLET çıkış basıncı sınır şartları esas alınır. Gösterge basıncı değeri ve türbülans özellikleri programa girilir. Akış bilgileri doğru girilmezse programın yakınsaması gerçekleşmeyebilir. Akışa ilişkin Newtonian veya Newtonian olmayan (sıkıştırılabilir ve sıkıştırılamaz) tercihi yapılır, sınır koşulları belirlenerek bu adım tamamlanır [143-145].

Korozyon hızının hesaplanmasında duvar kayma gerilmesi ana parametre olduğundan, duvara yakın iyi bir çözüm elde etmek önemlidir. Borunun çeperinde sıvı teması sonrası ani değişiklikler olacağı için oluşturulan ağ yapısı kritiktir. Bu çalışmada korozyon hesabının karmaşıklığı sebebiyle pek çok deneme sonrası optimum ağ yapısı kullanılmıştır. Simülasyon öncesi ağ kalitesinin kontrolü de yapılmalıdır. Ağ kalitesini belirlemek için maksimum köşe açısı, çarpıklık, ortogonal kalite, en-boy oranı, Jacobian oranı, çarpıtma faktörü, paralel sapma gibi değerlere bakılır. Çok fazlı akış simülasyonları için en-boy oranı önemli bir faktördür. Izgara topolojisinin en boy oranı, ızgaranın kenarlarının boyutları orandır. 1 en boy oranı ideal bir durumdur, ancak 100 en boy oranlarına kadar makul sonuçlar alınabilir ve borunun ortasındaki ızgara da yeterli noktalara sahip olmalıdır. Mevcut ağ

yapısıyla optimum yapı arasındaki oranı veren çarpıklık sıfır ile bir arasında bir değer alıp, sıfıra ne kadar yakınsa ağ kalitesi o derece yükselir, 0,95 sonrası kötüdür [143-145].

Çok fazlı akışın modellenmesi için bir dizi ticari ve açık kaynaklı HAD kodu geliştirilmiştir. Bunlardan bir tanesi de tezde kullanılan ve ANSYS Inc. tarafından, Şubat 2006'da satın alınan şirketçe geliştirilen ve şirketin isminin verildiği ANSYS Fluent'tir. Tekniğin uygulaması hakkında kapsamlı kılavuzlar vardır. Fluent akışlar için iki ayrı çözüm algoritması sunar: bütünlük ve ayrık. Bununla birlikte çok fazlı akış hesaplamalarını gerçekleştirmek için iki yaklaşım bulunmaktadır: Euler-Lagrange ve Euler-Euler yaklaşımları. Euler-Euler yaklaşımı çok fazlı akış için üç model sunarken, Euler-Lagrange yaklaşımında bir model vardır. Euler yaklaşımı akışı tanımlamak için kullanılırken, Lagrange yaklaşımı parçacıkları da dikkate alır (Şekil 3.38) [143-146].



Şekil 3.38. Çok fazlı akış sayısal hesaplamaları gerçekleştirmek için yaklaşımlar [145]

Euler yaklaşımı NS denklemlerini süreklilik olarak ele alır, akışkan faz için uygulanır, akış özellikleri zamana bağlı hesaplanır. Lagrange yaklaşımı ise çözümü dağınık faza göre yaptığı için dağınık fazda kullanılır. Birleştirilmiş Euler-Lagrange yaklaşımı dağınık fazın ve sıvı fazın kütle, momentum, enerji alışverişi yaparak etkileşimde olduğu durumlarda kullanılır. ANSYS Fluent bünyesindeki serbest yüzey ve çok fazlı akış modelleriyle gaz-sıvı, gaz-katı, sıvı-katı ve gaz-sıvı-katı akışlarının analizi yapılabilir. Euler-Lagrange yaklaşımı için ayrık faz modeli bulunurken, Euler-Euler yaklaşımı için akışkan hacmi (VOF), karışım modeli ve Euler modeli bulunmaktadır. Bu tür problemler için sıvı hacmi (VOF), karışım ve Euler modellerini ve ayrık faz modelini (DPM) sunan ANSYS Fluent, DPM, dağınık fazlar (parçacıklar, damlacıklar veya kabarcıklar) için sürekli faz ile birleştirme dâhil olmak üzere Lagrangian yörünge hesaplamalarını da gerçekleştirir. Bu

çalışmada çalışılan petrol-su akışının homojen olduğu varsayımıyla Fluent akış hacmi metodu ile modellenmiştir. Bu sebeple sonraki kısımlarda sadece VOF modeli ele alınmıştır [143-146].

Akışkan hacmi modeli (VOF)

Birbirine karışmayan iki veya daha fazla faz için kullanılan yöntemde fazlar arasında boşluk bölgeleri olmadığı varsayımı yapılır, böylece her kontrol hacminde, tüm fazların hacim kesirleri (α_k) toplanır (Eş. 3.103) [143-147].

$$\sum_{k=1}^n \alpha_k = 1 \quad (3.103)$$

Her bir akışkanın hacim oranı, hesaplama alanı boyunca izlenir. Yoğunluk ve viskoziteler ise şu şekilde hesaplanır [143-147]:

$$\rho = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \quad (3.104)$$

$$\mu = \sum_{k=1}^n \alpha_k \mu_k \quad (3.105)$$

Her hücrede, su ve petrolün hacim kesirlerinin toplamı birdir. Bu yöntemde üç koşul bulunmaktadır. Eğer α_k , bir hesaplama hücresindeki k'inci fazın hacim oranı ise, α_k 0'a eşit olduğunda, hücrede sıvı olmaz, α_k 1'e eşit olduğunda, hücre sıvıyla doludur, α_k 0 ile 1 arasındaysa hücrede k'inci akışkan ile bir veya daha fazla akışkan türünün karışımından oluşur. Bu nedenle, α_k 'nın değerine göre, değişkenler her bir hesaplama hücresine atanır. VOF modelinde bir tane momentum denklemi vardır. NS olarak bilinen bu denklemlerin bazı kabuller yapılmaksızın çözümü zordur. Boru hatlarında çok fazlı akış NS denklemleri ve süreklilik denklemleri kullanılarak çözülür, VOF modelinde kütle korunumu denklemi Eş. 3.106'da sunulmuştur [143-147]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho) + \nabla(\rho U) = 0 \quad (3.106)$$

Navier-Stokes denklemlerinde etkili viskozite belirlemek için türbülans modellemesi gerekir. VOF modelindeki momentum denklemi çözülür (Eş. 3.107 – 3.108) [143-147].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho U) + \nabla(\rho U U) = -\nabla p + \nabla[\mu(\nabla U + \nabla U^T)] + \rho g + F \quad (3.107)$$

$$\frac{\partial \alpha_G}{\partial t} + U \cdot \nabla \alpha_G = 0 \quad (3.108)$$

İki fazlı petrol su akışı için eşitlikler yeniden düzenlendiğinde petrol su akışında fazların birbirlerine karışmamaları sebebiyle petrol ve su akış oranlarının toplamı bir olur [143-147]:

$$\alpha_o + \alpha_w = 1 \quad (3.109)$$

Navier-Stokes denklemi sıvı-sıvı akışı süreklilik denklemini yönetir. Hız ve basınç alanları, su ve petrol fazları tarafından paylaşılır. Karışımın yoğunluğu ρ_m ve dinamik viskozitesi μ_m , Eş. 3.110 ve 3.111 ile hesaplanır, eşitliklerdeki o ve w indisleri sırasıyla petrol ve su özelliklerini gösterir [143-147]:

$$\rho_m = \alpha_o \times \rho_o + \alpha_w \times \rho_w \quad (3.110)$$

$$\mu_m = \alpha_o \times \mu_o + \alpha_w \times \mu_w \quad (3.111)$$

Tezde hacim oranının değeri α_o , 0'a eşitse hücrelerde benzin/petrol bulunmadığı, 1'e eşitse hücrenin tamamının petrolle dolu olduğu, sıfır ile bir arasında ise hücrenin su ile petrol arasında ara yüzeye sahip olduğu anlamına gelir. VOF gibi çok fazlı analizlerde zaman adımı çok önemlidir. Analizlerde sabit veya “uyarlanabilir” (adaptive) zaman adımı kullanılır. Zaman adımı ise global courant sayısı denen bir boyutsuz parametre gözetilerek ayarlanmalıdır, iyi ve sorunsuz analiz için bu değer 1-2 civarında olması tercih edilir. Bu değer ağ boyutuna, hıza ve hacim oranına bağlı değişir [143-147].

Türbülans akışların modellenmesi

Akış hatlarda ilerlerken farklı bölgeler oluşur. Akışın sayısal olarak modellenmesi için Reynolds sayısı (Re) hesaplanarak akışa ilişkin değerlendirmeler yapılır. Reynolds sayısı, ortalama hız, V_{ort} ; yoğunluk, ρ ; viskozite, μ gibi akışkan özelliklerine ve akışkanın temas ettiği cismin karakteristik uzunluğuna bağlı olarak değişiklik gösterir. Akış Reynolds sayısına bağlı olarak laminar ve türbülans olarak farklı karakteristik özellikler gösterir. Boru hatlarında akış için karakteristik uzunluk çaptır (D). Reynolds sayısı ortalama akış hızına,

viskozite gibi özelliklere bağlı olarak değişiklik gösterir. Reynolds sayısına ilişkin eşitlik Eş. 3.112'de sunulmuştur [148]:

$$Re = \frac{\rho \cdot V_{ort} \cdot D}{\mu} \quad (3.112)$$

Böylece Reynolds sayısına göre akışın laminar veya türbülans olduğuna karar verilmektedir. Reynolds sayısındaki değişim akışın laminardan türbülansa geçişini gösterir. Tezde boru hattı içindeki akışkan, petrol olduğu için Reynolds sayısı API yoğunluğuna, petrolün viskozitesine (μ_p) göre hesaplanmıştır ve hesaplama Bölüm 4'te verilmiştir (Eş. 3.113) [148].

$$Re = \frac{\rho_m V_m D}{\mu_p} \quad (3.113)$$

Dairesel boru içinde akış ilerlerken girdapsız (çekirdek) akış bölgesi, hız sınır tabakası, gelişmekte olan hız profili ve tam gelişmiş akış hız profili oluşur. Dairesel borularda şu şekildedir [148]:

$Re \leq 2300$	laminar akış
$2300 \leq Re \leq 10\ 000$	geçiş akışı
$Re \geq 10\ 000$	türbülans akış

Girişteki girdapsız akış bölgesi, hız profilinin "tam olarak gelişmediği" borunun ilk bölümünü ifade eder. Burası sürtünme kuvvetlerinin ihmal edildiği, hızın sabit olduğunun kabul edildiği bölgedir. Girişe yakın bölgede, borunun merkezindeki akış, boru duvarı ile akışkan arasındaki sürtünmeden etkilenmez. Akış ilerledikçe hız sınır katmanları oluşur, bu bölgede viskozitenin neden olduğu viskoz kayma kuvvetleri etkisini göstermeye başlar ve tam gelişmiş akışa kadar hız gelişerek sabit bir değere ulaşır. Tam gelişmiş akışa kadar olan bu uzunluk *giriş uzunluğu* (L_e) olarak belirtilir. Giriş uzunluğu sonunda, boru boyunca hız modeli (hız profili) nihai şekline ulaştı. Boru hattı, giriş uzunluğuna göre uzunsa, giriş uzunluğu etkisi genellikle ihmal edilir ve hesaplamalar için borunun toplam uzunluğu kullanılır. Ancak giriş uzunluğu toplam boru uzunluğunun önemli bir kısmını oluşturuyorsa, giriş bölgesi için ayrı hesaplamalar yapmak gerekebilir. L_e giriş uzunluğu, Re sayısı bilirse Eş. 3.114-3.115 ile hesaplanabilir [148].

Türbülans akış için ($Re > 4000$),

$$\frac{L_e}{D} = 4,4 \times Re^{1/6} \quad (3.114)$$

Laminar akış için ($Re < 2300$),

$$\frac{L_e}{D} = 0,06 \times Re \quad (3.115)$$

Türbülanslı akışlarda, tam gelişmiş akış meydana gelmesi için giriş uzunluğu, yaklaşık boru çapının 10 katı alınır (Eş. 3.116), böylece akış hat boyunca tam gelişmiş kabul edilebilir [148].

$$L_e/D=10 \quad (3.116)$$

Türbülanslı akışların hız profilinin tahmini zordur, deneysel çalışmalarla tahmini yapılır. Deneysel çalışmalar sonucu elde edilen formüllerin en yaygını *Kuvvet Yasası Hız Profili*’dir (Eş. 3.117) [148]:

$$\frac{\bar{U}}{U_c} = \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{1/n} \quad n = f^{-1/2} \quad (3.117)$$

Eş. 3.117’deki R borunun yarıçapı, r iç çap ve n sürtünme değerine bağlı türbülans üssü, $\bar{U}$ ve w gibi ortalama hız bileşenleri girişte sıfır kabul edildiğinde x bileşeninin anlık hızının zaman ortalamasına bağlı ortalama hız, U_c merkez çizgideki ($r = 0$) $V_{\max}$ hızdır, hem Re hem de sürtünme faktörü f ’ye bağlıdır. f değeri boyutsuz “sürtünme faktörü”dür. Bu hız profili tezde akış boyunca uygulanmayıp sadece girişte özel bir kod ile kullanılmıştır. Hız profili için tezdeki gibi akışın asimetric olduğu durumlarda Eş. 3.118 kullanılır [147, 148]. Ortalama hız $\bar{U}$ hacimsel akıştan Q, Eş. 3.119 ile hesaplanır, r yarıçaptır. Böylelikle merkez hız U_c de hesaplanabilir [148].

$$\frac{\bar{U}}{U_c} = \frac{2n^2}{(n+1)(2n+1)} \quad (3.118)$$

$$Q = \pi r^2 \bar{U} \quad (3.119)$$

Akış boyunca sürtünme faktörü f , *Moody* diyagramından bulunabilir veya farklı eşitliklerle hesaplanabilir. Literatürde sürtünme faktörü için çok fazla sayıda eşitlik bulunmaktadır. Bu çalışmada, Re sayısı 3000 ile 5×10^6 arasında olduğu için düz borularda tam gelişmiş türbülans akışta geçerli olan Petukhov eşitliği (Eş. 3.120) kullanılmıştır [149]:

$$f = [1,82 \times \ln Re - 1,64]^{-2} \quad 3000 < Re < 5 \times 10^6 \quad (3.120)$$

Akıştaki sıcaklığa bağlı akıştan kaynaklanan sürtünme yük kaybı, h_L Darcy Weisbach eşitliğine göre Eş. 3.121 ile hesaplanır [147, 149].

$$h_L(T) = f(T) \frac{L}{D} \times \frac{\bar{U}^2}{2g} \quad (3.121)$$

Eş. 3.121'de L ve D , m cinsinden sırasıyla boru uzunluğu ve çapı, $\bar{U}$ m/s cinsinden sıvının ortalama hızı (Q/A), g yer çekimi ivmesi ($9,81 \text{ m/s}^2$), f sürtünme faktörüdür. Boru hattında sıcaklığa bağlı basınç kaybı ise Pascal cinsinden hesaplanır (Eş. 3.122-3.123) [147, 149]:

$$\Delta P_f(T) = 4f(T) \frac{\Delta L}{D} \rho_m(T) \frac{U^2}{2} \quad (3.122)$$

$$\Delta P_f(T) = \rho_m \times g \times h_L = \gamma \times h_L \quad (3.123)$$

h_L = sürtünme sebebiyle kayıp, m

ρ_m = akışkan yoğunluğu, kg/m^3

g = yer çekimi nedeniyle ivme, m/s^2

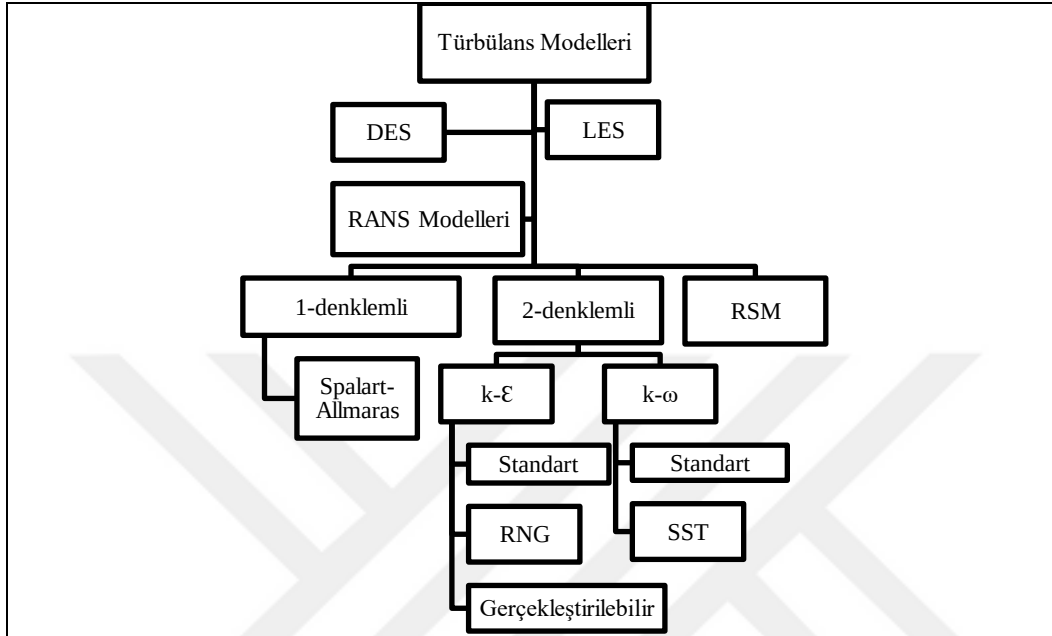
γ = özgül ağırlık, N/m^3

ΔL = boru uzunluğu, m

Eş. 3.123'te yükseklik farkını da dikkate almak için $\rho.g.h$ eklendiğinde güncellenmiş basınç farkı şu şekilde olur [147, 149].

$$\Delta P(T) = 4f(T) \frac{\Delta L}{D} \frac{\rho(T) V^2}{2} + \rho g h \quad (3.124)$$

Hesaplamalı akışkanlar dinamiği aracılığıyla laminar akışlar rahatlıkla çözülebilirken türbülanslı akışların çalkantılı olması sebebiyle çözümü zordur, modelleme yapılır. ANSYS Fluent'te her model yoktur, bulunan modeller Şekil 3.39'da sunulmuştur [146].



Şekil 3.39. ANSYS Fluent'te bulunan türbülans modelleri

Türbülans taşınım denklemi çözülmesi sebebiyle en zahmetsiz şekilde sonuç alınan model Spalart-Allmaras modelidir. Standart k- modellerinde iki taşınım denklemi çözüldüğü için daha çok zaman alır, bununla birlikte standart k-epsilon modeline göre daha fazla terim ele alan RNG modeli, daha fazla zaman ve bilgisayar kapasitesi gerektirir. Kayma Gerilmesi Taşınımı/Shear Stress Transport (SST) k- ω SST modeli ise, iki denklemler türbülans modeli olarak son zamanlarda çok popüler hale gelmiş bir türbülans-viskozite modelidir. Bu modelde, k- ϵ ve k- ω modelleri birleşerek sınır tabaka yaklaşımı ile yüksek Reynolds sayıları için çözüm üretilir. Standart k- ω modeli sıkıştırılır akışlarda uygulanabilirken, k- ω SST modeli uygulanmaz. En gelişmiş model Reynolds gerilme türbülans modeli (RSM) olup taşınım denklemlerini enerji kayıplarını da dikkate alarak RANS denklemlerini hesaplar, bu sebeple daha çok zaman ve bellek gerektirir. Sınır tabakasında k- ω modeli, k- ϵ 'dan performans olarak daha iyidir, çünkü k-epsilon modeli sınır tabakasına yaklaştıkça çözüm sonsuza gider ve yavaşlarken k- ω modeli iyi sonuç verir. Akış geometrisi, zaman gibi birçok parametre türbülans model seçiminde etkilidir. Akış sınırlarındaki büyük zıtlıklar nedeniyle farklı türbülanslar beklenir. Bu sebeple akış boyunca çok fazla akış için türbülans değişimlerine uygun şekilde yanıt verebilen bir türbülans modelinin seçilmesi önemlidir.

Tek fazlı akış uygulamalarının aksine, çok fazlı akış uygulamalarında korozyon çalışılan ve farklı türbülans modellerinin performansını doğrudan karşılaştıran çalışmalar son yıllarda yayımlanmaya başlamıştır. Literatürdeki çok fazlı akış HAD çalışmaları farklı türbülans modelleme yaklaşımlarını kullanmış olsa da, çoğunluğunda seçilen modelin kullanımı için açık bir gerekçe sunulmaz. Bununla birlikte petrol boru hatlarında CO₂ korozyonu hesabıyla ilgili farklı türbülans modellerinin performansının etkisine ilişkin kapsamlı bir değerlendirme literatürde mevcut değildir. Bu nedenle, tezde yatay bir boruda petrol-su akışının simülasyonunda farklı türbülans modellerin değerlendirilmesi de ele alınmıştır. Bu çalışmada en iyi modeli belirlemek için standart k-ε, gerçekleştirilebilir k-ε modeli standart duvar fonksiyonu ve gelişmiş duvar fonksiyonu olmak üzere üç farklı model kullanılarak yatay bir boruda akışının bir dizi simülasyonu gerçekleştirilmiştir. Bu sebeple burada sadece tezde kullanılan modeller ele alınmıştır [146].

Standart k-ε modeli türbülans modellemede kullanılan yaygın bir yaklaşımdır. Türbülans hızı ve uzunluk değerlerini ortaya koyan iki farklı denklemden oluşur. Launder ve Spalding tarafından geliştirilen yarı deneysel model, endüstriyel uygulamalarda türbülans akışlar için oldukça başarılı sonuçlar verir. Standart k-ε modeli tam türbülans akışlarda moleküler viskozite etkisini ihmal edilebilir kabul eder. Eş. 3.125-3.127’de sunulmuştur [144-146]:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (3.125)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \varepsilon u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \left(\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} + (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (3.126)$$

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.127)$$

Eşitliklerde geçen ρ , t , x , u , μ ve μ_t sırasıyla sıvının yoğunluğunu, zamanı, konum koordinatı, hız vektörünü, moleküler viskoziteyi ve türbülans viskozitesini tanımlamaktadır. ρk ve $\rho \varepsilon$ terimleri sırasıyla k ve ε ’nın üretimini ve dağılımını temsil eder. σ_k ve σ_ε sabitleri, modelin duvar yakınındaki ve serbest akıştaki davranışını belirleyen model sabitleridir. C_1 ve C_2 sabitleri aynı zamanda türbülans yoğunluğunun yüksek olduğu bölgelerde modelin davranışını kontrol eden model sabitleridir. Model sabitleri $C_{1\varepsilon}$, $C_{2\varepsilon}$ ve C_μ ise aşağıda verilmiştir [144-146].

$C_{1\varepsilon}=1,44$, $C_{2\varepsilon}=1,92$, $C_\mu=0,09$ ve Dispersiyon Prandtl Sayısı: 1,0, Duvar Prandtl Sayısı: 1,3

Gerçekleştirilebilir k-ε modeli, k-ε modelinin türbülant akışa yeni bir uyarlamasıdır. Güncellenmiş modelde türbülant viskozitenin yeni bir formülasyonu ve taşınım denkleminde dağılma hızı için yeni bir yaklaşım sağlanmıştır. Özellikle dönme, sirkülasyon ve ters basınç gradyanı gibi etmenlerin olduğu durumlarda, bu modelle jet yayılım hızının tahmin başarıları artmıştır. Gerçeklenebilirliği sağlamak amacıyla bu modelde C_μ kullanılmıştır. C_μ ortalama hız ve deformasyon için daha hassas bir hale getirilmiştir. Bu yaklaşım deneylerle de test edilmiştir. Kırılma ve rotasyon gibi düzensiz durumlarda model standart yaklaşımlara nazaran çok iyi performans verir. Geleneksel modellerin kısıtlarını gözetken gerçekleştirilebilir k-ε modeli, yeni bir eddy viskozite formülü ve vortisitenin dinamik ortalama karesinin dalgalanma denkleminde dayanan bir dağılım denklemi kullanır. Bununla birlikte, model, hem dönen hem de sabit akış bölgelerini içeren alanlarda fiziksel olmayan türbülant viskoziteleri gösterir, bu da modelin çoklu referans çerçeve sistemlerinde uygulanmasında dikkatli olunması gerektiği anlamına gelir. Bu kısıtlamaya rağmen, model tekli dönen referans çerçeve sistemlerinde büyük bir başarı sergilemiştir. Eşitlikler 3.128-3.129'da sunulmuştur [144-146]:

$$u^2 = \frac{2}{3} k - 2v_t \frac{\partial U}{\partial x} \quad (3.128)$$

$$\frac{k}{\varepsilon} \frac{\partial U}{\partial x} > \frac{1}{3C_\mu} \approx 3,7 \quad (3.129)$$

k ve ε için momentum eşitlikleri Eş. 3.130 ve 3.131'de verilmiştir [144-146]:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (3.130)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \varepsilon u_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_{1\varepsilon} S_\varepsilon - \rho C_{2\varepsilon} \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{v\varepsilon}} + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b + S_\varepsilon \quad (3.131)$$

Eşitliklerde geçen ρ , t , x , u , μ ve μ_t sırasıyla sıvının yoğunluğunu, zamanı, konum koordinatı, hız vektörünü, moleküler viskoziteyi ve türbülans viskozitesini tanımlamaktadır. ρk ve $\rho \varepsilon$ terimleri sırasıyla k ve ε 'nin üretimini ve dağılımını temsil eder. σ_k ve σ_ε sabitleri, modelin duvar yakınındaki ve serbest akıştaki davranışını belirleyen model sabitleridir. C_1 sabiti aynı

zamanda türbülans yoğunluğunun yüksek olduğu bölgelerde modelin davranışını kontrol eden model sabitidir, Eş. 3.132 – 3.143 ile hesaplanır [144-146].

$$C_1 = \max \left[0,43, \frac{\eta}{\eta+5} \right] , \quad \eta = S \frac{k}{\varepsilon}, \quad S = \sqrt{2S_{ij}S_{ij}} \quad (3.132)$$

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.133)$$

$$C_\mu = \frac{1}{A_0 + A_s \frac{kU^*}{\varepsilon}} \quad (3.134)$$

$$\widetilde{\Omega}_{ij} = \Omega_{ij} - 2\varepsilon_{ijk}W_k \quad (3.135)$$

$$U^* \equiv \sqrt{S_{ij}S_{ij} + \Omega_{ij}\Omega_{ij}} \quad (3.136)$$

$$\Omega_{ij} = \widetilde{\Omega}_{ij} - \varepsilon_{ijk}W_k \quad (3.137)$$

$\widetilde{\Omega}_{ij}$, ω_k değeriyle temsil edilen açısal hız ile dönen bir referans çerçevesi etrafında tespit edilen genel dönüş hızı tensörünün yaklaşık işaretini belirtmektedir [144-146].

$$A_0 = 4,04 \quad A_s = \sqrt{6} \cos \emptyset \quad (3.138)$$

$$\emptyset = \frac{1}{3} \cos^{-1}(\sqrt{6}W), \quad W = \frac{S_{ij}S_{jk}S_{ki}}{S^3}, \quad S = \sqrt{S_{ij}S_{jk}}, \quad S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_j}{\partial x_i} + \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) \quad (3.139)$$

Model sabitleri ise şunlardır [144-146]:

$C_{1\varepsilon}=1,44$, $C_{2\varepsilon}=1,9$ Dispersiyon Prandtl Sayısı: 1,0, Duvar Prandtl Sayısı: 1,2

Kullanılan standart k- ε ve gerçekleştirilebilir k- ε modellerindeki sabitler k türbülans kinetik enerji, m^2/s^2 ; ε türbülans dağılım hızı, m^2/s^3 , l türbülans uzunluğu, m'dir. Türbülans kinetik enerjisi k ve yayılma hızı ε 'nin başlangıç değerleri Eş. 3.140-3.142 ile hesaplanır [144-146].

$$k = \frac{3}{2} (IU_{ort})^2 \quad (3.140)$$

$$\varepsilon = C_{\mu}^{3/4} \times \frac{k^{2/3}}{l} \quad (3.141)$$

$$l = 0,07 \times D_H \quad (3.142)$$

Fluent kullanıcı kılavuzuna (2008) göre, tam gelişmiş akış için türbülans yoğunluğu, Reynolds sayısı ile ilişkilidir, Eş. 3.143'e göre hesaplanır [144-146]:

$$I \equiv \frac{\sqrt{\frac{2}{3}k}}{U_{ort.}} \cong \frac{0,16}{Re^{-1/8}} \quad (3.143)$$

ANSYS Fluent'te duvara yakın bölgeyi modellemek için iki yaklaşım vardır; duvar fonksiyonları ve duvara yakın bölgelerin modellenmesi. İlki viskoziteden etkilenen duvar ile türbülanslı katmanı birbirine bağlamak için tüm sınır tabakasını çözmeden duvarın yakınında uygun koşulların dayatıldığı yarı deneysel formüllerin kullanılmasıyla yapılır. Bu yaklaşım, yüksek Reynolds sayısına sahip hafif petrol akışları için seçilir. İkincisi, viskoziteden etkilenen katmanlarda çok ince bir ağ kullanılarak tüm sınır tabaka profilinin ayrıntılarının çözülmesidir. Bu yaklaşım, sınır tabakası nispeten kalın olduğu için ağır petrol için geçerli olan düşük Reynolds sayılı akışlar için uygundur. Türbülans akışta duvara yakın bölgede varyasyonlar en büyük değeri aldığından ve bağımlı değişkenlerin çokluğu sebebiyle, duvardaki denklemleri çözmek zordur, bu sebeple sık ağ kullanılır. Duvara yakın uygulamalarda üç tip duvar fonksiyonu bulunmaktadır: standart, ölçeklenebilir ve genişletilmiş duvar fonksiyonu. *Standart duvar fonksiyonu*, ilk hücre viskoz alt katman içine yerleştirilemediği ve logaritmik katman bölgesinde bulunduğu durumlarda kullanılabilir. Yüksek Reynolds sayısına sahip akışlarda doğru tahminler sağlar. Bunun için y^+ değerinin 30 ile 300 arasında olması gerekir ($30 < y^+ < 300$). Şiddetli basınç gradyanı ve kuvvetli akışlar olduğunda standart duvar fonksiyonları doğru bir tahmin yapamaz. Böyle durumlarda *ölçeklenebilir duvar fonksiyonu* kullanılır. Yine y^+ değeri aynı koşulları sağlamalıdır. *Gelişmiş duvar fonksiyonu* ise viskoz alt katmanda değerler elde edilmek istendiğinde kullanılır. İlk hücre viskoz alt katman içinde yer almalı ve y^+ 1'den küçük olmalıdır ($y^+ < 1$). Karmaşık yapıdaki geometriler söz konusu olduğunda y^+ 5'e kadar çıkabilir ($y^+ < 5$). Duvar yakını boyunca türbülanslı korozyonu hesaplamak için duvar yakınında düşük Reynolds sayılı (Low Reynolds Number - LRN) türbülans modelleri kullanılması ve uygun bir ağ yapısı gerekir [144-146].

Modelin doğrulanması

Model geliştirmede önemli bir aşama, elde edilen sonuçların mantıklı olmasının ve CO₂ korozyonunun hesaplanmasının etkili şekilde temsilinin sağlanması için modelin doğrulanmasıdır. HAD modellemesinde sonuçların doğruluğundan emin olunması önemlidir. HAD sonuçlarının deney sonuçları ya da mümkünse sayısal çözümlerle karşılaştırılması yapılır. Sağlama ve doğrulama yapılması, sonuçların doğruluğunun kontrol edilmesi için kullanılır, böylelikle modelin gerçek hayatla ne kadar uyumlu olduğunun teyidi yapılır. Doğrulama, tasarlanan modelle yapılan hesaplamaların uyumlu olup olmadığını gösterir. Aynı zamanda yapılan hesaplamaların ilerde kullanılıp kullanamayacağına ilişkin fikir verir. Doğrulama iterasyon yakınsaması, tutarlılık, ağ yakınsaması gibi farklı şekilde bu işlem gerçekleştirilir [144-146].

Değerlendirme kriterleri

Sayısal bir simülasyonda elde edilen sonuçlar doğruluk, zaman gereksinimi ve sayısal kararlılık olmak üzere üç kritere göre değerlendirilir. Sonuçların doğruluğu, akışa ilişkin değerlere bakılarak yapılır. Zaman gereksinimi simülasyonun, yakınsama için ihtiyaç duyduğu süreyle ilişkilidir, işlemle doğru orantılı olmak kaydıyla kısa sürede yakınsarsa iyi, uzun sürede yakınsarsa kötü olarak değerlendirilir. Üçüncü kriter sayısal kararlılık, yani sonuca yakınsamasıdır. Yakınsamayı incelenmesi hücre sayısı değiştirilerek farklı simülasyon çalışmalarıyla yapılır. Doğru olması için değerlerin doğru girilmesi gerekir. Çözücü, yakınsama yaparak yakın değere ulaşana kadar çalışır, zaman adımı son derece önemlidir, tüm zaman ölçeklerinin model tarafından yakalanmasını sağlamalıdır [144-146].

3.7. Petrol Boru Hatlarında CO₂ Korozyonu Risk Değerlendirmesi

Deniz tesislerine erişimin zor olması nedeniyle bu tesislerin gözetimi, kontrolü, incelenmesi çok kolay olmayabilir. Deniz tesisleriyle ilgili temel endişeler, beklenmedik veya yıkıcı arızalardan kaynaklanabilecek büyük kazaların engellenmesi ve hidrokarbon sızıntılarının önlenmesi gibi bir dizi proses güvenliği unsurunu içerir. Fark edilmeyen risk ya da aşınma büyük zararlara yol açabilir. Gönüllü hidrokarbon salınım programında 1997 yılına kadar olan kayıtlar Sağlık ve Güvenlik Kurulu, HSE (İngiltere) tarafından toplandı. Ekim 1992 ile Mart 1997 arasında kaydedilen hidrokarbon salınımlarının %12'si (yılda ortalama 28)

korozyon/erozyon olaylarından kaynaklanmıştır, bu veriler korozyonu yönetmenin ve bütünlük kaybının önlenmesinin önemini vurgulanmaktadır. HSE verilerine göre en büyük arıza %22 ile sızdıran contalardan kaynaklandı, ikinci ana neden ise %21 ile korozyon/erozyondur. Korozyonla ilgili arızaların %73'ü boru hatlarında meydana gelirken, kazan ve tanklarda bu oran %2'nin altındadır. Tanklardaki korozyon kaynaklı sızıntıların sonuçları daha fazla olmakla birlikte deniz boru hatlarında korozyonu takip etmek oldukça zordur [140]. Bu riskleri en aza indirmenin yolu koruyucu ve önleyici önlemleri olabildiğince etkin kullanmaktan geçer. Bu kapsamda risk analizi büyük önem arz eder. Bu sebeple risklerin ele alınması, risklerin değerlendirilmesi ve kontrol edilmesi için endüstri standart prosedürlerinin kullanılmasını gerektirir. Örneğin, NACE korozyon veri araştırması raporlarında korozyon hızı dört seviyede değerlendirilir [27, 149, 150]:

- 2 mil (0,05 mm)/yıl'dan az
- 2-20 mil (0,05- 0,508 mm)/yıl
- 20-50 mil (0,508-1,27 mm)/yıl
- 50 mil (1,27 mm)/yıl'dan fazla

Revie ve Uglig [43], ise korozyon hızını, üç seviyede ele alır:

- <0,15 mm/yıl (<0,005 ipy veya <5,9 mil): Bu kategorideki metallerin kritik parçalar (örn. valf yuvaları, pompa milleri ve iticiler) için uygun oldukları ölçüde iyi korozyon direnci.
- 0,15-1,5 mm/yıl (0,005-0,05 ipy veya 5,9-59 mil): Bu değerdeki metaller kategorisi, daha yüksek bir korozyon hızı tolere edilebiliyorsa tatmin edici bir performansa sahiptir (örn. tanklar, borular, vana gövdeleri ve cıvata başları).
- >1,5 mm/yıl (>0,05 ipy veya >59 mil): Deniz Yapıları için Korozyon Kontrolü

Korozyon risk değerlendirmesi (CRA), işletme koşulları ve kullanılan malzemeler gibi faktörleri dikkate alır ve hayati öneme sahiptir. Korozyon risk değerlendirmesinden elde edilen bulguları içeren Risk Dayalı Muayene (RBI) işlemleri yapılır ve muayene faaliyetlerini planlamak için kullanılır; böylece risk en aza indirilir, zamanlamalar optimize edilir ve uygun muayene yöntemleri seçilir. Bu bölümde tüm risk yöntemleri ele alınmayıp, sadece tezde kullanılan RBI uygulaması için genel bir bilgi verilmiştir.

3.7.1. Korozyon riskinin analizi

Risk analizi yaparken ilk olarak riskin tanımlanması gerekir. Riskin tanımlanması ve ağırlığının belirlenmesinde çok çeşitli metotlar vardır. Bu analizin yapılabilmesi için tesisle ilgili aşağıdaki verilere benzer verilerin ortaya koyulması gerekir [27, 149, 151].

- Ekipman cinsi/ Malzeme türü
- Kaplama, yalıtım bilgileri
- Akışkan yapısı, içeriği, boru içi ortamı korozyon oluşturma yatkınlığı
- Korozyona doğrudan etki eden sıcaklık, basınç, pH gibi işletme şartları
- Malzeme kullanım süresi
- Güvenlik bariyerleri ve bunların tamamının etkisiz hale gelme ihtimali
- Malzeme değişim/tamir süreleri

Bilgiler değerlendirilerek PTA, HAZOP gibi tekniklerle korozyon neticesinde bir arıza olup olmayacağı puanlanır. Bu puanlamada olayın olma ihtimali 1 (çok düşük) ile 5 (çok yüksek) arasında derecelendirilir. Elde edilen ortalama puan, risklerin gerçekleşme olasılığını temsil eder. Öte yandan, korozyon başlı başına bir arıza sebebi olmasa da arızaya yol açacak aksaklıkların oluşmasında asıl sebep olabilir. Yapısına uygun basınca dayanabilen malzeme, korozyon sonucu zayıflayabilir ve üretim standartların altındaki bir basınçta sızıntıya sebep olabilir. Korozyon malzeme yapısına bağlı olarak bölgesel olabileceği gibi ortam yapısından kaynaklı hat boyunca da yaşanabilir. Riskin analizi için bu durumların göz önünde bulundurulması gerekir. Korozyon sonucu yaşanabilecek bazı kritik arızalar şunlardır: [149, 151]:

- Çatlak/ Sızıntı
- Yırtılma/Yarılma

Korozyon yönetim sistemi kapsamında hasar mekanizması incelemesi yapılır. Hasar mekanizması belirlendikten sonra hasara duyarlılık ve beklenen hasar oranları tespit edilir. Hasarın tespit edilmesinde geçmiş denetim kayıtları önemlidir. Böylelikle gelecekteki bozulma oranı ve arızaya neden olacak tahmini tarih belirlenebilir. Bu hasarın olma olasılığı ile bütünlük kaybı sonucu oluşabilecek patlama, yangın gibi istenmeyen sonuçlar

değerlendirilir. Risk arıza olasılığı ve arıza sonucuna göre belirlenir. Çizelge 3.18’de korozyon hasar mekanizması bulunmaktadır [149].

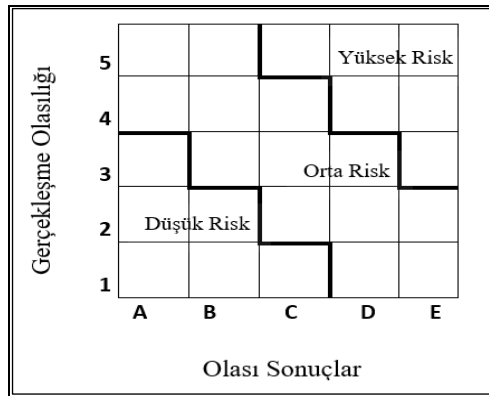
Çizelge 3.18. Korozyon hasar mekanizması [149, 151]

Hasar tipi	Tanım
Bölgesel ya da Genel İncelme	Çukurlaşma galvanik korozyon gibi nedenlere metal yüzeydeki metal kayıplardır.
Yüzeye Bağlı Çatlak	Stres korozyonu Klorür, kostik, sülfid, aminler vb. ile çatlama Korozyon Yorulma
Sıvı Metal Kırılabilirliği	Yüzey altı çatlama Hidrojen kaynaklı çatlama ve kabarcıklanma, hidrojen gevrekleşmesi gibi varyasyonları.

Olası risklerin tespitinin yanı sıra bu risklerin gerçekleşmesi halinde sonuçlarının irdelenmesi gerekir. Sonuçların ciddiyeti A en az zarar, E en fazla zarar olmak üzere derecelendirilir. Sonuçlar değerlendirilirken aşağıda bazıları verilen hususlar dikkate alınır [151]:

- Boru hattındaki sıvının cinsi (İnsan ve çevre sağlığına etkileri)
- Sızıntı halinde ortama yayılacak sıvı miktarı
- Sızıntı halinde ortaya çıkabilecek ölüm, yaralanma gibi riskler
- Civarında çalışan personel sayısı
- Sızıntı halinde çevrede oluşabilecek zararlar ve bu zararların bertaraf edilebilme maliyeti
- Yaşam alanlarına yakınlık

Risklerin gerçekleşme olasılığı ile sonuçlarının büyüklüğü ikili matris şeklinde tabloya aktarılır (Şekil 3.40) [151].



Şekil 3.40. Risk matrisi 5x5 [151]

Elde edilen noktaların ağırlıklı ortalaması risk analizinin sonucunu ortaya koyar. Risk tabloları çeşitli şekillerde olabilir, iş yerleri kendilerine özgü tablolar hazırlayabilirler. Şekil 3.40'da riskler düşük-orta-yüksek risk olarak 3 bölgeye ayrılarak tablo örnek olarak sunulmuştur. Riskin büyüklüğü ağırlıklı ortalamanın denk geldiği bölgeye göre değerlendirilir. Risk metodları belirli bir alandaki tüm bireysel risklerin toplamını belirlemek için nicel bir analiz kullanır. Bunlar güvenlik, potansiyel çevresel riskler ve ekonomik/iş faktörlerini içerebilir. Sıklık bileşeni normalde güvenlik, sağlık ve çevresel hususlar için yıllık potansiyel hasar alanı ve iş kesintisi için yıllık potansiyel dolar kaybı (yani tesisin kapanması, ek bakım vb.) olarak ifade edilir [149, 151].

3.7.2. Hata modu, etki ve kritiklik analizi (FMECA)

Hata Modu, Etki ve Kritiklik Analizi (FMECA) analizi riski değerlendirmek için kullanılan yöntemlerden biridir. Güvenlikle ilgili konularda risk temelli bir yaklaşım benimsemesini gerektirir. Ekipman risk değerlendirmesi olan FMECA algılanan riskleri ciddiyet sırasına göre sıralar. FMECA deniz petrol boru hatlarının ve ilgili diğer ekipman bileşenleri gibi proses ekipman arızalarını dikkate alıp bu arızaların sonuçlarının ciddiyetine göre hangilerinin kritik olduğunu ortaya koyar ve sıralama yapar. Arıza modu, operasyonel (ve kazara) yükler üzerindeki hasarın birleşimidir. Korozyon bir arıza nedeni değildir, ancak bir arıza moduna katkı sağlar [22, 23, 151].

Arıza modu:

- Yerel sızıntı
- Boyuna/ enine yırtılma
- Çökme veya burkulma

Korozyon hasarı:

- Homojen korozyon ve erozyon
- İzole çukurlaşma
- Akış kaynaklı lokal korozyon ve erozyon (mesa-korozyon)
- Boyuna ve enine çatlama
- Boyuna ve enine kanal açma (kaynak korozyon)

Yükler:

- Basınç (iç ve dış)
- Kuvvetler (çekme / çember gerilmeleri, sıkıştırma, eğilme / burulma)
- Darbeler (çarpışmalar, düşen nesneler)

Arıza kritikliğinde her birinin ciddiyetini tahmin etmek için potansiyel arızalar incelenir. Güvenlik açısından arıza etkisi, performans azalması, toplam işlev kaybı ve çevresel tehlikeler dikkate alınır. Arıza etkisi potansiyel arızalar, hatanın olası etkilerini belirlemek için değerlendirilir. Proses performansı ve bileşenlerin birbirleri üzerindeki etkilerini gösterir. Arıza modu en olası arızaları belirlemek için kullanılan operasyonel koşullardaki beklenen arıza modları ve hasar mekanizmalarıdır. Analiz, her bir arıza modunun meydana gelme olasılığının (P), şiddeti (S), arızanın tespit edilmesini (D) içerebilir. Arızanın tespiti kabul edilemez risklere sahip olduğu düşünülen tesis veya prosesler veya riskler düşük kabul edilebilir. Bu yaklaşım, korozyonu değerlendirmek için endüstri tarafından geliştirilebilir ve kullanılan çeşitli ticari yazılım tabanlı sistemlerin temelini oluşturmaktadır. Yöntemde ilk olarak Eş. 3.144 ile kritiklik indeksi (C) hesaplanır, bu hesap yapılırken Çizelge 3.19'daki olasılık (P), şiddet (S), tespit etme (D) değerleri kullanılır [27, 151].

$$C = P \times S \times D \quad (3.144)$$

Çizelge 3.19. Güvenlik sınıfı [27]

Olasılık (P)	Oluşma olasılığı düşük-----oluşması kesin									
Şiddet (S)	Düşük-----toplam hata, güvenlik tehlikesi									
Tespit (D)	Kolaylıkla tespit edilebilir-----tespit edilemez									
Derecelendirme değeri (C)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

Çizelge 3.19'daki "Safety Class" terimi, bir tesisin veya sistemin güvenlik seviyelerini belirlemek için kullanılan bir kavramdır. Genellikle endüstriyel veya mühendislik alanlarında, özellikle risk yönetimi ve tasarım süreçlerinde kullanılır. Güvenlik sınıfı bir sistemin veya tesisin önemi ve risk seviyesine bağlı olarak belirli bir güvenlik düzeyini ifade eder. Her tesis veya sistem, sahip olduğu risklere ve etkilere bağlı olarak farklı güvenlik sınıflarına ayrılabilir. Bu sınıflandırma, tasarım, inşaat ve işletme süreçlerinin daha etkili bir

şekilde yönetilmesine yardımcı olur. Örneğin, nükleer enerji santralleri gibi yüksek risk taşıyan tesisler, farklı güvenlik sınıflarına ayrılabilir. Birinci güvenlik sınıfı, en yüksek güvenlik seviyesini ifade eder ve çoğunlukla nükleer güvenlik gibi kritik konuları içerir. Diğer taraftan, daha düşük risk taşıyan bir endüstri tesisinin güvenlik sınıfı daha düşük olabilir. Güvenlik sınıfının belirlenmesi, risk analizi, tasarım ve işletme stratejilerini daha etkili bir şekilde yönlendirmek amacıyla yapılır. Özellikle karmaşık ve kritik sistemlerin tasarımında, her bir bileşen veya alt sistem için belli bir güvenlik seviyesi belirlemek önemlidir. Bu kavram, endüstri standartları, düzenlemeler ve tasarım rehberleri içerisinde yer alabilir. Her endüstri veya sektör kendi ihtiyaçlarına göre bu kavramı kullanabilir ve tanımlayabilir. Güvenlik sınıflarının belirlenmesi, proje yönetimi ve risk yönetimi süreçlerinin bir parçası olarak dikkate alınmalıdır. Değerlendirilen ekipmanın kritiklik indeksi aralığı ise yıllık arıza olasılığı dikkate alınarak yüksek orta ve düşük olmak üzere üç güvenlik sınıfına göre değerlendirilir (Çizelge 3.20).

Çizelge 3.20. Kritiklik indeksi aralığı [27]

Güvenlik sınıfı	Yıllık arıza olasılığı
Yüksek	$<10^{-3}$
Orta	$<10^{-4}$
Düşük	$<10^{-5}$

3.7.3. Risk temelli denetim (RBI)

İş yerlerinde korozyonla mücadelede zamana, mevcut duruma, sonuca ve riske dayalı dört tip muayene/denetim uygulanır. Zamana dayalı muayene, belirli noktaların düzenli aralıklarla incelenmesini içerir ve muayene kapsamı ile zaman aralığı varlığın yaşına ve korozyon riskine bağlı olarak ayarlanır. Duruma dayalı muayene, ekipmanın durumunu ve bozulma hızını dikkate alarak muayene aralığını belirler. Sonuca dayalı muayene, başarısızlığın sonuçlarına göre muayene kapsamını belirler ve daha tehlikeli maddelerin daha sık ve kapsamlı muayeneler gerektireceği kabul edilir. Risk temelli muayene ise korozyon başarısızlığını önceden engelleme yeteneğini artırmak için olasılık ve sonuçları dikkate alarak muayene kapsamını belirler. Risk temelli denetim (RBI), ekipmanın gerçek hasar durumuna ve buna yol açan dinamiklere ilişkin belirsizlikleri azaltmak amacıyla genellikle tahribatsız muayene (NDT) aracılığıyla denetimle ilgili faaliyetleri önceliklendirmek için kullanılabilir. Ortaya çıkan denetim planı, bir varlığın denetiminin

türünü ve zamanlamasını ana hatlarıyla belirtebilir. Bu kavram, bir ekipmanın ne kadar kritik olduğunu belirlenmesine karar vererek muayene ve bakım kaynaklarını en etkili şekilde yönetmeyi amaçlar. Genel olarak risk yönetimi ve güvenlikle ilgili olup, enerji endüstrisi ve özellikle petrol ve gaz sektöründe kullanılır. Det Norske Veritas - Germanischer Lloyd (DNV GL) tarafından yayımlanan RP-G101, "Risk Management of Shale Oil and Gas Developments" (Şeyl Petrolü ve Gaz Geliştirmelerinin Risk Yönetimi) başlıklı bir rehberdir. Bu rehber, şeyl petrolü ve gaz projelerinde risk yönetimi süreçlerini ele alır. Özellikle, rehber, işletmelerin bu tür projelerde karşılaşılabilecekleri riskleri anlamalarına, değerlendirmelerine ve yönetmelerine yardımcı olmayı amaçlar. RP-G101, risk analizi ve değerlendirmesi, güvenlik kültürü, operasyonel mükemmellik ve çevresel etki gibi konulara odaklanarak endüstri normları ve en iyi uygulamaları içerir. Bu rehber, projelerin planlama, inşa ve işletme aşamalarında risklere karşı proaktif bir yaklaşım benimsemeyi hedefler [22, 23].

RBI (Risk Temelli Denetim), risk tabanlı muayene anlamına gelir. Bu kavram, endüstriyel ekipman muayene ve bakım stratejilerini belirlerken risk değerlendirmelerine dayanır. RBI, belirli ekipmanın veya sistemlerin ne kadar kritik olduğunu belirleyerek, muayene ve bakım kaynaklarını en etkili şekilde yönetmeyi amaçlar. Bu iki kavram, genel olarak risk yönetimi ve güvenlikle ilgili olup, enerji endüstrisi ve özellikle petrol ve gaz sektöründe kullanılır. RP-G101, risk yönetimi süreçlerine genel bir bakış sunarken, RBI, ekipman ve tesis muayene stratejilerinin belirlenmesinde daha spesifik bir yaklaşım sunar. RBI, riski, risk faktörlerini ve ekipmanın yaşam döngüsünün neresinde olduğunu belirlemek ve anlamak için kullanılır. API standartları, genellikle hidrokarbon endüstrisine odaklanmasına rağmen, benzer risk rehberliği sağlayan benzer standartlar hidrokarbon olmayan endüstriler için de mevcuttur. API, RBI için Önerilen Uygulama (API RP 580), bir grup endüstriyel sponsor adına Det Norsk Veritas tarafından geliştirilmiştir. Endüstriyel tesislerdeki ekipmanın risk temelli muayenesi için genel prensipleri ve yönergeleri belirleyen API RP 580 standardı, "Risk-Based Inspection (RBI) - Risk Temelli Denetim" olarak adlandırılır. API 580, petrokimya, petrol ve gaz, enerji üretimi ve diğer endüstrilerdeki tesislerde kullanılan ekipmanların muayene ve bakım stratejilerini belirlerken risk tabanlı bir yaklaşım benimsemeyi amaçlar. Bu standart, ekipmanın kritikliği, işletim koşulları, malzeme özellikleri ve diğer faktörleri değerlendirerek, muayene ve bakım kaynaklarının etkili bir şekilde kullanılmasına yardımcı olur. API 580, güvenlik ve tesis bütünlüğünü sağlamak adına endüstri standartlarına uygun bir risk tabanlı muayene programının uygulanmasını

destekler. Tesis sahipleri, işletmecileri ve muayene profesyonelleri tarafından kullanılan bir rehber olarak kabul edilir. API 580 standardının temel unsurları şunlardır [22, 152].

1. Risk Analizi ve Değerlendirme: Ekipmanın potansiyel riskleri değerlendirilir. Bu riskler, işletmeye, çevreye ve insan güvenliğine yönelik olabilir.
2. Kritik Ekipman Belirleme: Tesis içindeki kritik ekipmanlar belirlenir. Bu ekipmanlar, işletmenin sürekliliği, güvenliği veya çevresel etkiler açısından daha büyük bir risk taşıyan ekipmanlardır.
3. Muayene ve Bakım Stratejileri: Ekipmanın kritikliğine ve potansiyel risklere dayalı olarak muayene ve bakım stratejileri geliştirilir. Bu stratejiler, düzenli muayeneler, testler veya bakım aktivitelerini içerebilir.
4. Dokümantasyon ve Kayıt Tutma: Elde edilen veriler ve yapılan değerlendirmeler düzenli olarak belgelenir ve kayıt altına alınır.

API RP 580, hasar mekanizmaları, hasar modları ve arıza modları için kapsamlı tanımlar sağlar. Bu terimler arasındaki farkı anlamak, RBI süreci boyunca önemlidir. Hasar mekanizmaları, malzemenin durumuna veya mekanik özelliklerine zarar verecek şekilde mikro ve/veya makro malzeme değişikliklerine neden olan süreçlerdir. Bunlar genellikle artımlı, birikmiş ve bazı durumlarda kurtarılamaz niteliktedir. Korozyon, stresli korozyon çatlaması, sürünme, erozyon, yorulma, kırılma ve termal yaşlanma gibi yaygın hasar mekanizmaları bulunur. Bu mekanizmaların anlaşılması, olası hasarların analizi, uygun denetim aralıklarının ve tekniklerinin seçimi ve hasar mekanizmalarını azaltacak veya ortadan kaldıracak kararların alınması için gereklidir. Arıza modları, bir ekipmanın arızalanma şeklini tanımlar. Örneğin, arıza modu basınçlı bir ekipmanın bütünlük kaybı, küçük delinme, çatlak veya kopma olabilir. Bu modları anlamak, cihazın nasıl arızalanabileceğini belirlemek ve çalıştırma veya onarma kararları almak için önemlidir. Hasar modları ise hasarın fiziksel gösterimidir. Duvar incilmesi, çukurlaşma, çatlama veya kopma gibi hasarlar hasar modları olarak tanımlanır. Hasar mekanizmaları, hasar modları ve arıza modlarını anlamak, ekipmanın bütünlüğü üzerindeki potansiyel etkileri değerlendirmek ve uygun önlemleri almak için önemlidir. Bu analizler, korozyon uzmanları, muayene uzmanları tarafından gerçekleştirilmelidir ve güvenilir verilere dayanmalıdır. Bu şekilde, ekipmanın güvenliği, işlevselliği ve çevresel etkileriyle ilgili riskler azaltılabilir ve kontrol altında tutulabilir. API RP 581, "Risk-Based Inspection Technology - Risk Temelli Denetim Teknolojisi" başlığı altında yayımlanmış, rafineri, petrokimya, kimya ve gaz işleme

endüstrilerinde proses ekipmanları için risk temelli denetim programları geliştirmek ve uygulamak için yönergeler sağlar. Bu standartlar kapsamında RBI genel olarak birkaç adımda gerçekleştirilir [27, 152, 153].

1. Adım: RBI kapsamına alınacak ekipmanın seçilmesi

İlk olarak çok sayıdaki ekipman arasından daha yüksek riski bulunanlar seçilir, böylece detaylı bir RBI analizinden önce, analize dâhil edilecek ekipman belirlenmiş olur. Bunun için 2 x 2 risk matrisi kullanılmaktadır. Arıza olasılığı (PoF) ekipmanın belli bir zamanda arızalanma olasılığını ifade eder. Arızanın Sonucu (CoF) ile birlikte hesaplanan PoF, operatörlerin belirli bir ekipman parçası için risk seviyesini belirlemesine ve hesaplanan riske göre denetim aralıklarını belirlemesine yardımcı olmaktadır. Arıza modu hasar mekanizmasına göre belirlenmelidir. Risk belirlenirken çoklu arıza modları dikkate alınmalıdır. Risk Eş. 3.145 ile ifade edilir [27, 152]:

$$\text{Risk} = \text{Arıza Olasılığı (PoF)} \times \text{Arıza Sonucu (CoF)} \quad (3.145)$$

Risk temelli inceleme için tanımlanan ve yönetilen risk göreceli risktir. Aslında tam olarak tahmin yapmak için gereken verilere her zaman erişilmesi mümkün değildir. Bununla birlikte modellerin iyileştirilmesiyle belirsizlikleri daha iyi anlama imkânı doğmaktadır. Eşitlikteki PoF, ekipmanın duyarlı olabileceği potansiyel hasar mekanizmalarına, genel arıza sıklığına ve yönetim sistemi faktörlerine bakılarak ayrı ayrı ekipman parçaları için hesaplanmaktadır. PoF ve CoF değerleri, risk nitel veya nicel olarak gösterilebilir, çeşitli çizelgeler bulunmaktadır, bu bölümde iş yerinde kullanılan Çizelge 3.21-3.23 ile risk nicel olarak hesaplanmıştır [27, 152].

Çizelge 3.21. Arıza olasılığı (PoF) değerleri [27]

PoF	Açıklama
Önemli	Küçük sızıntı meydana gelebilir.
İhmal edilebilir	İhmal edilebilir sızıntı olasılığı Normal çalışma koşullarında bir sızıntı olmadığı kabul edilir.

Arıza Sonuçları (CoF) ekipman arızası durumunda ekipman, personel, çevre vb. için olası sonuçların gözden geçirilmesi ve sıralanmasıyla hesaplanmaktadır. CoF üç başlıkta Çizelge 3.22'de tanımlanmıştır [27, 153]:

Çizelge 3.22. Arıza sonuçları (CoF) [27]

CoF	Açıklama	Sonuç Kategorileri
Önemli	Yanıcı veya zehirli yüksek basınçlı bir sızıntı meydana gelebilir.	Güvenlik/Personel
	Sızıntı sadece zehirli kirliliğe yol açar.	Çevre
	Sızıntı duruş süresine ve üretim kaybına neden olur.	Ekonomi
İhmal edilebilir	Sızıntı yanıcı, düşük basınçlı veya toksik değildir.	Güvenlik/Personel
	Bir sızıntı sadece toksik olmayan küçük bir kirliliğe yol açar.	Çevre
	Bir sızıntı duruş süresine ve üretim kaybına neden olmaz.	Ekonomi

RBI uygulanacak kritik ekipman risk değerine göre belirlendikten sonra, riskin büyüklüğü açısından değerlendirme yapılır, daha sonra RBI sürecine dâhil edilmeyen ekipman önleyici, düzeltici bakım faaliyetlerine alınmaktadır. [27, 152, 153]. Ekipman seçerken kullanılacak 2x2 risk matrisi Çizelge 3.23'te verilmiştir.

Çizelge 3.23. Risk tablosu (2x2) [27]

O L A S I L I K	Bir sızıntı meydana gelebilir (Önemli)	Denetim veya azaltma kullanılabilir ancak normalde maliyet etkin değildir. Normalde ayrıntılı olarak RBI'ya dahil değildir.	Detaylı RBI Gerçekleştirilecek
	İhmal Edilebilir Sızıntı olasılığı (İhmal Edilebilir)	Çok düşük PoF ve CoF nedeniyle normalde denetim veya hafifletme yapılmaz. Ayrıntılı RBI'ya dahil edilmez.	Normalde yüksek CoF nedeniyle Detaylı RBI yapılır.
		KABUL EDİLEBİLİR	KABUL EDİLEMEZ
SONUÇ			

2. Adım: Detaylı RBI kapsamına alınan kritik ekipmanın değerlendirilmesi

Kritik ekipman için ikinci değerlendirme yapılmaktadır. Detaylı RBI incelemesi olan bu incelemede, risk için puanlama kriterleri kullanılarak, iç korozyondan kaynaklanan PoF Eş. 3.146 ile hesaplanmaktadır [27, 152, 153].

$$\text{PoF (iç korozyon)} = \text{Korozyonun şiddeti} \times \left(1 - \frac{\text{Korozyon kontrol uygunluğu}}{100}\right) \times \text{Denetim faktörü} \times \text{Yaş Faktörü} \quad (3.146)$$

Eş. 3.146'daki risk puanlama kriterleri Çizelge 3.24-3.27'de sunulmuştur:

Çizelge 3.24. PoF risk puanlama kriterleri [27]

Korozyonun Şiddeti				
1	2	3	4	5
CR < 3 mpy	3 ≤ CR < 6 mpy	6 ≤ CR < 9 mpy	9 ≤ CR < 15 mpy	CR ≥ 15 mpy
Korozyon kontrol uygunluğu				
Koruma	Uyumlu	Kısmi uyumlu	Uyumsuz	
İnhibitör	%40	%50	%60	
Kaplama	%40	%50	%60	
Sıyırma	%20	%30	%40	
Yok		% 100		

Korozyon kontrol uygunluğu boru hattının durumuyla ilgilidir. Artık PoF değeri belirlendikten sonra şiddetinin sonuçları da dikkate alınarak Çizelge 3.25'te sunulan risk matrisi (5x5) kullanılarak risk tespit edilir.

Çizelge 3.25. Boru hattının denetim ve yaş faktörü [27]

Metal kaybı	Denetim faktörü (ILI)
Metal kaybı < 20	0,2
20 < Metal kaybı < 40	0,5
40 < Metal kaybı < 60	0,6
40 < Metal kaybı < 60 (çoklu)	0,8
Metal kaybı > 60% - ERF > 1	1
Denetim yok	1
P/L Yaşı	Yaş Faktörü
L ≤ 10	1
10 < L < 20	2
L ≥ 20	3

Detaylı RBI'da kullanılan risk matrisi Çizelge 3.26'da sunulmuştur.

Çizelge 3.26. Risk tablosu (5x5) [27]

RISK		CoF				
		İ	D	O	Y	ÇY
PoF	ÇY	İ	O	Y	ÇY	ÇY
	Y	İ	O	Y	Y	ÇY
	O	İ	D	O	Y	Y
	D	İ	D	O	O	Y
	İ	İ	D	D	O	O
ÇY Çok yüksek risk				D Düşük risk İ İhmal edilebilir risk		
Y Yüksek risk						
O Orta risk						

API 581 Risk Temelli Denetim Teknoloji standardındaki Risk Matrisi 5x5'lik matristir. Riskler yeşil, sarı, turuncu, kırmızı sırasıyla düşük, orta, orta yüksek ve yüksek olmak üzere dört kategoride değerlendirilmektedir. Yüksek riskli bölgeye düşen boru hatları bütünlük seviyelerinin korunması önceliklidir. Bu şekilde risklere göre ekipman sıralanmaktadır (Çizelge 3.27) [153].

Çizelge 3.27. Arıza sonuç matrisi 5x5 [153]

Arıza Olasılığı	5					
	4					
	3					
	2					
	1					
		1	2	3	4	5
		Arıza sonuçları				

Örneğin deniz boru hatlarına ilişkin arıza sonuçları CoF, Çevre, Ekonomi ve İtibar başlıklarının bir fonksiyonu olarak hesaplanabilir. Her bir madde için örnek bir puanlama unsurları ve kriterleri Çizelge 3.28'de sunulmuştur, şirketler kendine göre geliştirebilir [27, 153].

Çizelge 3.28. Arıza sonuç nicel matrisi [27]

Sonuç	1	2	3	4	5
Finansal	<\$ 100 K/	\$100k-\$1m/y	\$1m-\$ 10m/y	\$10m-\$50m/y	\$ 50m/y
Varlık	Maddi olmayan itibar etkisi	İtibar etkisi iç paydaşlarla sınırlıdır	Olumsuz sosyal medya yorumları	Tekrarlanan yerel veya uluslararası kitle iletişim araçları.	Kritik ilişkilerde kısa vadeli gerginlik Belirgin ve sürekli olumsuz uluslararası yorumlar. Kritik ilişkiye ciddi/uzun vadeli hasar. Faaliyet ruhsatının askıya alınması
Çevre	Önemsiz çevresel etki	< 5 varil petrol sızıntısı	5-20 varil petrol sızıntısı	20-50 varil petrol sızıntısı	>50 varil petrol sızıntısı

Detaylı bir RBI'da PoF Yaşam Süresi Değerinin (LTV) bir fonksiyonu olarak tanımlanabilir. Yaşam Süresi Değeri (LTV) Eş. 3.147'den hesaplanmaktadır [27, 152, 153].

$$LTV = \frac{CR_t}{CR_{kritik}} \quad (3.147)$$

CR_{kritik} kritik korozyon hızı ve CR_t , t zamanında korozyon veya erozyon nedeniyle duvar incelme oranıdır. CR_t şu şekilde hesaplanır [27, 152, 153].

$$CR_t = a \times CR_{denetim} + b \times CR_{izleme} + c \times CR_{hesaplanan} \quad (3.148)$$

Eşitlikteki a, b ve c ağırlık faktörleridir ve toplamı 1'dir. $CR_{denetim}$ ise ultrasonik inceleme gibi muayene verilerine dayalı olarak korozyon veya erozyona bağlı duvar incelme oranı, CR_{izleme} korozyon kuponları gibi izleme verilerine dayanan korozyon veya erozyona bağlı duvar incelme oranı, son olarak $CR_{hesaplanan}$ ise Norsok M-506'daki CO₂ korozyon hızları gibi modellerle hesaplanmış verilere dayanan korozyon veya erozyona bağlı duvar incelme oranıdır. İşletmelerde her zaman $CR_{denetim}$ ve CR_{izleme} değerleri bulunamayabilir, bu durumda CR_t değerinin hesaplanması için yalnızca modellerden elde edilen $CR_{hesaplanan}$ kullanılır. Tezde de böyle olduğu için bu değerler sıfır alındı. LTV değerinin hesaplanması için gerekli bütünlük kaybı olmasına sebep olacak kritik incelme oranı olan CR_{kritik} ise Eş. 3.149 ile hesaplanır [27, 152, 153]:

$$CR_{kritik} = \frac{WT_n - WT_{kritik}}{L_{TD}} \quad (3.149)$$

Eşitlikteki L_{TD} yaşam ömrü (yıl), WT_n nominal duvar kalınlığı (mm), WT_{kritik} minimum duvar kalınlığı (mm) dır. Eş. 3.149'daki WT_{kritik} ise Eş. 3.150'den hesaplanır [27, 152, 153]:

$$WT_{kritik} = \frac{P \times D}{2(SH \times E + P \times Y)} \quad (3.150)$$

Eşitlikteki P dâhili tasarım basıncı (barg), D borunun dış çapı (mm), SH tasarım sıcaklığında borunun izin verilen gerilimi (N/mm^2), E boru, tüp ve bağlantılardaki kaynak bağlantıları için temel kalite faktörü, genellikle dikişsiz borular için değer 1'e eşittir. Y ise kat sayı değeridir ve genellikle metaller için 0,4'e eşittir. LTV değeri hesaplandıktan sonra Çizelge 3.29'dan PoF değeri seçilir. Korozyon hızı üst çeper ve alt çeperde ölçümle bulunur ve karşılık gelen değerleri PoF aralığına göre hesaplanır [27, 152, 153].

Çizelge 3.29. Yaşam süresi değerleri [27]

LTV	Arıza Olasılığı (PoF)	
>4	5	Çok yüksek
1-4	4	Yüksek
0,5-1	3	Orta
0,2-0,5	2	Düşük
<0,2	1	İhmal edilebilir

3. Adım: Muayene aralığının tayin edilmesi

Detaylı bir RBI'nın sonraki adımı, artık kritik ekipman belli olduğu için bu ekipmanın hesaplanmış kalan ömrüne ve risk seviyesine bağlı olarak denetim stratejisi ve denetim aralıkları belirlemektir. Muayene, periyodik kontrol aralığı, PoF ve CoF'e bağlı olarak belirlenen risk seviyelerine dayanır ve malzemenin kalan ömrü, hesaplanan korozyon hızına bağlıdır. Denetim aralığı (TNI) şu denklemle hesaplanabilir (Eş. 3.151) [27, 152, 153]:

$$TNI = LR \times FRL \times FCV \quad (3.151)$$

Eşitlikteki TNI denetim aralığı, LR korozyon hızına dayalı olarak hesaplanan teorik kalan ömür, FRL risk seviyesine bağlı faktör olup risk seviyesi azaldıkça FRL artar ve risk seviyesi arttıkça azalır. FCV kalan duvar kalınlığının güvenlik seviyesine bağlı faktördür ve kalan duvar kalınlığının güven seviyesi arttıkça, artar. Böylece çok yüksek riskli korozyon gruplarının diğer korozyon gruplarından daha sık denetlenmesini gerektirdiği doğrulanır.

Mevcut korozyon hızı geçerli aralığın dışında ise, denetim aralığı, daha kısa veya daha uzun hale getirilmelidir. Bu bölüme kadar özetle, yatay boruda petrol akışı sırasında su bulunması sebebiyle oluşan CO₂ korozyonu teorisi, CO₂ korozyonunu etkileyen faktörler, CO₂ korozyonunun modellenmesinde HAD yaklaşımının önemi, korozyon kaynaklı kazalar ve kazaların önlemesi amacıyla yürütülen korozyon modelleme çalışmalarının gelişimi, CO₂ korozyon tehlikesinin proses güvenliği açısından değerlendirilmesi hakkında genel bilgiler verilmiştir. Ayrıca, tezin konusunu oluşturan literatür boşlukları vurgulandı, bundan sonraki bölümde ise Materyal ve Yöntem Bölümünde doğrulama için kullanılan deneysel çalışma ve saha ile ilgili bilgiler verilmiştir.



4. MATERYAL VE YÖNTEM

Bu tezde, sayısal modelleme çalışması genel olarak üç ana başlıkta ele alınmıştır: modelin hazırlanması, doğrulanması ve uygulanması. CO₂ korozyonunun noktasal modellenmesi için etkin sonuçlar vermesi, Norveç'te uygulanan ülke standardı olması, erişime açık olması ve Bölüm 3'de bahsedilen güçlü yanları sebebiyle Norsok M-506 modeli tercih edilmiştir. Modelin önceden bahsedilen sınırlılıklarının aşılması için değişiklikler yapılarak yüksek risk taşıyan deniz altı petrol boru hatlarında korozyonun doğru şekilde hesaplanması için bir HAD yazılım paketi olan ANSYS Fluent'e entegre edilmiştir. Fluent'in korozyona ilişkin bir modülü olmadığı için, C programlama dilinde yeni, bağımsız bir bilgisayar program kodu yazılmıştır. UDF formuna getirilen ve Ek A, B ve C'de sunulan kodlar Fluent yazılımına eklenerek sonuçlar elde edilmiştir.

CO₂ korozyon hızı tahminlerini iyileştirmek amacıyla Norsok M-506 modelinin alt yapısı kullanılmış ve bazı değişiklikler yapılmıştır. Model, HAD yazılımı olan ANSYS Fluent'e UDF kod yazılarak entegre edilmiştir. Böylece, hat boyunca korozyona bağlı kayma gerilimi (τ) ve CO₂ korozyon değişimi insan hatası olmaksızın elde edilmiştir. Boru hattı boyunca basınç, duvar kayma gerilimi ve sıvı akış hızı profilleri HAD ile hesaplanmış, bu profiller CO₂ kısmi basıncı ve korozyon hız profillerini hesaplamak için kullanılmıştır. Su kimyasının ve pH'ın korozyon üzerindeki etkisi dikkate alınarak pH hesabı iyileştirilmiştir. Ayrıca, Norsok M-506'daki çökeltme modeli yerine, literatürde daha iyi sonuçlar veren Sun, Nešić ve Woollam (S&N) (2009) [92] çökeltme modeli kullanılmıştır. Farklı sıcaklık değerlerinde daha iyi tahminler sağlanması amacıyla sıcaklık sabiti K_T için yeni eşitlikler türetilmiştir. Yüksek operasyon riski taşıyan deniz petrol borularında proses güvenliği ve mekanik bütünlük açısından ek bir risk değerlendirmesi yapılmıştır. Bu değişikliklerle, yüksek riskli sektörler için daha gerçekçi bir korozyon riski tahmini sağlanması beklenmektedir.

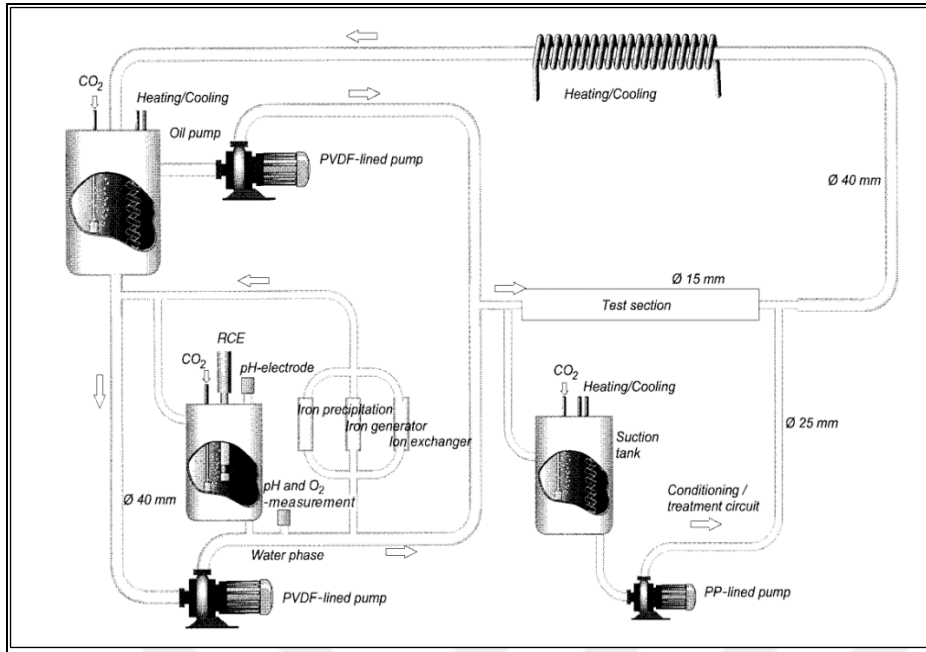
Modelin doğrulanması Nešić, Solvi ve Enerhaug (1995) tarafından yapılan deneysel çalışmada [6] elde edilen verilerle yapılmıştır. Uygulaması için *Materyal* kısmında bahsedilen işletmeden elde edilen saha verileri kullanılmıştır. Doğrulamada kullanılan deney ve sahaya ilişkin bilgiler *Materyal* Bölümü'nde ele alınırken, Norsok M-506 [5] modelinde yapılan değişiklik ve ANSYS Fluent Programı, entegrasyon işlemleri *Yöntem*

Bölümü'nde ele alınmıştır. Bölüm 4.2'de geliştirilen modele dayalı uygulamalar sunulmuştur.

4.1. Materyal

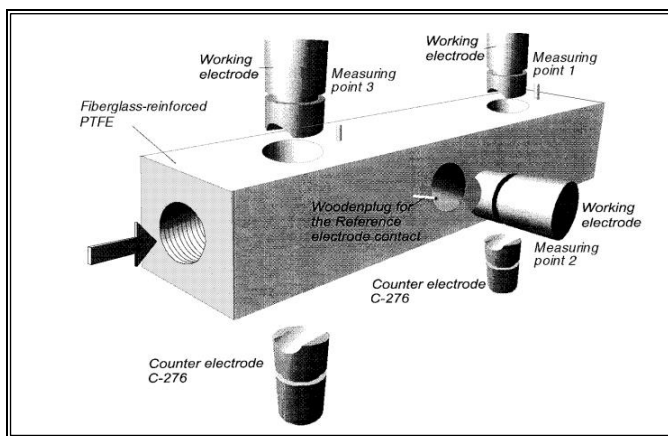
4.1.1. İncelenen deneysel çalışma

Simülasyonun doğrulamasında Nešić, Solvi ve Enerhaug'nin 1995 yılında yaptıkları deneysel çalışma kullanılmıştır. Nešić ve diğerleri (1995) [6] yaptıkları çalışmada CO₂ korozyonunu, polarizasyon direnci, potansiyodinamik süpürme ve elektrokimyasal empedans yöntemleri kullanarak izlemiştir. Makalede, koruyucu yüzey filmlerinin bulunmadığı durumlarda, CO₂ korozyonunda akış hızının etkisinin tespit edilmesi amaçlanmıştır. Petrol ve gaz ürünlerinin taşınmasında karşılaşılan problemlerle ilgili sorunlara çözüm elde etmeye çalışılmıştır. Araştırmacıların amacı, gerçek koşulların mümkün olduğunca doğru bir şekilde simüle edileceği bir deney düzeneği oluşturmaktır. Bununla birlikte, laboratuvar ortamında saha koşullarının simülasyonu son derece karmaşıktı, akış, korozyon gibi koşullar etkiliydi. Deneylerde tüm parametrelerin etkisini incelemek mümkün olmadığından, çalışmada bazılarını inceleyebilmişlerdir. Bununla birlikte su-petrol iki fazlı akışta korozyon hızını tespit eden bu çalışma, bu konuda yeterli çalışmanın olmaması sebebiyle literatürde birçok araştırmanın temelini oluşturmuş ve alanda yapılan en geniş kapsamlı deneysel çalışma özelliğini taşımaktadır. Bu sebeple, doğrulamada bu makale tercih edilmiştir. Deneysel veriler, en az iki kez yapılmış ve ağırlık kaybı ölçümleriyle doğrulanmış olan lineer polarizasyon (LPR) ölçümlerinden elde edilmiştir. Deneyde kullanılan kaplama malzemesi, metal olmayıp polimer olan politetrafloroetilen (PTFE)'dir. Deneyde izlemek için cam malzemeden akış döngüsü kurularak, döngüye API X65 malzemeden yapılmış bir yatay boru (SP) ve dönen silindir (RC) olmak üzere iki test bölümü monte edilmiştir (Resim 4.1) [6].



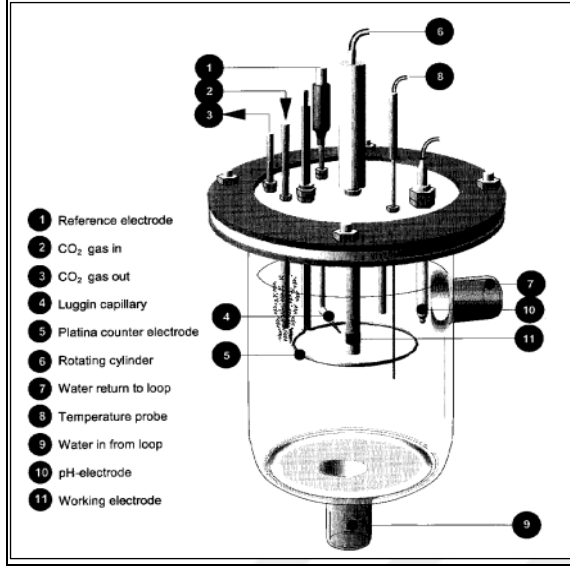
Resim 4.1. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan deneysel sistem [6]

Korozyon proseslerinde aynı su kimyasını sağlamak için her iki test bölümünde de aynı elektrolit dolaştırılmıştır. Oksijen (O_2) sürekli olarak ölçülmüş ve deney boyunca <40 ppb'de tutulmuştur. İstenen pH'ı elde etmek için çözeltiye hidroklorik asit (HCl) ve sodyum bikarbonat ($NaHCO_3$) ilave edilmiştir. Olası hataları en aza indirmek için pH iki bağımsız ölçüm cihazıyla ölçülmüştür. Hem silindire hem boruya üç elektrot monte edilmiştir. PTFE kaplı, 15 mm'lik çaptaki yatay boru test bölümünün büyütülmüş görünümü Resim 4.2'de gösterilmiştir [6].



Resim 4.2. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan PTFE kaplı yatay boru düzeneği [6]

Bir petrol şirketinin sponsorluğunda gerçekleştirilen deneyler çok çeşitli şartlarda yapılmıştır. Yedi gün süren deneyde iki fazlı, su –petrol akışı çalışılmış, ancak neden belirtilmeksizin sadece tek fazlı su akışı sonuçları sunulmuştur. Resim 4.3'te deney düzeneği gösterilmiştir [6]:



Resim 4.3. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan deney düzeneğinin şematik gösterimi [6]

1. Referans elektrot; 2. CO₂ gaz girişi; 3. CO₂ gaz çıkışı; 4. Luggin capillary tüp; 5. Platina sayaç elektrotu; 6. Döner silindir; 7. Döngü su girişi; 8. Sıcaklık probu; 9. pH elektrotu; 10. Çalışan elektrot.

Sıcaklık, pH, hız gibi çeşitli parametrelerin korozyona etkilerinin incelendiği çalışmada döner silindir ve borudan oluşan test bölümlerinde durgun akıştan yüksek türbülanslı akışa kadar geniş bir aralıkta ve farklı parametrelerde çalışılmıştır: H₂S kısmi basıncı $P_{H_2S}=0$ bar, [NaCl]= %1, [HAc]=0 ppm, [Fe⁺²]<1 ppm olmak üzere deneyde kullanılan diğer parametreler Çizelge 4.1'de verilmiştir [6].

Çizelge 4.1. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan parametreler [6]

Parametre	Değer
Test çözeltisi	İyonize edilmiş su, CO ₂ gazı verilen ağırlıkça %1 NaCl
Sıcaklık	20 - 80°C
pH	4 – 6
CO ₂ kısmi basıncı	1 bar
Akış hızı	2 – 13 m/s

Çözeltideki demir karbonatın doygunluk oranının kontrolü, oksijeni alınmış demir klorür ($\text{FeCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$) çözeltisiyle Fe^{+2} eklenerek sağlanmıştır. Zaman ortalama korozyon hızı, deneyler yapılmadan önce ve FeCO_3 tortusu çıkarıldıktan sonra kupon ağırlığı ile hesaplanmıştır. Çözeltideki demir iyon konsantrasyonunu ölçmek için bir spektrofotometre kullanılmıştır. Numuneler çıkarıldıktan sonra taramalı elektron mikroskobu (SEM) ve enerji dağılımlı X-ışını analizi (EDXA) ile incelenmiştir. Reynolds sayısı 2000'in altında laminar, $2000 < \text{Re} < 3000$ aralığında geçiş bölgesi ve $\text{Re} \geq 3000$ ise türbülanslı akış gerçekleşmektedir. Mevcut deneysel koşullarda ($d_p = 15$ mm ID, $T = 20^\circ\text{C}$) 2 m/s'den büyük tüm hızlar için türbülanslı akış elde edilmiştir. Deneylerde basınç düşüşü ölçülemediğinden kayma gerilimi denklemlerle hesaplanmıştır.

$$\tau_w = \frac{\Delta p d_p}{\Delta L} \frac{d_p}{4} \quad (4.1)$$

Borudaki akışta Reynolds sayısı 3000'den büyük olduğundan hesaplamada sürtünme faktörü korelasyonu için Eş. 4.2'deki Blasius eşitliği kullanılmıştır [6]:

$$f_p = 0,079 \times \text{Re}_p^{-0,25} \quad (4.2)$$

Eş. 4.2'deki $f = 2\tau_w / \rho v^2$ Fanning sürtünme faktörüken, ρ yoğunluktur. Reynolds sayısı daha büyük (10^5) olduğunda Coolebrook düzeltmesi (Eş. 4.3) kullanılmıştır [6]:

$$\frac{1}{\sqrt{f_p}} = -4 \log \left(\frac{\varepsilon}{3,7d_p} + \frac{1,256}{\text{Re}_p \sqrt{f_p}} \right) \quad (4.3)$$

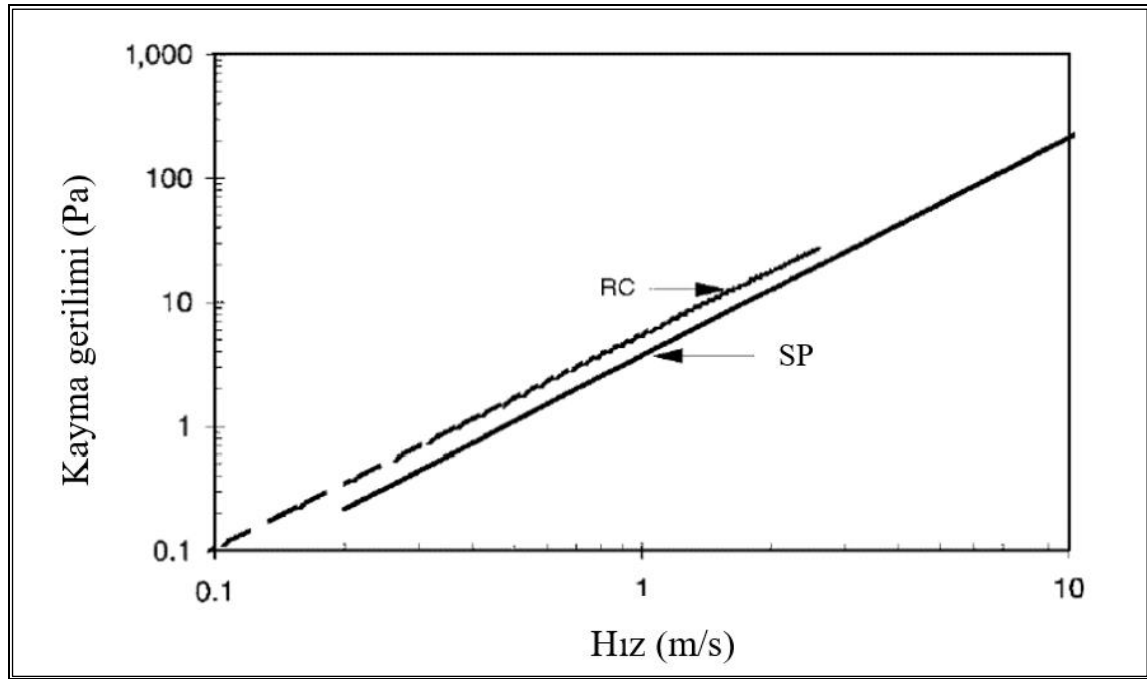
Düz borularda ($\varepsilon/d_p = 0$) Prandtl'in sürtünme yasası (Eş. 4.4) kullanılmaktadır [6]:

$$\frac{1}{\sqrt{f_p}} = 4 \log(\text{Re}_p \sqrt{f_p} - 0,4) \quad (4.4)$$

Çok pürüzlü borularda $\frac{d_p/\varepsilon}{\text{Re}_p \sqrt{f_p}} < 0,01$ ise von Karman eşitliği kullanılmaktadır [6]:

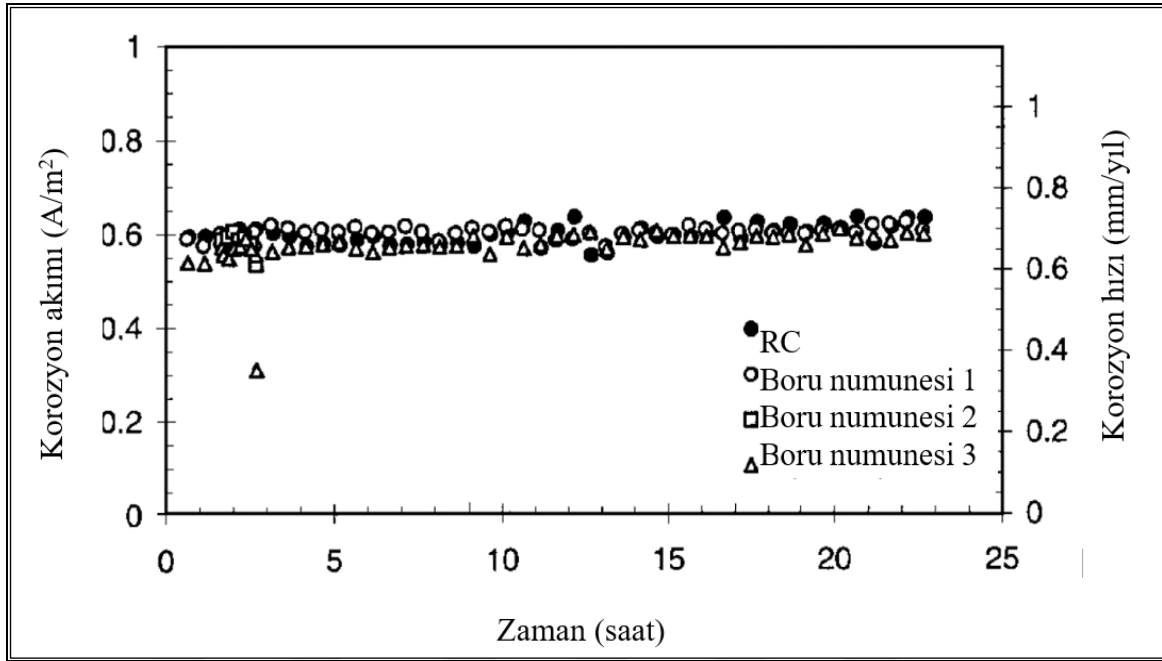
$$\frac{1}{\sqrt{f_p}} = 4 \log \left(\frac{d_p}{\varepsilon} + 2,28 \right) \quad (4.5)$$

Kayma gerilmesi için pürüzsüz yüzey korelasyonları (Eş. 4.2, 4.3 ve 4.4) kullanılmıştır. "Eşit" hız ($v_p = v_c$) için, iki akış geometrisi için benzer kayma gerilimi elde edilmiştir. Bu durum yalnızca, mevcut durumda olduğu gibi, çaplar aynı büyüklükte olduğunda geçerli olmuştur. Mevcut deneylerin çoğu 2 m/s'de gerçekleştirilmiştir, tezde de uygulama alanı türbülans akış olduğu için doğrulamada bu değer dikkate alınmıştır. Deneyde 2 m/s'de hesaplanan kayma gerilimi RC ve SP için sırasıyla 16 ve 12 Pa'dır. Sıcaklık 20°C, sindir çapı $d_c = 0,01$ m, boru çapı $d_p = 15$ mm için hız ve kayma gerilimleri Şekil 4.1'de sunulmuştur [6].



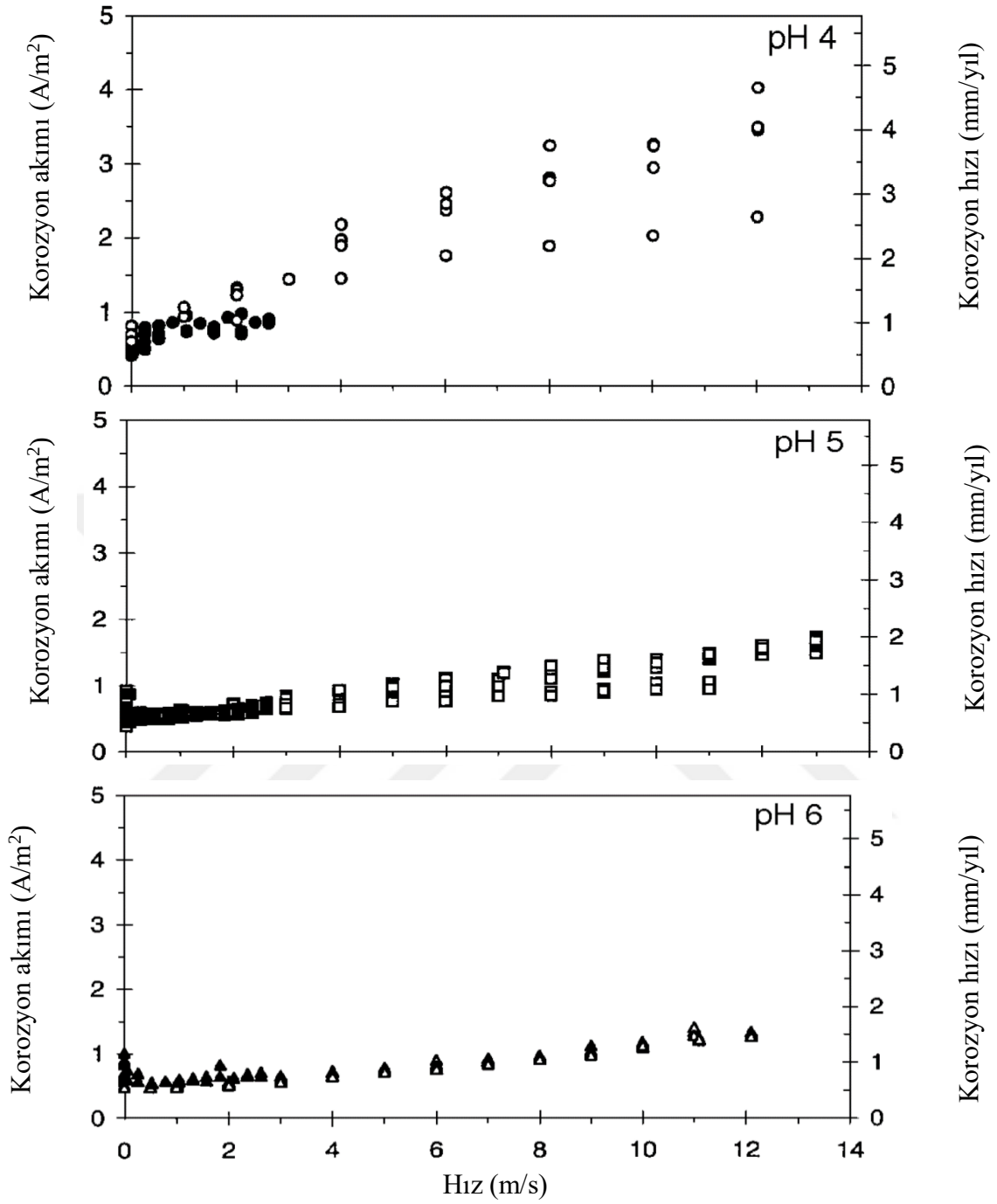
Şekil 4.1. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada kullanılan hız ve kayma gerilimi ilişkisi [6] $T=20^{\circ}\text{C}$, $d_c=0,01$ m, $d_p=15$ mm

Şekil 4.1'de görüldüğü üzere RC'de maksimum dönüş hızında (5000 rpm, $v_c=2,61$ m/s) 25 Pa'ya kadar kayma gerilimlerinin elde edilebileceği sonucuna varılmıştır. SP'de $v_p=12$ m/s'de kayma gerilimi 300 Pa olarak elde edilmiştir. Şekil 4.1'deki x eksenindeki hız boru kesiti için ortalama kesitsel hız, ($v_p = Q_p/A_p$) ve RC için çevresel hızdır ($v_c=v_p/2$). Deneylerin çoğunda, ölçülen korozyon hızının kararlı olduğu görülmüştür (Şekil 4.2) [6].



Şekil 4.2. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada korozyon hızı ve korozyon akımı koşullarının zamana bağlı değişimi [6] $T=20^{\circ}\text{C}$, $v_p=2\text{ m/s}$, $v_c=2\text{ m/s}$ (3,820 rpm); su, %1 NaCl, $\text{pH}=5$, $P_{\text{CO}_2}=1\text{ bar}$, $P_{\text{Toplam}}=1\text{ bar}$; o, □, Δ boruda akış, ● RC dönen silindirde akış

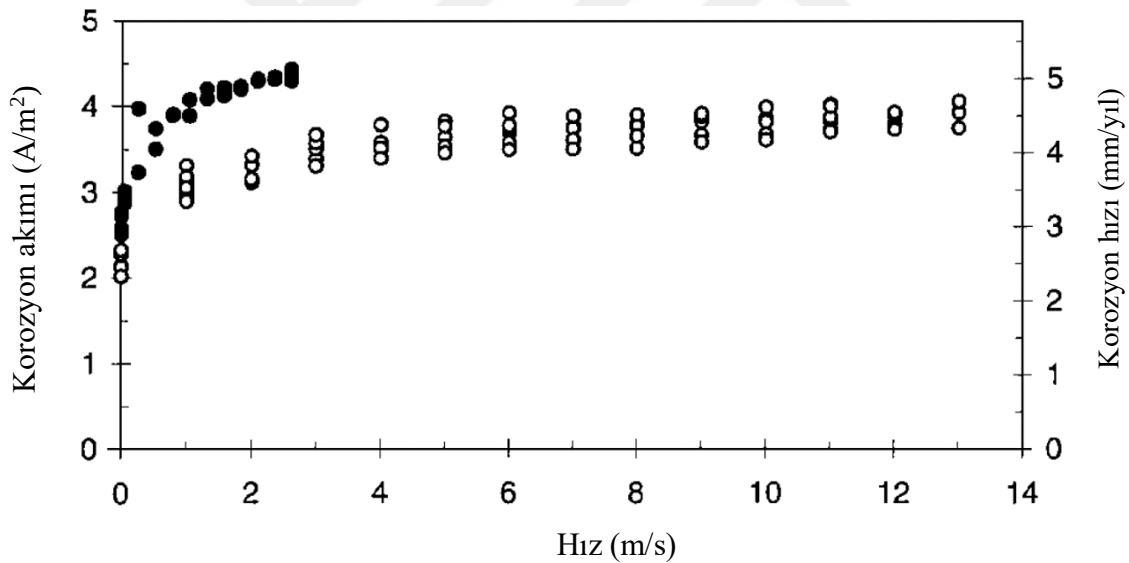
Şekil 4.2’de üç boru numunesinde ve dönen silindirde yapılan ölçümler boru numunesi 3’e ait bir değer hariç 0,6 ile 0,8 mm/yıl arasında değişmektedir. Hesaplamada demir çözünmesi için $1\text{ mm/yıl}=1,155\text{ A/m}^2$ bağıntısı kullanılmıştır. Araştırmacılar üç pH değeri için statik koşullardaki korozyon hızlarının ve korozyon potansiyellerinin neredeyse aynı olduğunu tespit etmişlerdir. Tek fark, H^+ indirgeme reaksiyonundan kaynaklıydı. Bununla birlikte, statik koşullarda, her üç durumda da H^+ indirgenmesi için kütle transferi sınırlama akımı çok küçüktü, bu nedenle H_2CO_3 ’ün kimyasal reaksiyon kontrollü indirgemesinin baskın katodik reaksiyon olduğu tespit edilmiştir. Hız arttıkça, H^+ indirgemesi için sınır akımı artmış, bu da genel katodik reaksiyonunun artmasına ve daha yüksek korozyon hızına yol açmıştır. Şekil 4.3’te 20°C ’de farklı pH değerleri (4, 5 ve 6) için hızın bir fonksiyonu olarak elde edilen korozyon hızları gösterilmektedir, korozyon akımı sol tarafta, korozyon hızı sağ taraftadır [6].



Şekil 4.3. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada akış hızının farklı pH değerlerinde korozyon hızına ve korozyon akımına etkisi [6] T= 20°C, su, %1 NaCl, $P_{CO_2} = 1$ bar, $P_{Toplam} = 1$ bar, o, □, Δ boruda akış, ●, ■, ▲ RC dönen silindirde akış

Korozyon hızının akış hızıyla artışı en çok, H^+ konsantrasyonunun en yüksek olduğu pH 4'te belirgindi. pH 4'te, 1 m/s akış hızında H^+ ve H_2CO_3 azalmasının katkısı eşitti. Daha yüksek hızlarda ise akışa bağlı H^+ azalması baskın hale gelmiştir. pH 5 ve 1 m/s'de, H^+ azalması toplam katodik reaksiyonun sadece %10'u iken, 10 m/s'de H^+ ve H_2CO_3 azalması aynı

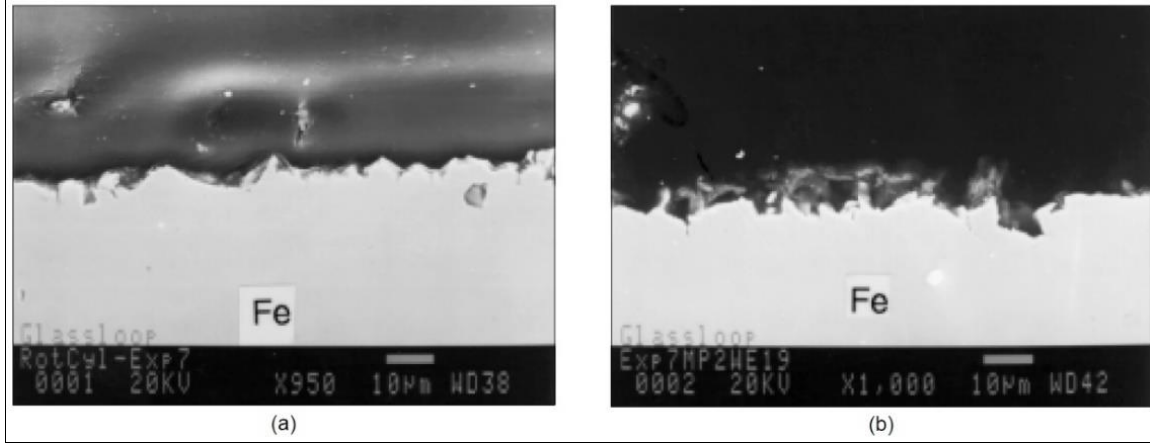
çıkıştır. Deneylerde, düşük Fe^{+2} konsantrasyonu ve nispeten kısa maruz kalmalar nedeniyle pH 6'da bile koruyucu FeCO_3 tabakaları oluşmamıştır. Araştırmacılar pH 5'teki hızın bir fonksiyonu olarak korozyon hızındaki artış, yine kütle transfer kontrollü ve H^+ azalmasındaki artmayla açıklanabileceğini belirtmişlerdir. Ancak pH 6'da ortamdaki H^+ miktarı o kadar düşüktü ki, en yüksek hızda bile katodik akıma katkısı az olmuştur (10 m/s'de %10 katkı). Daha yüksek katodik akımın daha yüksek hızlarında (pH 6) hızlandırılmış bir H_2CO_3 indirgeme reaksiyonundan kaynaklandığını belirtmişlerdir. Araştırmacılar yüzey filmlerinin olmadığı durumlarda, iki akış geometrisinde de eş değer su kimyası ve kütle transfer koşulları ayarlanarak aynı korozyon hızlarının elde edilebileceğini bulmuşlardır. İki akış sistemi arasındaki tek fark, RC elektrotunda bulunan ve çelik yüzeye dik yönde hareket eden merkezkaç kuvvetinden gelen küçük bir basınç gradyanı olmuştur. Sıcaklık 20°C 'de uyumluyken 50°C 'de yapılan hız testlerinde pH 4, 5 ve 6'da RC ve SP eğrileri arasında uyum yakalanamamıştır (Şekil 4.4) [6].



Şekil 4.4. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada akış hızının farklı pH değerlerinde korozyon hızına ve korozyon akımına etkisi [6] $T=50^\circ\text{C}$, $\text{pH}=4$ ve dengede kütle transfer koşullarında, su, %1 NaCl, $P_{\text{CO}_2} = 1$ bar, $P_{\text{Toplam}} = 1$ bar, o boruda akış, ● RC dönen silindirde akış

Deney yapıldığı sırada literatürde pH 4'te demir karbonatın çözünürlüğünün oldukça yüksek ve koruyucu film oluşturma olasılığının ise düşük olduğu bilinmekteydi. SEM görüntüleriyle yüzeyde film oluştuğunu tespit etmişlerdir (Resim 4.4). Araştırmacılar bunu demir karbür filmler oluşması sebebiyle çelik yüzeyde FeCO_3 çökmesi için daha uygun koşullar oluşmuş ve yüksek sıcaklığın da FeCO_3 çökmesinin hızlanmasına yardımcı olmuş olabileceğini dile

getirerek açıklamışlardır. Resim 4.4'te Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada $T = 20^{\circ}\text{C}$, $\text{pH}=5$ ve eş değer kütle transferi koşullarında 63 saat boyunca maruz kalan paslanmış yüzeylerin enine kesitinin SEM görüntüleri verilmiştir [6].



Resim 4.4. Nešić ve diğerleri (1995) tarafından yapılan çalışmada yüzeylerin enine kesit SEM görüntüleri [6] $v_p = v_c = 2 \text{ m/s}$, su, %1 NaCl, $P_{\text{CO}_2} = 1 \text{ bar}$, $P_{\text{Toplam}} = 1 \text{ bar}$, $T=20^{\circ}\text{C}$, $\text{pH}=5$; (a) RC silindir numunesi ve (b) SP boru numunesi

Araştırmacılar daha sonra 80°C 'de, $\text{pH} 4$ 'te ve $v_p=v_c=2 \text{ m/s}$ 'de testi tekrarlamışlardır. 80°C 'de 50°C 'ye benzer sonuçlar elde edilmiştir, bu CO_2 korozyonunda gözlemlenen farklılıklardan, koruyucu filmlerin sorumlu olduğu hipotezini daha da güçlendirmiştir. Korozyon hızı, yüksek sıcaklıklarda daha yüksekti, düşük sıcaklıkta akışa bağımlılığı azalmakta olduğu görülmüştür. Yüzey filmlerinin mevcudiyetine rağmen, daha yüksek sıcaklıklarda (50°C ve 80°C) genel katodik reaksiyonların hızında belirgin bir artış görülmüştür. Ölçülen kütle aktarım hızlarının her iki geometri için de literatürdeki korelasyonlarla uyumlu olduğu tespit edilmiştir. Nešić ve diğerleri (1995) sadece yüksek sıcaklıklarda, belirli bir koruma derecesine sahip filmler gözlemlenmişlerdir. Deney sırasında çok sayıda zorlukla karşılaşmıştır. Döngü bileşenlerinden sızan çok küçük miktarlardaki kirliliğin bile zararlı olduğu ve hatalı ölçümlere yol açabileceği bulunmuştur. Deney sırasında numune yüzeyinde kirlenici metaller olduğu görülmüştür. Bunun dönen akış boyunca akış hızını izlemek için kullanılan rotametreden çözünen kurşun ve grafit ve pompa yatağından çözünen kalay olduğu tespit edilmiştir. En ciddi kirlenmenin ise pompaları döngüye bağlamak için kullanılan kısa bir nitril kauçuk hortumdan kaynaklandığı keşfedilmiştir, bu madde korozyon önleyiciliği açısından etkindir. Ölçüm öncesi bu kirliliklerin temizlenmesi gerekiyordu, ama yapılmamıştır [6]. Bunun deney sonuçlarına etkisi düşünülmektedir. Unutulmamalıdır ki laboratuvar testlerinde korozyon numune yüzeyinin test sırasında

temizlenmiş, cilalanmış olması gerekir. Bununla birlikte deneylerde sahadaki sıvı akışlarından daha küçük değerler kullanıldığı için ölçülen korozyon, sahadan elde edilenlerle aynı olmayacaktır. Tüm bu zorluklara ve hatalara rağmen polarizasyon testinin pasiflik davranışı açısından çelik boru hattının sulu ortamdaki aktif-pasif davranışı hakkında faydalı bilgi vermesi, literatürde sınırlı çalışma olması ve birçok çalışmada da güvenilirliği desteklendiği için tezde doğrulamada bu makale tercih edilmiştir. Çalışmada verilmeyen akışkan verileri tezde hesaplanmıştır. Bölüm 3’de sunulan eşitliklerle petrol ve suyun yoğunluklarının oranı, spesifik gravite bulunmuştur. Suyun sıcaklığa bağlı yoğunluğu 20, 50 ve 80°C için Eş. 4.6 ile hesaplanmıştır [5, 154]:

$$\rho_{su}(T_c) = \frac{998,2}{(1 + 0,0002 \times (T_c - 20))} \quad (4.6)$$

Suyun yoğunluğu sırasıyla $\rho_{su}(20)= 998,2 \text{ kg/m}^3$, $\rho_{su}(50)= 991,23 \text{ kg/m}^3$, $\rho_{su}(80)= 986,38 \text{ kg/m}^3$ bulunmuştur. Petrolün yoğunluğu ise herhangi bir sıcaklık için şu şekilde hesaplanabilir (Eş. 4.7) [154]:

$$\rho_{Pet}(T) = \rho_{15} \times (1 - 0,0007 \times (T_c - 15)) \quad (4.7)$$

Petrolün 15 °C’de yoğunluğu ρ_{15} olup bu değer 880 kg/m^3 ’dir, yerine yerleştirdiğimizde petrol yoğunluğu $\rho_{pet}(20)= 875,72 \text{ kg/m}^3$, $\rho_{pet}(50)= 858,44 \text{ kg/m}^3$ ve $\rho_{pet}(80)= 839,56 \text{ kg/m}^3$ bulunmuştur. Spesifik gravite $\gamma_0(20)=0,877$, $\gamma_0(50)=0,866$ ve $\gamma_0(80)=0,851$ olarak hesaplanmıştır. Eş. 3.10 kullanılarak petrolün API derecesi sırasıyla 15,2, 17,3 ve 20,8°API hesaplanmıştır. Çalışmada kullanılan petrolün ağır yoğunlukta olduğu tespit edilmiştir. Daha sonra suyun dinamik viskozitesi literatürden elde edilen formülle hesaplanmıştır (Eş. 4.8). Eşitlikteki μ_{ref} değeri 20°C’de suyun dinamik viskozite referans değeri olan $0,001002 \text{ N.s/m}^2$ ’dir [5, 154].

$$\mu_{Su}(T) = \mu_{ref} \times 10^{\left\{ \frac{(1,3272[20-T_c]-0,001053[20-T_c]^2)}{T_c+105} \right\}} \cdot 10^{-3} \quad (4.8)$$

Burada T_k mutlak sıcaklık Kelvin (K) cinsinden sıcaklıktır. $\mu_{su}(50)= 0,794 \text{ cP}$ ve $\mu_{su}(80)= 0,7546 \text{ cP}$ olarak bulunmuştur. Beggs ve Robinson (1975) korelasyonu, genellikle petrol ve gaz endüstrisinde petrol viskozitesini tahmin etmek için kullanılır. Petrolün sıcaklığa bağlı

dinamik viskozitesi de Eş. 4.9'da verilen Begg Robinson korelasyonu (1975) ile hesaplanmıştır [155]:

$$\mu_{pet} = C \times \left(\frac{1}{T_f^{1,163}} \right) \times \left(\frac{API}{\ln(T_f) + 16,181} \right) \quad (4.9)$$

T_f sıcaklığın °F cinsinden değeridir. μ_{pet} , cP cinsinden petrol viskozitesi, API, petrolün API yoğunluğunu, C ise bir sabiti temsil etmektedir. Eşitlikteki, sabit C genellikle cP birimleri için 10,715'e ayarlanır. Sıcaklık 20, 50 ve 80°C için hesaplandığında $\mu_{pet}(20) \approx 0,0894$ cP, $\mu_{pet}(50) \approx 0,0539$ cP ve $\mu_{pet}(80) \approx 0,0472$ cP olarak bulunmuştur. Simülasyon da bu değerler hazırlanan ve Ek'te sunulan c kodlarla hesaplanıp kullanılmıştır. Burada hesaplamalar örnek olması için gösterilmiştir.

Ön işleme

Problemin tanımlanması ve model geometrisi

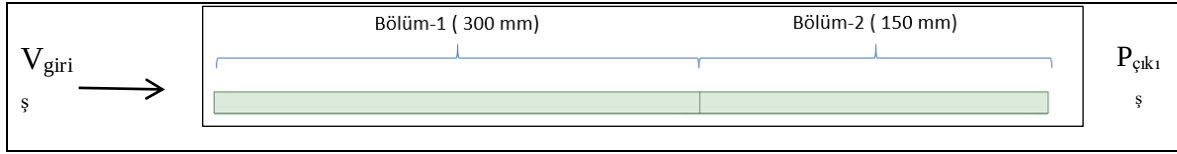
Programda ilk olarak X65 malzeme özellikleri tanımlanmıştır, kullanılan boru için $\varepsilon = 0,0254$ mm²'lik yüzey pürüzlülüğü kullanılmıştır. Deneyde kullanılan ham petrole ilişkin veri olmadığı için Fluent kütüphanesindeki değerler dikkate alınmakla birlikte farklı sıcaklık için yoğunluk ve viskozite değerleri kodlar ile hesaplanmıştır. Çizelge 4.2'de akışkana ilişkin bilgilere yer verilmiştir.

Çizelge 4.2. Simülasyonda kullanılan akışkan özellikleri

	Ham Petrol		
	20°C	50°C	80°C
Yoğunluk (kg/m ³)	875,72	858,44	839,56
Viskozite (cP)	0,0894	0,00539	0,0472

Deneydeki boruyu modellemek için sıkıştırılamaz, kararlı durum kullanılmıştır. Çapı 15 mm boru için giriş uzunluğu, akışın boru içinde tam olarak gelişmesini sağlamak amacıyla başlangıçta çapın en az 10 katına ayarlanmış; ancak daha sonra tam gelişmiş akış gözlenen bölgeye kadarki kısım ve sonrası olmak üzere çözüm alanı iki bölüm olarak çizilmiştir, dolayısıyla 150 mm yeterli gelmediği için ilk bölüm 300 mm çizilmiştir. Tam gelişmiş akış

elde edildiği gözlemlendikten sonra tüm analizler 150 mm olan ikinci bölümde yapılmıştır. Dolayısıyla *DesignModeler* ile toplam 450 mm'lik çözüm alanı çizilmiştir. Resim 4.5'te simüle edilen boru geometrisi sunulmuştur.

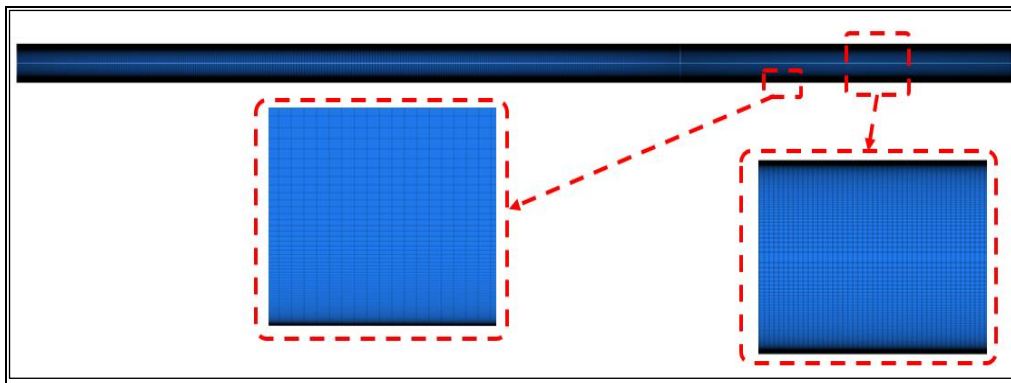


Resim 4.5. Deneysel çalışmadaki borunun fiziksel modeli

Resim 4.5'teki (x, y) koordinatları kâğıt düzlemindeyken, z pozitif yöndedir. Zaman ve kapasite kullanımının optimum değerde tutulması için simülasyonda iki boyutlu çizim yapılmıştır. Akış izotermal olduğu için $x=0$ düzlemi etrafında eksenel simetrik akış oluşmuştur.

Geometrik modelin elemanlara ayrılması

Resim 4.5'teki fiziki model, *ANSYS Workbench*'te çizilerek 2B model elde edildi ve *ANSYS meshing* aracılığıyla elemanlara ayrılması için tetrahedral ağ atıldı. Ağ yapısı geliştirilirken, yüzey yakınlarda y^+ değerlerinin istenilen aralıkta kalması ve bu nedenle yüzey yakınlarda hücre boyutlarının küçük tutulması sağlanmıştır. Boru çapı boyunca eleman sayısı çapla orantılı arttırılmıştır. Resim 4.6'da boruda ve çeperde ağ yakından gösterilmiştir.



Resim 4.6. Çizilen boru modeline *ANSYS meshing* aracılığıyla atılan ağ yapıları

Çözümün yakınsaması ve makul bir korozyon hızı elde etmek için farklı parametrelerin karşılanması gerekiyordu. Bu simülasyonda elde edilen y^+ değeri 5'ten küçüktür, bu değer türbülans modellerin duvara yakın akışı çözdiğünü göstermiştir. Analizde y^+ değerlerinin

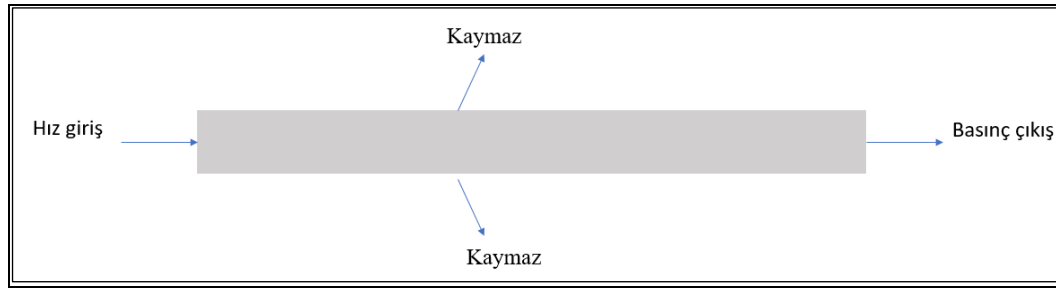
yeterince düşük (<5), ağın kalite olarak iyi olması ve çözeltinin yakınsaması sebebiyle ağ bağımsızlık testi yapılmamıştır. Ağ geliştirilirken en-boy oranı, minimum ortogonal kalite gibi kalite kontrol parametreleri incelenmiştir ve bu parametreler kabul edilebilir oldukları için oluşturulan ağ yapısının model için uygun olduğuna karar verilmiştir. Elde edilen bu sonuçlar, seçilen ağın CO_2 korozyon hızı açısından en iyi sonucu verdiğini göstermiştir. Çözüm ağına ilişkin veriler Çizelge 4.3'te sunulmuştur.

Çizelge 4.3. Düğüme ilişkin bilgiler

Eleman Sayısı / Bölüm-1	58 000
Eleman Sayısı / Bölüm-2	70 000
Maksimum En/Boy Oranı	48,68
Duvar İlk Hücre Yüksekliği (mm)	0,0143
Boru Boyunca Ortalama Hücre Boyu (mm)	0,35
Maksimum Hücre Boyu (mm)	0,37/0,76

Başlangıç ve sınır koşullarının belirlenmesi

Ağ yapısı belirlendikten sonra Resim 4.7'de gösterildiği üzere başlangıç ve sınır koşullarının belirlenmesi için modelin ilgili bölümleri giriş, çıkış, simetri, duvar olarak isimlendirilmiştir.



Resim 4.7. Sınır koşullarının gösterimi

Simetri sınır şartları uygulanarak yüzeyde normal, sınırdaki sıfıra eşit hız profili kullanılmıştır. Giriş için, deneyde akışkanın etki alanına girdiği akış hızları kullanılmış ve çıkış içinse atmosfer basıncı seçilmiştir. Model, başlangıç koşulu için tüm değişkenler sıfır seçilerek başlatılmıştır, programa sıcaklık değerleri Kelvin birimine çevrilerek girilmiştir. Akışın değerlendirilmesi için uygulanan sınır koşulları Çizelge 4.4'te gösterilmiştir.

Çizelge 4.4. Deney başlangıç ve sınır koşulları

Hız Özelliği Metodu	Bileşenler
x- hızı	2, 4, 6, 8, 10, 12 m/s
y-hızı	0 m/s
z-hızı	0 m/s
Türbülans yoğunluğu, I	%3
Hidrolik çap	75 mm
Sıcaklık	293,15-323,15-353,15 K

Kararlı durum için 2 boyutlu, çift duyarlıklı mod seçilmiştir. Nešić ve diğerleri (1995) [6] tarafından yapılan deneyde olduğu gibi küçük sapma oranları olan simülasyonlarda, VOF akış modeli daha iyi sonuç verdiği için simülasyonda bu model kullanılmıştır. Enerji denklemi etkinleştirilmemiş ve akış türbülans olarak işlenmiştir. Yer çekimi ivmesi etkinleştirilip y-ekseninde negatif yönde 9,81 olarak ayarlanmıştır.

Simülasyon ayarları

Seçilen deneysel veri noktalarının dinamik doğasını yakalamak için basınca dayalı PRESTO şeması, basınç ve hız arasında çapraz bağlantıyı temin etmek için BASİT algoritması kullanılmıştır. Gradyan şeması için hücre merkezli en küçük kareler, hacim oranı için geometrik-yenilenme, momentum, türbülanslı kinetik enerji ve türbülans yayılma hızı için ikinci dereceden akış yönü ve geçici formülasyon içinse birinci dereceden akış yönü denklemleri kullanılmıştır (Çizelge 4.5).

Çizelge 4.5. Simülasyon ayarları

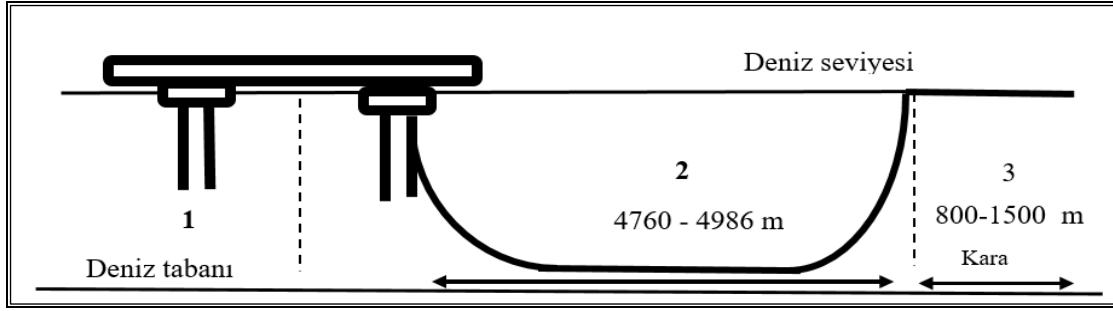
Gradyanı	Hücre merkezli en küçük kareler
Basınç	PRESTO!
Momentum	İkinci dereceden akış yönü
Hacim oranı	Geometrik yenilenme
Türbülans kinetik enerji	İkinci dereceden akış yönü
Türbülans yayılım oranı	İkinci dereceden akış yönü
Geçici formülasyon	Birinci dereceden kapalı

Çözelti sıfır hava hacmi fraksiyonu ile başlatılmış ve 0,001 saniyelik sabit bir zaman adımı kullanılmıştır. Artık limit her değişken için 1×10^{-5} olarak ayarlanmıştır. Deniz altındaki petrol boru hatlarında çok fazlı türbülanslı akışta ideal ve güvenli bir tasarım yapılması için çalışma parametrelerinin basınç gradyanının, su oranının ve akış modelinin korozyon

üzerindeki etkileri araştırılmalıdır. Deneysel çalışmaların çoğunda bu hususları tamamıyla ele alabilen çalışmaların sınırlı olduğu görülmüştür, üç boyutlu HAD simülasyonu tek boyutlu mekanik modellere göre daha etkin çözümler ve yakın değerler üretmektedir. Deneydeki aynı koşullar, modelin doğrulanması için simüle edilmiştir ve bu işleme ilişkin adımlar *Yöntem Bölümü*'nde ele alınmıştır.

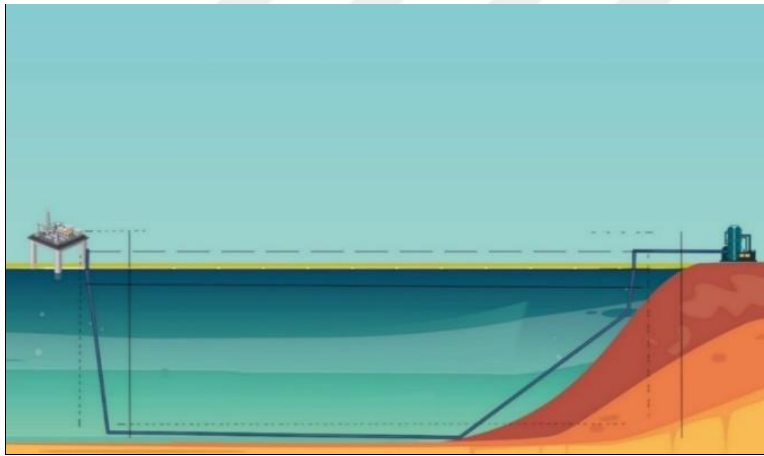
4.1.2. İncelenen tesisin tanıtımı

Çalışmanın yürütüldüğü tesiste proses güvenliği ve mekanik bütünlük bilinci ile çalışılması, bakım prosedürlerinin düzenli ve doğru işletilmesi, risk temelli kontrol basamaklarının tanımlanmış olması ve kayıtların düzenli tutulması tezin veriler açısından güçlü yanlarıdır. Tez çalışmasında modellemenin doğrulanmasının yapıldığı deniz iskelesi, *iskele* olarak tanımlanmıştır. Tesiste araştırma için yetkililer ile irtibata geçilip tez konusu anlatılmıştır ve uygulama için onay alınmıştır. Ziyaret sırasında nitel çalışma yürütülerek tesis müdürü ve iş sağlığı ve güvenliği müdürü ile görüşüldü. Korozyon mücadele yöntemleri hakkında bilgi alınmış ve çalışmalar gözlemlenmiştir. Saha ziyaretlerinde operasyon parametreleri ve diğer özellikler belirlenerek bakım onarım ve korozyon kayıtları incelenmiştir. Tez süresince proses ve bakım mühendisi ile irtibat halinde olunmuştur. Boru hattının uzunluğu, boyutu, malzemesi, çalışma süresi, tasarım ve iletim kapasitesi, tasarım basıncı ve boru hattının dâhil olmak üzere sistem tasarım bilgileri; boru hattı haritalama verileri, minimum ve maksimum akış, son yıllarda meydana gelen devreye alma, devreden çıkarma gibi işletme verileri; pH, H₂S, CO₂ ve O₂'nin varlığı gibi akışkan bileşimine ilişkin bilgiler; sıcaklık, basınç gibi işletme verileri; korozyon önleyici tedbirler; mikrobiyolojik korozyon (MIC) gibi iç korozyon nedenleri; geçmiş muayene raporları, arızalar, bakım kayıtları gibi geçmiş korozyon verileri; uzun menzilli ultrasonik test (LRUT), otomatik ultrasonik test (AUT) ve manuel ultrasonik test (UT) ile alınan son beş yıllık korozyon verileri incelenmiştir. Gizlilik kuralları gereği yetkililerle yapılan çalışmalar, görüşmeler, paylaşılan belgeler, veriler bu çalışmada sunulmamıştır. Model doğrulaması için kullanılan saha verilerinin alındığı iskele, Akdeniz'de bulunmaktadır ve sahilden yaklaşık 6 km uzaklıktadır. Tezde seçilen işletme, boru hatlarıyla karaya bağlantılı olup, hem yurt içi ürün ikmalinde hem de uluslararası akaryakıt ticaretinde faaliyet göstermektedir. Karada 1 km, denizde ise 4,7 km uzunluğunda olan çelik boru hatları yaklaşık 1579 – 2199 m derinliktedir. İskelenin ölçeksiz gösterimi Şekil 4.5'te verilmiştir.



Şekil 4.5. İskelelin ölçeksiz temsili görünüşü

Mevcut iskelede yakıt taşıyan farklı büyüklüklerde toplam altı boru hattı bulunmaktadır. Altı boru hattının biri 12 inç (304,8 mm), ikisi 14 inç (355,6 mm) ve üçü 16 inç (406,8 mm) çapında ve yaklaşık 7,1 – 9,55 mm et kalınlığındadır. Boru hatlarının tasarım basıncı 300 bar, beklenen en yüksek işletim basıncı yaklaşık 7,5 bardır. Tezde çalışılan bölümdeki 12 inçlik boruda beklenen ortalama maksimum basınç 1,2 ve minimum basınç 0,98 bar'dır. İskeleden sahile uzanan boru hatları mevzuata, ulusal ve uluslararası standartlara, uygun ve uyumlu tasarlanmış ve işletilmiştir (Resim 4.8).



Resim 4.8. Boru hattının bulunduğu ortamın fiziksel gösterimi (ölçeksiz)

Boru hatlarına ilişkin genel bilgiler Çizelge 4.6'da özetlenmiştir.

Çizelge 4.6. Boru hatlarının boyutları

Boru Çapı	Denizdeki uzunluğu (m)	Karadaki uzunluğu (m)	Toplam uzunluk (m)
12" (Hat 1)	4986	840	5826
14" (Hat 2)	4760	1396	6 156
16" (Hat 3)	4760	1396	6 156

Simüle edilen boru hatları, işletmede depolama terminallerine aktarılması için kullanılan 12, 14 ve 16" ID deniz boru hatlarıdır. Boru hatları dört bölümden oluşur, tezde de bölümlere ayrılmaktadır. İşkeleden denize kadar *bölüm 1*: 15 m, deniz seviyesinden deniz tabanına kadar *bölüm 2*: 2 199 m, deniz tabanındaki *bölüm 3*: 4700 m ve sahilten terminallere kadar *bölüm 4* ise 1000 m uzunluğundadır. *Bölüm 4*, karada toprağa gömülü ilerlemektedir. 14 ve 16 inçlik sırasıyla Hat 2 ve Hat 3'tür. Birbirine paralel ve 6156 metredir, özdeş topoğrafyaya sahip olması ve birbirine tamamen paralel ilerlemesi sebebiyle aynı şekilde bölümlere ayrılmıştır. 12 inçlik Hat 1 ise 5826 metre olup farklı güzergâhtan kıyıya ulaşır, bu sebeple ayrıca ele alınmıştır. Deniz altındaki hat topografyasına bakıldığında küçük farklılıklar olduğu görülmüştür, işletmenin güvenlik ve gizlilik talebi olduğu için tezde topoğrafyaya yer verilmemiştir. Simüle edilen boru hatlarına ilişkin bilgiler Çizelge 4.7'de sunulmuştur.

Çizelge 4.7. Simüle edilen boru hatlarına ilişkin bilgiler

Boru hattına ilişkin bilgiler	Hat 1	Hat 2	Hat 3
	Çelik	Çelik	Çelik
Malzeme	API 5L B SCH	API 5L B SCH	API 5L B SCH
	30	30	30
Boru uzunluğu (km)	5,8	6,2	6,2
Denizdeki uzunluğu (km)	5,0	4,8	4,8
Deniz derinliği (km)	2,2	2,2	2,2
Nominal ebat (in)	12	14	16
Nominal ebat (mm)	304,8	355,6	406,8
Et kalınlığı (mm)	8,45	9,53	9,53
Dış kaplama tipi	3LPP	3LPP	3LPP
Kaplama kalınlığı (mm)	2	2	2
İç kaplama	-	-	-
İzin verilen korozyon (maks.) (mm/yıl)	1,65	1,65	1,65
Dış ortam sıcaklığı (maks./ort.) (°C)	26/20-10	26/20-10	26/20-10
Minimum ve maksimum sıcaklık (°C)	3/40	3/40	3/40
Maks. Hat başı ve sonu basıncı (bar)	7,5/2-3	7,5/2-3	7,5/2-3
En düşük basınç (bar)	1	1	1
Akış debisi (min.-maks.) (m ³ /gün)	10/700	10/800	10/900
Su oranı (%)	2-8	2 -8	2 -8
P_{CO_2} (min.-maks.) (%) (bar)	10-40	10-40	10-40
P_{H_2S} (maks.) (ppm)	20	20	20
İşletme ömrü (yıl)	30	30	30

Deniz tabanındaki dalgalanmalar sebebiyle boru hatları düz olmasına rağmen yükseklik farklılıkları vardı; ancak maksimum yükseklik farkı tamamında oldukça düşük (1, 2, -1°)

olduğu için hatlar bu bölümde eğimsiz, yatay kabul edilmiştir. Düz ve yatay olan kısmı simülasyonda kullanıldı. Bu sebeple ilerleyen bölümlerde verilen bilgiler, sadece bu boru parçalarıyla ilgilidir. İşletmenin çok eski olmaması ve işletme ömrünün 30 yıl olduğu düşünüldüğünde ihmal edilebilir seviyede olması beklendiği için saha uzmanlarının da görüşleri alınarak ihmal edilmiştir. Güzergâh koridoru boyunca batırılan beton bloklarla stabilitesi sağlanan boru hatları korozyona karşı dışarıdan kaplanmıştır. Ek olarak, dâhili korozyonu en aza indirmek için akışkana hattan geçmeden önce korozyon önleyici kimyasallar eklenmiş ve tasarım ömrü 30 yıl olarak belirlenmiştir. İşletme öncesi testlerden sonra, uzun süre boru hatlarının iç muayenesi öngörülmemiştir. Boru hatlarında taşınan petrol bileşimi nedeniyle boru hattının iç temizliğinin yapılmasının gerekmeyeceği öngörülmüştür. Üreticinin sunduğu API 5L B için kimyasal ve mekanik özellikler Çizelge 4.8’de sunulmuştur.

Çizelge 4.8. Boru hatlarının kimyasal ve mekanik özellikleri

Kimyasal Özellikler									
Element %	Fe	C	Mn	P	S	Cr	Cu	Ni	Nb, Ti, B, As, W
API 5L B	98	0,22	1,20	0,030	0,020	0,50	0,50	0,15	Nb+V maks. 0,06 Nb+V+Ti maks. 0,15
Mekanik Özellikler									
	Poisson Oranı ν (MPa)	Min. Tensile Çekme Dayanımı (MPa)	Min. Akma Dayanımı σ_a (MPa)	Young Modülü E (GPa)	Isıl genleşme sabiti α (/°C)	Isıl iletkenliği k (W/m K)	Yoğunluk ρ (kg/m ³)	Isı kap. C_p (J/kg.°C)	
API 5L B	0,3	415	240	200	1,17x10 ⁻⁵	49,98	7850	502,4	

Çizelge 4.8’de hatlarda kullanılan alaşımın bileşimini gösterilmiştir. Hatlardaki korozyon oluşumunda etkili ana elementler C, Fe’dir. Diğer elementler daha az etkilidir. Karbon miktarı ağırlıkça %60 ve üstü olan çelikler yüksek karbonlu çelikler olup petrol nakliyesinde kullanılırken, ağırlıkça %20’ye kadar olanlar düşük karbonludur. API 5L B’de karbon (C) içeriği ağırlıkça %0,22’dir, karbon içeriği düşük olduğu için API 5L B hafif karbonlu çeliktir. Oksijen çözülmüş halde hatta girer, türbülans etkiyle de açığa çıkar. Aşınma olduğunda saat 6 yönünde, Fe içeriği ağırlıkça değişir. Bu iki element metal oksit üreterek borunun duvarında korozyona sebep olur. Ancak tezin konusu olmadığı için bu korozyon tipi simülasyonda dikkate alınmamıştır. Bu çalışmadaki tüm saha verileri API 5L B çeliğine ilişkindir, literatürde ise deneysel verilerin çoğu X65 kullanılarak elde edilmiştir. Bu sebeple farklı etkileri de dikkate almak için saha verisiyle de uygulama yapılmıştır. Literatürde

incelenen çalışmalarda benzer koşullardaki hatlarda, zamanla oluşabilecek kimyasal ve mekanik özellik değişikliklerinin ihmal edilebilir olduğu görülmüştür. Tüm parçaların çapı, kalınlığı hat boyunca eşit ve pürüzlülük 0,001 inç (0,0254 mm)'dir. Ortamda ısıtma ve soğutma kaynağı olmadığı için borunun iç çeperinin petrolle dış çeperinin deniz suyuyla termal dengede olduğu varsayıldı. Borunun giriş bölgesindeki sıcaklık sürekli rejime kadar akış yönünde azalmakta, belli bir sıcaklığa eriştikten sonra akış garantisi için sabit kalmaktadır. Deniz suyu sıcaklığının dağılımında yaz ve kış mevsimleri arasında belirgin bir değişim vardır. Kış aylarında yüzey su sıcaklığı 5°C'ye düşer, yaz döneminde yüzey su sıcaklığı 25-28 °C arasında değişmekle, Ağustos ayında en fazla 28°C'ye ulaşmakta ve yıl boyunca dip seviye sıcaklığı 6°C'dir. Son 50 yıllık veriler incelendiğinde kış ayları boyunca yüzey katmanı sıcaklığının kalıcı ortalaması 16,4°C, yaz aylarında su sıcaklığı kalıcı ortalaması 26,6°C'dir. Ortalama deniz suyu sıcaklığı 20,8 °C'dir [157-159].

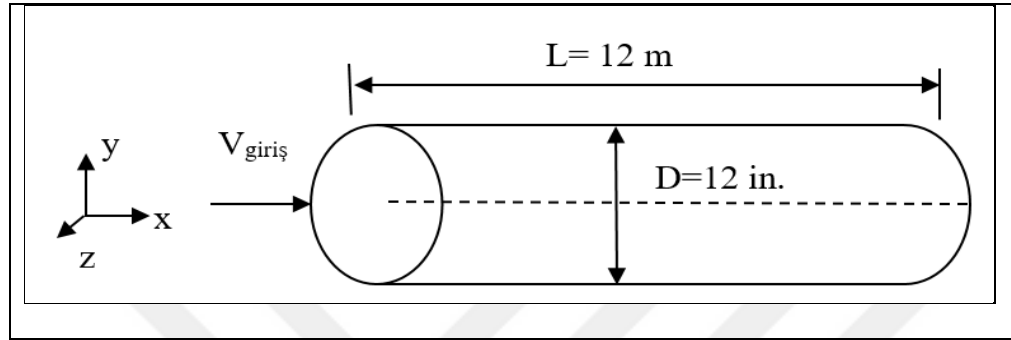
İşletmede olası arıza durumlarında meydana gelebilecek bütünlük kayıplarının önlenmesi amacıyla iskelede ve boru hatlarında özel bir bakım programı yürütülür, cihaz kullanarak temizleme yapılmaktadır Bununla birlikte hatlardaki basınç ve akış hızları ölçülerek kayıt altına alınmakta, kontrol odasından izlenmektedir. Yükleme ve boşaltma sırasında güvenlik prosedürleri işletilmektedir. Boru hatlarının, katodik koruma sistemi de dâhil olmak üzere deniz tabanı üzerindeki dış koşulları, ROV/Otonom Su altı Araçları (AUV) ve/veya Uzaktan Kontrollü Çekilen Araçlar (ROTV) ve görsel muayene teknolojileri kullanılarak takip edilmektedir.

İşletmede çeşitli korozyon önleme yöntemleri kullanılmaktadır, bunlar özetle şunlardır.

- 1) İnhibitör kullanımı
- 2) Cihaz kullanılarak temizlik
- 3) Kurban anotlar ile yapılan katodik koruma, dış akım kaynaklı deniz altı koruma,
- 4) Boyalar ve diğer organik kaplamalar ile koruma,
- 5) Muhafaza sıçrama bölgesinde ise kılıf ile koruma

Simüle edilen çalışma alanına ilişkin bilgiler ve ek hesaplamalar

Bu çalışmada simüle edilen alan, 12, 14 ve 16" ID hatlarda bulunan yatay ve yaklaşık 12 m'lik uzunluktaki bir boru kesitidir. Simülasyonlarda kullanılan boru geometrisi ölçeklendirmesiz olarak Şekil 4.6'da sunulmuştur.



Şekil 4.6. Boru hattının yandan ve kesitsel gösterimi

İşletmede CO₂ kısmi basıncı 0,25 ile 0,3 bar arasındadır, ortalama değeri 0,253 bar'dır. Hattaki CO₂ ve H₂S'nin kısmi basınç oranları korozyon tipinin ağırlıklı olarak CO₂ korozyonu olduğunu göstermiştir. İşletme tarafından H₂S miktarının hat boyunca giderek azaldığı belirtilmiştir. Küçük oranlarda değişikliklerde boru hatlarında korozyona yol açma eğiliminin yaklaşık olarak aynı olduğu kabul edilmiştir. Bununla birlikte CO₂ ve H₂S oranları artıkça olası değişikliklerinin, yeterli veri dağılımına sahip birçok boru hattından elde edilen verilerle değerlendirilmesi gerekir. Küçük oranlardaki değişiklikler sebebiyle simülasyonlarda akışkanlar hatlara girdiğinde H₂S içeriğinin düştüğü ve düşmeye devam ederek sıfırlandığı varsayılmıştır. Tezde boru hattından geçen akış sıkıştırılamayan, izotermal ve sürekli akış olarak ele alınmıştır. Simülasyonda yer çekimi etkileri de dikkate alınmıştır. VOF modelini tezdeki yapıya uyarladığımızda iki fazlı akışa ilişkin Fluent'te olmayan, Bölüm 3'te bahsedilen ek hesaplamalar eklenmiştir. Çıktıların her bir birimi SI birimli seçilmiştir. Bu bölümde 26°C sıcaklık için örnek hesaplama gösterilmiştir. Bölüm 3'te sunulan eşitliklerle petrol ve suyun yoğunluklarının oranı, spesifik gravite bulunmuştur. Suyun sıcaklığa bağlı yoğunluğu Eş. 4.6 ile hesaplanmıştır:

$$\rho_{su}(26) = \frac{998,2}{(1+0,0002(26-20))} = 997,8 \text{ kg/m}^3$$

Suyun yoğunluğu $\rho_{su} = 997,8 \text{ kg/m}^3$ bulunmuştur. Petrolün yoğunluğu ise Eş. 4.7 ile hesaplanmıştır.

$$\rho_{Pet}(26) = 880 * (1 - 0,0007(26 - 15)) = 873,2 \text{ kg/m}^3$$

Böylece petrol yoğunluğu $\rho_{pet} = 873,2 \text{ kg/m}^3$ bulunmuştur. Spesifik gravite:

$$\gamma_0 = \frac{873,2}{997,8} = 0,875$$

Eş. 3.10 kullanılarak petrolün API derecesi hesaplandığında:

$$API = \frac{141,5}{0,875} - 131,5 \approx 30,21^\circ \text{API}$$

olarak bulunmuştur. Tezde kullanılan petrolün hafif yoğunlukta olduğu tespit edilmiştir. Daha sonra suyun ve petrolün dinamik viskozitesi ise literatürden elde edilen formüllerle hesaplanmıştır (Eş. 4.8 ve 4.9):

$$\mu_{Su}(26) = 1,002 \times 10^{\left\{\frac{(1,3272[20-27]-0,001053[20-26]^2)}{26+105}\right\}} \times 10^{-3} \cong 0,0009 \text{ Ns/m}^2 = 0,9 \text{ cP}$$

Aynı şekilde petrolün de sıcaklığa bağlı dinamik viskozitesi 26°C 'de yani $78,8^\circ\text{F}$ için Eş. 4.9'da verilen Begg Robinson korelasyonu (1975) [155] düzenlenerek hesaplanmıştır. Eşitlikteki, sabit C genellikle cP birimleri için 10,715'e ayarlanmıştır.

$$\mu_{pet}(26) = 10,715 \times \left(\frac{1}{(78,8)^{1,163}}\right) \times \left(\frac{30,21}{\ln(78,8)+16,181}\right) = 0,098 \text{ cP}$$

Petrolün de sıcaklığa bağlı viskozitesi 26°C 'de yani $78,8^\circ\text{F}$ için $\mu_{pet} 0,098 \text{ cP}$ 'dir. Akış iskeleden ayrıldıktan sonra, %2 oranında su oranı içermekteydi, değişen koşullarda su oranı %2-8 ve petrol %98-92 oranındadır. Su/petrol ağırlık yüzdeleri %2 su %98 petrol, %4 su %96, %6 su %94 ve %8 su %92 olarak alındı. Daha sonra petrol karışımının %2-8 değişen oranlarında yoğunluğu ve viskozitesi hesaplanmıştır. Eşitliklerdeki α_{su} su yüzde oranı, ρ_m karışımın yoğunluğu, kg/m^3 , μ_m karışımın viskozitesi, Pa.s 'dir. Her sıcaklık ve su oranı değiştikçe, değişecek bu değer için eşitlikler Fluent'e girilmiş ve tamamı simülasyonla çözülmüştür (Eş. 4.10 – Eş.4.11) [6].

$$\rho_m(T) = \rho_{su}(T) \times \left(\frac{\alpha_w}{100}\right) + \rho_{Pet}(T) \times \left(1 - \frac{\alpha_w}{100}\right) \quad (4.10)$$

$$\frac{1}{\mu_m(T)} = \frac{\left(\frac{\alpha_{su}}{100}\right)}{\mu_{su}(T)} + \frac{\left(\frac{\alpha_{pet}}{100}\right)}{\mu_{Pet}(T)} \quad (4.11)$$

Örnek olarak %6 su %94 petrol karışımının dinamik viskozite ve yoğunluk hesabı verilmiştir:

$$\frac{1}{\mu_m(26)} = \frac{\left(\frac{6}{100}\right)}{0,9} + \frac{\left(\frac{94}{100}\right)}{0,098}$$

$$\mu_m(26) \approx 0,104 \text{ cP}$$

$$\rho_m(26) = 997,8 \times \left(\frac{6}{100}\right) + 873,2 \times \left(\frac{94}{100}\right) = 880,68 \text{ kg/m}^3$$

Eşitliklerden elde edilen 26°C'deki, API 30,21°, %94'lük petrol-su karışımın yoğunluğu, $\rho_m=880,68 \text{ kg/m}^3$, karışımın dinamik viskozitesi, $\mu_m(26)=0,104 \text{ cP}$ olarak hesaplanmıştır. Modellemede diğer önemli parametrelerden biri de akıştır, lineer ortalama akış hızı U_{ort} , m/s, Eş. 4.12 ile hesaplanmıştır.

$$Q = \pi r^2 U_{ort} \quad (4.12)$$

Hız zamanla değişeceği için bazı varsayımların yapılması gerekmiştir. Modellemede bazı varsayımlar şunlardır: akış, boru eksenine göre sabit, tamamen gelişmiş, paralel ve simetriktir. Boru yatay, düzdür ve sabit bir çapa sahiptir. Boru çapları 12, 14 ve 16 inçlik hatlar için kesit alanlar sırasıyla 0,073, 0,099, 0,13 m²'dir. Reynolds sayıları yaklaşık duruş dahil olmak üzere 434 ile 3 000 000 aralığında değişmektedir. 12 inçlik hatta akış hızı değişmekteydi, tezde dikkate alınan beş değere göre Reynolds sayısı 10 000'den büyük olduğu için akış türbülanslı tespit edilmiştir. Saha verileriyle yapılan çalışmalarda karşılaşılan önemli bir konu verilerle ilgilidir. Literatürdeki çalışmalarda hacimsel oranların günlük veya aylık ortalaması alınır, bu nedenle yüksek ve düşük akışlara ilişkin net bir bilgi elde edilemez. Hız profilinden bilinmeyen basınç ve sıcaklık profili tahmin edilir; genellikle de bu değerlerin boru boyunca doğrusal olarak değiştikleri varsayılır. Tezde de durum benzerdi, işletme tarafından sağlanan verilerde de modele girdi olan hacimsel akış hızı yıllık

ortalama değerlerdeydi, bu verilere kapatma, bakım günleri dâhil edilmemişti. Çizelge 4.9'da 12 inçlik hat için korozyonun en yüksek olduğu yıllardaki ortalama akış verileri sunulmuştur:

Çizelge 4.9. Son beş yıllık ortalama akış değerleri

Yıl	Ortalama akış hızı m ³ /gün	Ortalama petrol akış hızı m ³ /gün	Ortalama su akış hızı m ³ /gün	Reynolds sayısı	X _{su} %
1	646	627	19	266 500	3
2	637	618	19	261 525	3
3	692	671	21	284 730	3
4	580	551	29	237 535	5
5	567	550	17	232 774	3

Simülasyonda çalışılacak boru boyunun Bölüm 3'te bahsedildiği gibi çapın on katı olarak 3 metre alınması düşünülmüştür. Ancak simülasyonda 3 metrede net görüntüler alınamadığı için borunun uzunluğunun 12 metre alınmasına karar verilmiştir, beklendiği gibi görüntüler tam gelişmiş akış varsayımı için uygundur. Tam gelişmiş akış için, hat boyunca sürtünme sebebiyle oluşan basınç kayıpları için sürtünme faktörünün bulunması gerekir. Moody's grafiğinden 0,03 değeri okunmuş, Petukhov Eşitliği'nden sürtünme faktörü, $f = 0,01$ olarak hesaplanmıştır. Beş farklı akış durumu için sürtünme faktörü sırasıyla 0,01; 0,04; 0,047; 0,048; 0,048 olarak hesaplanmıştır. Tam gelişmiş türbülans akış için türbülans üssü hesaplandığında;

$$n = f^{-1/2} = (0,01)^{-1/2} = 10$$

bulunmuştur, Bölüm 3'te verilen kuvvet yasası hız profilinde n yerine koyulduğunda Eş. 4.13 elde edilmiştir.

$$\frac{\bar{u}}{U_c} = \left(\frac{R - r}{R} \right)^{0,1} \quad (4.13)$$

Merkez çizgisel hızı U_c 'yi belirlemek için, U_{ort} ve U_c arasındaki ilişki bilinmelidir. Hacimsel akış hızı denkleminde yararlanıldığında akış asimetric olduğundan,

$$\frac{U_{ort}}{U_c} = \frac{2n^2}{(n+1)(2n+1)} \quad (4.14)$$

O halde $n = 10$ ise

$$\frac{U_{ort}}{U_c} = \frac{2 \times (10)^2}{(11) \times (2 \times 10 + 1)} = 0,866$$

Eş. 4.14 yeniden düzenlendiğinde;

$$Q = 2\pi r^2 U_c \frac{n^2}{(n+1)(2n+1)} = 0,866 \times \pi r^2 U_c \quad (4.15)$$

Böylece boru merkezinde aksenal hız yaklaşık olarak belirlenmiştir, elbette tüm konumlarda akış boyunca gerçek aksenal hız tam olarak hesaplanan değere eşit değildir. Bunun nedeni, borunun içinde akışın gerçekte tam olarak gelişmemesidir. Eş. 4.15'teki tam gelişmiş türbülans akış hız profili, tüm akış boyunca uygulanmadı, simülasyonda yalnızca giriş sınır koşulu olarak kullanılmıştır. Diğer ortalama hız bileşenleri girişte sıfıra ayarlandı. Tezde kullanılan boru malzemesi karbon çeliktir ve pürüzlülüğü $\epsilon = 0,0254$ mm olduğu için 12 inçlik borunun bağıl pürüzlülüğü Eş. 4.16 ile hesaplanmıştır [5]:

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{\text{çelik pürüzsüzlüğü}}{\text{iç çap}} = \frac{0,0254 \text{ mm}}{304,8 \text{ mm}} = 8,33 \times 10^{-5} \quad (4.16)$$

Katı madde içermeyen, korozyona uğramayan sürekli hizmet düşünüldüğünde erozyon korozyonu oluşmadan önce tolere edilebilecek API 14E RP standardına göre en yüksek akış hızı hesaplanmıştır. C_e sabiti korozyona dayanıklı alaşımlar kullanıldığı için literatürde belirtildiği üzere 180 alınmıştır [65]. Buna göre 12, 14 ve 16 inçlik borularda akışkan hızı 7,47 m/s aştığında erozyon meydana gelebileceği bulunmuştur.

$$V_e = \frac{1,23 \times C_e}{\sqrt{\rho_m}} = \frac{1,23 \times 180}{\sqrt{880,6}} = 7,47 \text{ m/s}$$

Tüm akış değerleri tasarıma uygun şekilde kritik hızın altındadır ve işletmede kontrol edilmektedir. Tasarım aşamasında izin verilen maksimum korozyon kaybı 1,65 mm/yıl olarak belirlenmiştir. Ölçülen veriler, kısmen lokalize metal kaybını göstermekteydi; hattın alt bölgelerinde saat 6 pozisyonunda CO_2 korozyonundan (Mesa saldırısı) kaynaklanan kalınlık kaybı olduğu tespit edilmiştir. Kurulumundan bugüne kadar izlemede bazı değerler kritik eğriye yakın olmakla birlikte inhibitörün %95 etkisi varsayıldığında < 3 mm/yıl korozyon payına sahip karbon çelik hatlar için kabul edilebilir seviyede olduğu gözlemlendi.

Sahada korozyon ölçümü hat boyunca her bir nokta için belirtilmeyip uzmanlarca önemli yerler not edilmişti. Ulaşılan maksimum korozyon hızı pH=5,8'de ve 26°C sıcaklıkta 1,15 mm/yıl, minimum korozyon hızı ise pH=6,3 ve 15°C'de 0,044 mm/yıl olarak belirlendi. Çizelge 4.10'da 12 inçlik hatta sıcaklık 26°C'da, üç farklı hız (0,25; 0,50 ve 1 m/s) ve üç farklı CO₂ kısmi basıncı (0,25; 0,27; 0,30 bar) için sahada ölçülen değerler verilmiştir.

Çizelge 4.10. Sahada 26°C'de iki farklı hız ve üç farklı CO₂ kısmi basıncı için ölçülen değerler

P_{CO_2} (bar)	x_{su} (%)	V_m (m/s)	pH	CR (mm/y)
0,25	2	0,25	5,8	0,25
0,25	4	0,25	5,8	0,33
0,25	6	0,25	5,8	0,41
0,25	6	0,50	5,8	0,43
0,25	2	1	5,8	0,49
0,25	4	1	5,8	0,56
0,25	6	1	5,8	0,61
0,27	2	0,25	5,8	0,64
0,27	4	0,25	5,8	0,72
0,27	2	1	5,8	1,03
0,27	4	1	6,1	1,11
0,27	6	1	5,8	1,19
0,3	6	0,25	5,8	1,02
0,3	6	0,25	6,1	0,94
0,3	6	0,25	6,3	0,91
0,3	6	0,50	6,3	0,95
0,3	2	1	6,3	0,98
0,3	6	1	5,8	1,15

Çizelge 4.11'de 15°C sıcaklıkta yapılan ölçüm değerleri verilmiştir.

Çizelge 4.11. Sahada 15°C'de iki farklı akış hızı için ölçülen değerler

P_{CO_2} (bar)	x_{su} (%)	V_m (m/s)	pH	CR (mm/y)
0,3	2	0,25	5,8	0,087
0,3	6	0,25	5,8	0,093
0,3	2	1	5,8	0,128
0,3	4	1	5,8	0,149
0,3	6	1	5,8	0,185
0,3	6	1	6,1	0,091
0,3	6	1	6,3	0,044

Bu değerler ortamda FeCO₃ veya HCO⁻³ olduğunu göstermektedir. Hatlardaki akış içeriği, asit, toplam tuzluluk ve klorür iyonunun belirli bir aralıkta ve ihmal edilebilir seviyede

değişiklik gösterdiği görülmüştür. Çizelge 4.12’de korozyon ölçümlerdeki yaklaşık ortalama ve standart sapmalar dikkate alınmamıştır.

Çizelge 4.12. 12 inçlik boru hatlarına ilişkin ortalama korozyon bilgileri

	CR (mm/y)	x_{su} (%)	P_{CO_2} (bar)	pH	V_m (m/s)
T= 26°C					
Ortalama	0,76	4,44	0,27	5,92	0,61
Standart sapma	0,47	2,65	0,14	0,38	0,46
T= 15°C					
Ortalama	0,111	4,57	0,3	5,91	0,78
Standart sapma	0,56	2,14	0	0,22	0,36

Boru hatları 12, 14 ve 16 inçlik üç farklı boru için sayısal simülasyonlar yapılmıştır. Aynı ölçümler 14 ve 16 inçlik hatlarda da yapılmıştır, bununla birlikte tezde sadece boru boyutunun etkisi açısından değerlendirildiği için T=26°C, P_{CO_2} = 0,25 bar, pH=5,8, v= 0,25 m/s, x_{su} =%2 değerlerinde ilgili veriler sunulmuştur. Çizelge 4.13’te farklı boru hatlarında sahada ölçülen minimum ve maksimum korozyon hızları sunulmuştur:

Çizelge 4.13. Farklı boru hatlarında minimum ve maksimum korozyon hızı (mm/yıl)

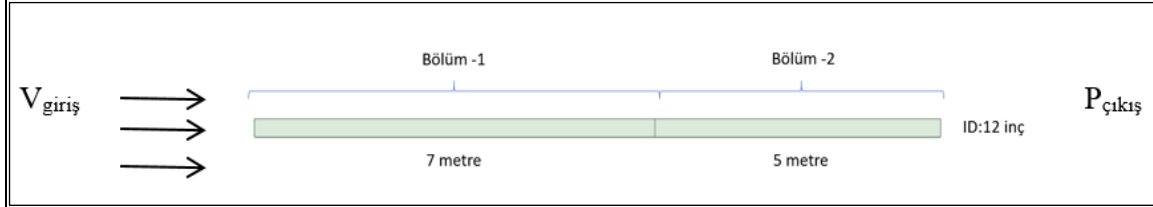
Boru çapı (inç)	Minimum korozyon hızı (mm/yıl)	Maksimum korozyon hızı (mm/yıl)
12	0,25	0,49
14	0,18	0,32
16	0,08	0,09

Ön işleme

Problemin tanımlanması ve geometrik modelin oluşturulması

Sahadan elde edilen veriler ışığında farklı çaplardaki borular ANSYS Workbench DesignModeler’da ilk olarak 3B çizildi. Hattın uzunluğu dikkate alındığında akış bir süre sonra izotermal olacağı için simülasyonda da akış izotermal olarak işlendi, x=0 düzlemi etrafında aksel simetrik akış oluşmuştur. Simetri sınır koşulu uygulanarak, 2B çizilmesine karar verilmiş basitleştirme yapılmıştır. Tüm simülasyonlarda varsayımlar ışığında modelin 2B olması sebebiyle ağ hücreleri yarıya düştüğü için bilgisayar belleğinde ve zaman gereksinimlerinde önemli tasarruf sağlanmıştır. İlk olarak analiz edilecek boru hatlarının sanal ortamda çizimi yapılmıştır. Resim 4.9’da ölçeksiz fiziksel model sunulmuştur. Akış,

şeklin sol kısmından girer ve 12 metre boyunca ilerler. Çözüm alanı iki parça olarak kurgulandı, çünkü girişte gelişmemiş akış ve fazlar vardı. Yapılan denemelerde 7 metrelik Bölüm-1 kısmının tam gelişmiş akış için ancak yeterli olduğu görülmüştür. Bu kısımda sunulan bulgular tam gelişmiş akışa ilişkin Bölüm 2 (5 metre) ile ilgilidir.

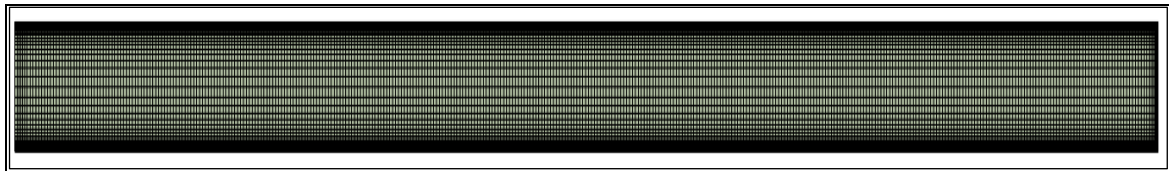


Resim 4.9. Boru hatlarının fiziksel modeli

Aynı işlem diğer boru hatları için de yapıldı, tezin konusu CO₂ korozyonuna etki eden mekanizmaların incelenmesi olduğu için ve eş özellikteki borularda benzer işlemler tekrar edildiği için 14 ve 16 inçlik boru hatlarına ilişkin detaylı bilgi verilmeyip, boru boyutlarının etkisi başlığında elde edilen sonuçlar verilmiştir.

Geometrik modelin elemanlara ayrılması

Etki alanını bölmek için ANSYS Meshing kullanılarak son şekil verilene kadar farklı ağlarla birkaç simülasyon gerçekleştirilmiştir. Modelin otomatik oluşturduğu orijinal ağ yapısı, daha yüksek kalitede ağ yapısı elde etmek için yapılandırılmıştır. Akışkana ait özelliklerin hızlı değişim gösterdiği ve dolayısıyla korozyonun görüleceği çeper bölgelerinde korozyon oluşumunun gözlenmesi, duvara yakın iyi bir çözüm elde edilmesi amacıyla analizlerde oluşturulan çözüm ağları, tamamı hekzahedral elemanlardan oluşturulmuştur. Resim 4.10'da 12 inçlik ağ atılmış hat gösterilmiştir.



Resim 4.10. ANSYS ile çizilen 2B 12 inçlik boru hattında ağ görüntüsü

Akışkan simülasyonunda ağların ağdan bağımsız çözüm üretebilecek nitelikte olmaları için y^+ değerine odaklanılmış ve cidar yakınında y^+ değeri 5'in altında tutulmuştur. Çarpıklık ve ortogonal kaliteleri ideal özelliktedir. Elde edilen bulgular Çizelge 4.14'te sunulmuştur.

Çizelge 4.14. 12 inçlik boru hattı için ağ bilgileri

Eleman sayısı	2040
Düğüm sayısı	2163
Eleman boyutu (mm)	0,001
İlk tabaka kalınlığı (mm)	0,15
Duvara yakın sınır tabaka için en/boy oranı	1,935

Başlangıç ve sınır koşullarının belirlenmesi

Ağ bağımsızlık analizi yapılmadan önce başlangıç ve sınır koşulları belirlenmiştir. Yatışkın durum çözümüne yönelik iterasyonlar yapılmadan önce değişkenlerin her biri için başlangıç değerleri verilmiştir. Model, tüm değişkenler için sıfır değerleri ile başlatılmıştır. Modeldeki k ve ε için başlangıç değerleri sırasıyla $0,01 \text{ m}^2/\text{s}^2$ ve $0,001 \text{ m}^2/\text{s}^3$ olarak alınmıştır. Bu iki değer başlangıçta her bir hücreye dağıtılmıştır. Hesaplamalar ilk olarak daimi akış koşulu altında gerçekleştirilmiş; sonrasında da daimi akış hesabı sonuçları başlangıç şartı olarak alınıp, zamana bağlı çözümlemeler yapılmıştır. Akışkanın boruya girişinde hız giriş sınır koşulu, yani hızın üç bileşeni uygulanmıştır ve Bölüm 4'te hesaplanan tam gelişmiş akış hız profili Fluent'e sadece girişte uygulanmak üzere girilmiştir. Geçirgen olmayan boru çeperinin yüzeyindeki akış viskozdur, duvara teğet olan hız bileşenleri sıfırdır. Bu sebeple hem boru çeperi hem de yüzeylerde momentum denklemleri için kaymaz sınır koşulu kullanılmıştır. Giriş hız değerleri için veriler girilmiştir, girişte 12 inçlik borudaki petrol ve su akışı karışımının hızı sırasıyla $0,25\text{-}1 \text{ m/s}$ aralığındaydı. Çıkışta *pressure outlet* sınır koşulu uygulanmış, 2 barlık basınç belirlenmiştir. Kullanılan başlangıç ve sınır koşulları Çizelge 4.15'te verilmiştir.

Çizelge 4.15. Başlangıç ve sınır koşulları

Sınır	Koşullar
Giriş	$V = 0,25\text{-}1 \text{ m/s}$, $\alpha_p = 0,98\text{-}0,92$ $\alpha_s = 0,02 - 0,08$
Çıkış	2 bar
Duvar	Kaymaz ($V_x = V_y = V_z = 0$)

Giriş sınır koşulunda su ve petrol karışımı orantısız olarak homojen kabul edilmiştir. Analizlerin sadece son 10 saniyesine ait sonuçlar paylaşılmıştır. Bunun nedeni 30 saniye alınan çözümlerde, analiz rejime oturana kadar zaman geçmesine karşın 30 saniyenin yetersiz olmasıdır. Duvar sınır şartında kaymama koşulu geçerlidir, çıkış sınır şartında çıkış basıncının değeri girilmiştir. Simetri sınır şartında ise herhangi bir işlem yapılmayıp simetrik olduğu belirtilmiştir. Akış tam gelişmiş olduğunda $0,866 \times \pi r^2 U_c$ giriş koşulu uygulanmıştır. Türbülans yoğunluğu ve hidrolik çap, girişte kullanılanla aynı değerlere, yani sırasıyla %3 ve 76,13 mm'ye ayarlanmıştır.

Simülasyon ayarları

Borudaki sıvı akışı türbülanslıdır, bu nedenle boru boyunca sıcaklık değişimleri küçüktür, sıcaklık profilleri neredeyse tamamen düz çizgilerdir. Aynı girdi verileri kullanılarak boru hattı boyunca sıcaklık değişimi çevre sıcaklığına ulaşmak ve sabit kalmak için çok hızlı şekilde düşmesi beklenmektedir. İki boyutlu modelde analizlere başlamadan önce optimum türbülans modelinin seçimi ve ağdan bağımsızlık analizi yapılmıştır. Enerji denklemi etkinleştirilmemiş, yer çekimi ivmesi etkinleştirilmiştir ve y-ekseninde negatif yönde 9,81 olarak ayarlanmış, akış türbülans olarak işlenmiştir. VOF kullanılmıştır ve hacim oranı denklemleri için *Courant* sayısı (Co) 1'de sabitleştirilmiştir. VOF simülasyonunun her biri yaklaşık 23-24 saat sürmüştür, bu süreye modelleme prosedürünü kurmak ve sonuçları kaydetmek için gereken süreler dahil edilmemiştir. Ağ bağımsızlık analizi ve akışta türbülans etkileri sayısal olarak simüle etmek için bir önceki bölümde seçilen gerçekleştirilebilir $k-\epsilon$ türbülans gelişmiş duvar fonksiyon modeli kullanılmıştır. Tezde kullanılan boru malzemesi için $\epsilon=0,0254 \text{ mm}^2$ 'lik bir yüzey pürüzlülüğü kullanılmıştır. Mevcut HAD yaklaşımının doğruluğunu arttırmak için farklı çalışma koşullarında petrol-su akışları için sayısal simülasyonlar yapılmıştır. HAD çözümünün ağdan bağımsız olduğundan emin olmak için, 0,75 m/s akış hızında, sıcaklık 20°C'de, %8 su, %92 ham petrol seçilmiştir. Akışkan özellikleri için simülasyonda örneğin 26°C'deki yoğunluğu $\rho_m=880,68 \text{ kg/m}^3$ ve dinamik viskozitesi $\mu_m=0,104 \text{ cP}$ olan petrol su karışım kullanılmıştır. Petrol-su karışımı için ara yüzey gerilimi, $\sigma=0,016 \text{ N/m}$ değerine ayarlanmıştır. Ağdan bağımsızlık ve türbülans modeli seçimi için simülasyonlar Çizelge 4.16'da listelenen sıvı parametreleriyle gerçekleştirilmiştir.

Çizelge 4.16. Ağdan bağımsızlık analizi için kullanılan sıvı parametreleri

Sıvı	Petrol Su
Termal	Kapalı
Türbülans modeli	Gerçekleştirilebilir κ - ϵ
Duvar fonksiyonu	Gelişmiş duvar
Giriş hızı	0,75 (m/s), $\alpha_s = 0,08$
Çıkış basıncı	2 (bar)
Duvar koşulu	Kaymaz

Fluent kararlı durumda çalışılması için program 2 boyutlu, çift kesinlik modunda başlatılmıştır. Basınç-hız çözümü için BASİT şeması, basınç için PRESTO kullanılmıştır. Ayrıca, istenen doğruluk derecesinin yanı sıra yinelemeli sürecin kararlılığı ve yakınsamasını garanti etme amacıyla gradyan şeması için *hücre merkezli en küçük kareler*, hacim oranı için *Geometrik-yenilenme*, momentum, türbülanslı kinetik enerji ve türbülans yayılma hızı için *ikinci dereceden akış yönü* ve geçici formülasyon *birinci dereceden kapalı* denklemleri kullanılmıştır, Çizelge 4.17’de saha için simülasyon ayarları gösterilmektedir.

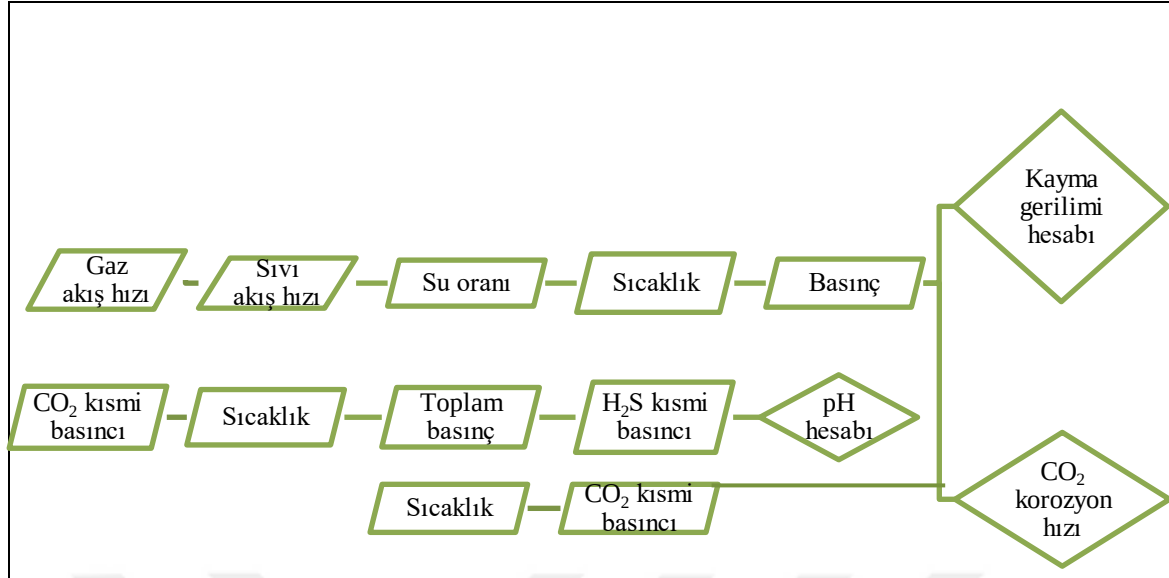
Çizelge 4.17. Saha için simülasyon ayarları

Basınç-hız	BASİT
Gradyan	Hücre merkezli en küçük kareler
Basınç	PRESTO!
Momentum	İkinci dereceden akış yönü
Hacim oranı	Geometrik yenilenme
Türbülans kinetik enerji	İkinci dereceden akış yönü
Türbülans yayılım oranı	İkinci dereceden akış yönü
Geçici formülasyon	Birinci dereceden kapalı

4.2. Yöntem

4.2.1. NORSOK M-506 modelindeki iyileştirmeler ve HAD ile entegrasyonu

NORSOK M-506 korozyon hızlarının noktasal tahmini üzerine tasarlanmıştır. Bu nedenle, daha iyi bir tahmin için modelin değiştirilmesi gerekiyordu. Bu bölümde NORSOK M-506'ya ilişkin önemli parametreler, eklenen iyileştirmeler, program yapısı ve tasarımı ele alınmıştır. Modelin en önemli özelliklerinden biri, yeni kullanıcı tanımlı reaksiyonlar eklemek de dâhil olmak üzere, reaksiyonları ekleyerek/kaldırarak hesaplama sürecini değiştirmesine izin verilmesidir. Şekil 4.7’de CO₂ korozyon hesabı için genelleştirilmiş akış şeması gösterilmiştir.



Şekil 4.7. CO₂ korozyon hesabı için geliştirilmiş akış şeması

Bununla birlikte Bölüm 3’te detayları verilen, geliştirilmiş modellere kıyasla NORSOK M-506 yüksek sıcaklıklarda koruyucu korozyon filmlerin ve yüksek pH’ın etkilerini diğer modellere nazaran daha fazla hesaba katar. Modelin, demir iyon (Fe⁺²) sayısını en alt sınırdan hesaba katarak CO₂ korozyon hızı bakımından en kötü senaryoyu ortaya koyduğu söylenebilir. Modelde yapılan değişikliklere ilişkin detaylı bilgiler bu bölümde verilmiştir.

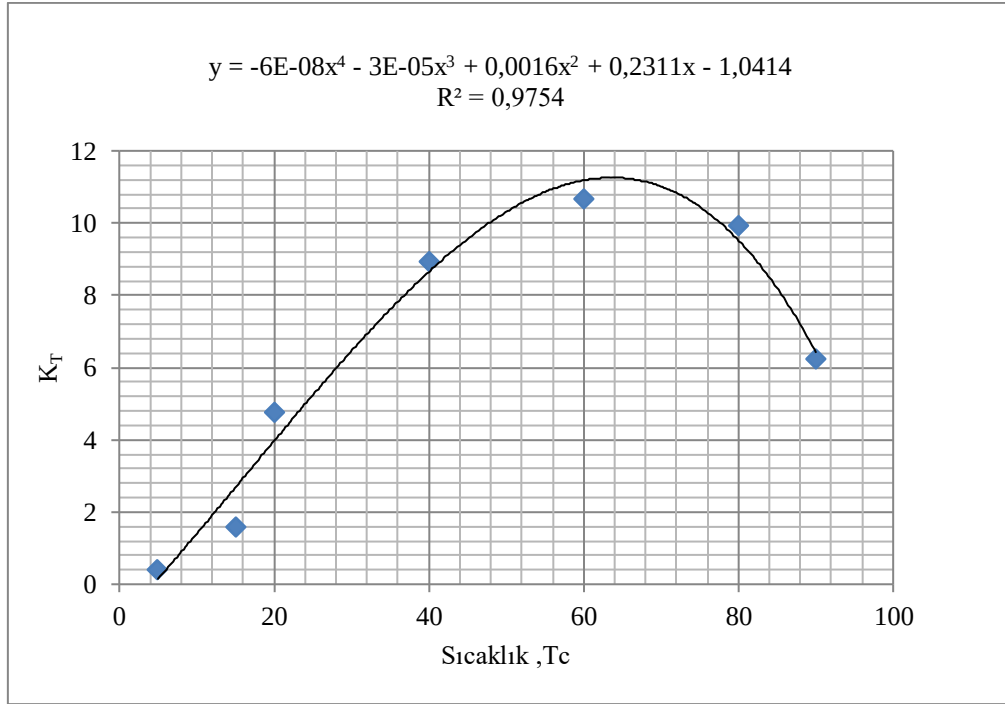
K_T hesabı

NORSOK M-506, 5 ile 150°C arasındaki sıcaklıklarda korozyon hızının tespit edilmesine imkân sağlar. T sıcaklığında denge sabiti K_T lineer bir değişkendir, sıcaklığa bağlı K_T değerleri NORSOK M-506 standardında vardır, ancak bu K_T değerleri belli sıcaklıklar içindir ve ara değerler yoktur. Bu nedenle iki farklı sıcaklık aralığı için sıcaklığa bağlı K_T ifadeleri Microsoft Excel ile bulunmuştur (Eş. 4.17-4.18):

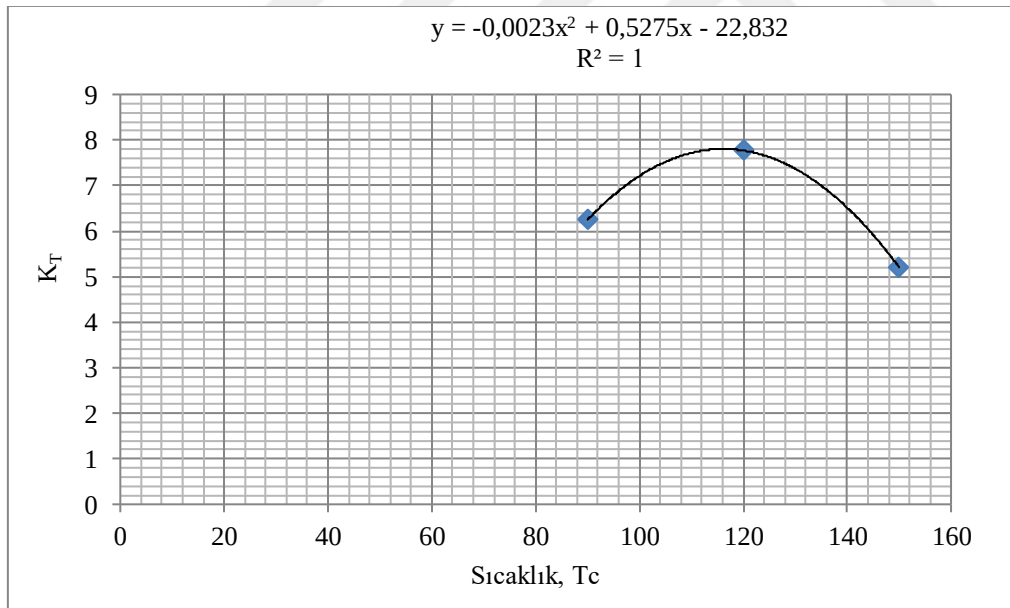
$$K_T = -6 \times 10^{-4} \cdot T_c^4 - 3 \times 10^{-3} \cdot T_c^3 + 0,0016 \cdot T_c^2 + 0,2311 \cdot T_c - 1,0414 \quad 5 \leq T_c < 90^\circ\text{C} \quad (4.17)$$

$$K_T = -0,0023 \cdot T_c^2 + 0,5275 \cdot T_c - 22,832 \quad 90 \leq T_c \leq 150^\circ\text{C} \quad (4.18)$$

Şekil 4.8 ve 4.9’da Excel kullanılarak elde edilen grafikler gösterilmiştir.



Şekil 4.8. $5 \leq T_c \leq 90^\circ\text{C}$ sıcaklık aralığında K_T değişimi



Şekil 4.9. $90 \leq T_c \leq 150^\circ\text{C}$ sıcaklık aralığında K_T değişimi

Elde edilen bu eşitliklere ilişkin hata oranları da tespit edilmiş ve hata oranları düşük sıcaklıklarda yüksek çıkmakla birlikte, diğer sıcaklıklarda makul çıkmıştır (Çizelge 4.18). Sapma oranları çok düşük olduğu için tezdeki modelde bu eşitlikler kullanılmıştır. Bu formüller daha sonra UDF'ye de eklenmiştir.

Çizelge 4.18. K_T değişkeninin sıcaklığa bağlı değişimine ilişkin değişiklik ve hata oranı

Sıcaklık ($T_c, ^\circ C$)	K_T (NORSOK)	K_T (Tez)	Hata oranı (%)
5	0,42	0,15	64,29
15	1,59	2,68	68,55
20	4,762	3,97	16,63
40	8,927	8,69	2,66
60	10,695	11,33	5,94
80	9,949	9,87	0,79
90	6,250	6,91	10,56
120	7,770	7,35	5,41
150	5,203	4,54	12,74

pH'in hesaplanması

Korozyon hızı hesaplamalarında pH hesabı için çeşitli modeller önerilmiştir. En yaygın kullanılanları; De Waard modeli, Gunaltun ve NORSOK M-506 tarafından kullanılan Oddo Tomson modeli, *Predict TM* modeli tarafından kullanılan Bonis ve Crolet (1998) [122] modelidir. Hesaplama, CO_2 kısmi basıncı, iyonik yük, sıcaklık ve ilk HCO_3^- konsantrasyonunun birleşik etkilerinin tek bir değişken pH ile tanımlanabileceğini göstererek genelleştirilmiştir [122]. pH, su fazının iyonik yüküne göre hesaplanır. NORSOK M-506 modelinde, saf sudaki pH değerinden farklı olması durumunda gerçek pH değeri girilmelidir. NORSOK'ta basınç, sıcaklık ve CO_2 giriş değerleri doğrudan ana tablodan alınır ve bu formda değişiklik yapılamaz. Hesaplama alanında yaygın olarak bulunan iyonlar vardır, ancak gerçek sahada farklı iyonlar da bulunabilir. NORSOK M-506 modeli bu iyonları dikkate almamaktadır. Tezdeki hazırlanan modelde hazırlanan kod ile su kimyası bilindiğinde iyonik yük hesaplanarak mevcut tüm iyonlar da dikkate alınabilir. Su analizi mevcut olmadığında Total Şirketi'nin deneyimlerine dayanarak Çizelge 4.19'daki bu değerler kullanılır [109].

Çizelge 4.19. Su kimyası [109]

İyonlar	Molar değeri
HCO_3^-	0,0067
SO_4^{+2}	0,0027
Cl^-	2,9474
Mg^{+2}	0,14725
Na^+	2,59
K^+	0,0315
Fe^{+2}	0,006
Sr^{-2}	0,0088

Su kimyasına ilişkin sahada bilgi bulunmadığı durumlarda Gunaltun'un (1996) [109] çalışmasında kullandığı verilerle iyonik yük hesaplanabilir. Bu değerler, uzun yıllar saha tecrübesine dayanarak belirlenmiştir. Asetat/Asetik asit, mevcut toplam uçucu asit türlerini temsil etmek için kullanılır. Tuz (asetat) veya asit (asetik asit) formunda bulunan miktar, sistemdeki pH'a bağlı olacaktır. Tam değerleri vermemekle birlikte toplam organik asit içeriğinin, hiçbir veri mevcut olmadığında, sıfır değerinden daha çok bu değerlere yakın olduğu düşünülmüştür. İyonik yük Eş. 3.39, Çizelge 4.19'daki iyonlara uygun olarak yeniden düzenlenmiş ve Eş. 4.21 ile hesaplanmıştır:

$$I = \frac{1}{2} [(HCO_3^-) \times 1^2 + (SO_4^{2-}) \times 2^2 + (Cl^-) \times 1^2 + (Mg^{+2}) \times 2^2 + (Na^+) \times 1^2 + (K^+) \times 1^2 + (Fe^{+2}) \times 2^2 + (Sr^{+2}) \times 2^2] \quad (4.21)$$

$$I = \frac{1}{2} [(0,0067) \times 1^2 + (0,0027) \times 2^2 + (2,9474) \times 1^2 + (0,14725) \times 2^2 + (2,59) \times 1^2 + (0,0315) \times 1^2 + (0,006) \times 2^2 + (0,0088) \times 2^2]$$

$$I \approx 3,12 \text{ molar}$$

İyonik yük hesaplandıktan sonra H^+ aktivasyon sabiti Eş. 4.22 ile bulunur [105].

$$\ln \gamma_{[H^+]} \pm = -A \times Z^2 \left[\frac{I^{0,5}}{(1 + I^{0,5})} - 0,2 \times I \right] \quad (4.22)$$

Eş. 4.22'deki Z iyonik yük H^+ için 1 ve A sabit bir değer olup 1,17'dir. Değerler yerlerine koyulduğunda, $\ln \gamma = -1,42$ olur, aktivasyon sabiti $\gamma=0,241$ olarak hesaplanmıştır. Daha sonra Eş. 4.23 ve Eş. 4.26 arasındaki eşitlikler yardımıyla H^+ iyon konsantrasyonu hesaplanmıştır [105].

$$pH = -\log a_{[i^+]} \quad (4.23)$$

$$a_i = [i]_F \times \gamma_{F(i)} \quad (4.24)$$

Eş. 4.24'deki a_i i iyonunun aktivitesi, $[i]_F$ serbest iyon konsantrasyonu (M), $\gamma_F(i)$ ise i iyonunun aktivite sabitidir. Yeniden düzenlendiğinde H^+ iyonu için aktivite Eş. 4.25 ve 4.26 elde edilir [105].

$$pH = -\log a_{[H^+]} \quad (4.25)$$

$$a_{[H^+]} = [H^+] \times \gamma_{[H^+]} \quad (4.26)$$

Sahada pH, net olarak bilinmemekle beraber 5,8 ve 6,3 aralığında değişmekteydi, bu sebeple su kimyası hesabına gerek duyulmamıştır. Bu hesaplama seçilecek çökelme modeli için kullanılmıştır. Hesaplama 5,8 ve 6,3 aralığı için yapılmıştır, ilk olarak pH 5,8 için $[H^+]$ hesaplanmıştır:

$$pH = 5,8$$

$$a_{[H^+]} = \gamma_{[H^+]} \times [H^+] = 1,59 \times 10^{-6}$$

H^+ iyonunun konsantrasyonu, $[H^+]=1,59 \times 10^{-6}$ M olmuştur. Aynı işlem pH 6,5 için tekrarlandığında $[H^+]=3,16 \times 10^{-7}$ M hesaplanmıştır. Dolayısıyla sahadaki H^+ iyon konsantrasyonu $1,59 \times 10^{-6}$ ve $3,16 \times 10^{-7}$ M aralığındadır. Tezde saha ölçümlerinin olduğu üç değer 5,8- 6,1-6,3 simülasyon için alınmıştır.

Su kimyasına ilişkin veri olduğunda ise aşağıdaki örnekle sunulmuş hesaplama kullanılır. pH hesabında mevcut bir iyonunkine dönüşüm yapılır. Yeni katyon olması durumunda, sodyum hariç mevcut bir katyona dönüştürülmüştür; yeni anyon olması durumunda, klor hariç mevcut bir anyona dönüştürülür. Sodyum ve klor konsantrasyonları, başlangıç HCO^{-3} mukavemetini hesaplamak için kullanılır, ilave iyonlarla değiştirilmemelidir. Örneğin, 100 ppm bakır iyonu (Cu^{+2}) için eş değer potasyum iyon konsantrasyonu aşağıdaki gibi hesaplanabilir, işlemdeki çarpma faktörü 4, Cu^{+2} 'nin K^+ 'ya dönüştürülmesinden kaynaklanır [119]:

$$\text{Bakır iyonunun molü} = \frac{100}{1000 * 63,5} = 0,00158 \text{ mol} \quad (4.27)$$

$$\text{Bakır iyonunun molü} = \frac{100}{1000 * 63,5} = 0,00158 \text{ mol} \quad (4.28)$$

$$\begin{aligned} \text{Eşdeğer potasyum iyon konsantrasyonu} &= 0,00632 \times 1000 \times 39,1 \\ &= 247,1 \text{ ppm} \end{aligned} \quad (4.29)$$

$$\text{Eşdeğer potasyum iyonları molü} = 0,00158 \times 4 = 0,00632 \text{ mol} \quad (4.30)$$

Böylece bakır iyonu bulunması halinde potasyum iyonunun konsantrasyonunun 247,1 ppm artırılacağı anlamına gelir. Demir, demir (Fe^{+2}) iyonları olarak kullanılır. Ferrik iyonlar (Fe^{+3}) varsa, iyonik yük Ferrik iyonunkine dönüştürülmelidir. Örneğin, 20 ppm demir (Fe^{+3}) iyonu için örnek hesaplama verilmiştir:

$$\text{Demir iyonunun molü} = 20 / (55,85 \times 1000) = 0,00036 \text{ mol}$$

$$\text{Eş değer potasyum iyonları} = 0,00036 \times 9 = 0,0032 \text{ mol}$$

$$\text{Potasyum iyon konsantrasyonu} = 125 \text{ ppm}$$

$$\text{Potasyum iyonu toplam konsantrasyon} = 175 \text{ ppm}$$

CO₂ Çözünürlüğü

Günümüze kadar CO₂ çözeltilerinde çelik çözünmesinin elektrokimyası büyük ölçüde anlaşılmıştır. Koruyucu ve koruyucu olmayan FeCO₃ tabakalarının oluşumuna neden olan koşullar belirlenmiş ve çeşitli parametrelerin etkisi araştırılmıştır. Literatürdeki tüm araştırmalar, sıcaklığın ve pH'nın artırılmasının filmin koruyuculuğunu geliştirdiği konusunda hemfikirdir. Literatürde CO₂ korozyonunu tahmin etmek için bir dizi model (mekanik, yarı deneysel ve deneysel) mevcuttur. Bazen bu tahmin modellerinin temeli ve uygulanabilirlik sınırları yanlış anlaşılır ve bu da yanlış tahmine yol açar. Mevcut modellerin incelendiği makaleler, mekanik modellerin çoğunun ideal olmayan elektrolit karışımlarının ideallliğini var saydığını gösterir. Buna karşılık Nešić ve diğerleri (2008) [125], mekanik difüzyon hesaplamalarına yarı deneysel bir aktivite kat sayısı ekleyerek sonuçları iyileştirmenin model tahminlerini iyileştirebileceği sonucuna varmışlardır. Bu sebeple tezde NORSOK M-506 modeline iyileştirme getirilmiştir. Doğru bir korozyon tahmininin ilk adımı çökeltme sabitinin (K_{sp}) doğru tahmin edilmesidir. NORSOK M-506'nın son versiyonunda FeCO₃ için denge sabiti, Oddo-Tomson korelasyonu ile basınç bağımsızlığı sağlanarak ve Enerji Teknolojisi Enstitüsü (IFE) iyonik yük bağımlılığı ile Uluslararası Saf ve Uygulamalı Kimya Birliği'nin (IUPAC) çökeltme modeli kullanılmıştır [5]:

$$K_{sp} = 10^{-(10,13 + 0,0182 \times T_c - 2,44 \times I^{0,5} + 0,72 \times I)} \quad (3.54)$$

Bu çalışmada kullanılan Henry sabiti için, Oddo-Tomson eşitliği, Eş. 4.31'de verilmiştir:

$$K_{sp} = (14,5/1,0038) \times 10^{-(2,27+5,65 \times 10^{-3} T_f - 8,06 \times 10^{-6} T_f^2 + 0,075 \times I)} \quad (4.31)$$

Eşitliklerdeki T_k Kelvin (K), T_c Santigrat ($^{\circ}\text{C}$), T_f Fahrenheit (F) cinsinden sıcaklık ve I çözelti iyonik yüküdür. Yapılan bir başka değişiklik de karbonat ayrışmasında kullanılan denge sabitidir. Bu tezde ise, NORSOK M-506 standardındaki H_2CO_3 ve bikarbonatı ayrışma sabitleri yerine daha kararlı bir pH değeri sağlandığı için standardın önceki versiyonundaki K_{kar} ve K_{bikar} değerlerinin kullanılmasıdır, bu değerler Eş. 4.32 ve 4.33'te verilmiştir [5]:

$$K_{kar} = 387,6 \times 10^{-(6,41-1,594 \times 10^{-3} T_f + 8,52 \times 10^{-6} T_f^2 - 3,07 \times 10^{-5} P - 0,4772 \times I^{0,5} + 0,1180 \times I)} \quad (4.32)$$

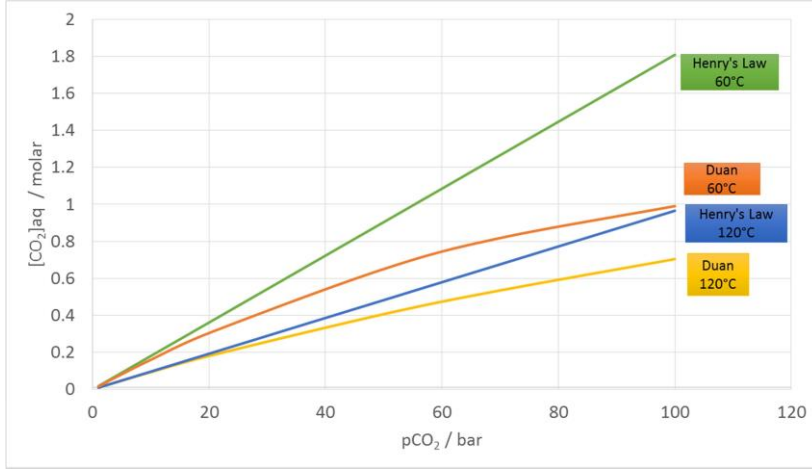
$$K_{bikar} = 10^{-(10,61-4,97 \times 10^{-3} T_f + 1,331 \times 10^{-5} T_f^2 - 2,624 \times 10^{-5} P - 1,1661 \times I^{0,5} + 0,34661 \times I)} \quad (4.33)$$

Çizelge 4.20'de Duan ve Sun modeli için gösterilen parametre sınırları belirtilmiştir. Ek olarak, deneysel değerlerle karşılaştırıldığında %7'lik bir belirsizlik tespit edilmiştir [94, 39].

Çizelge 4.20. Duan-Sun çökeltme modeli için parametre limitleri [94]

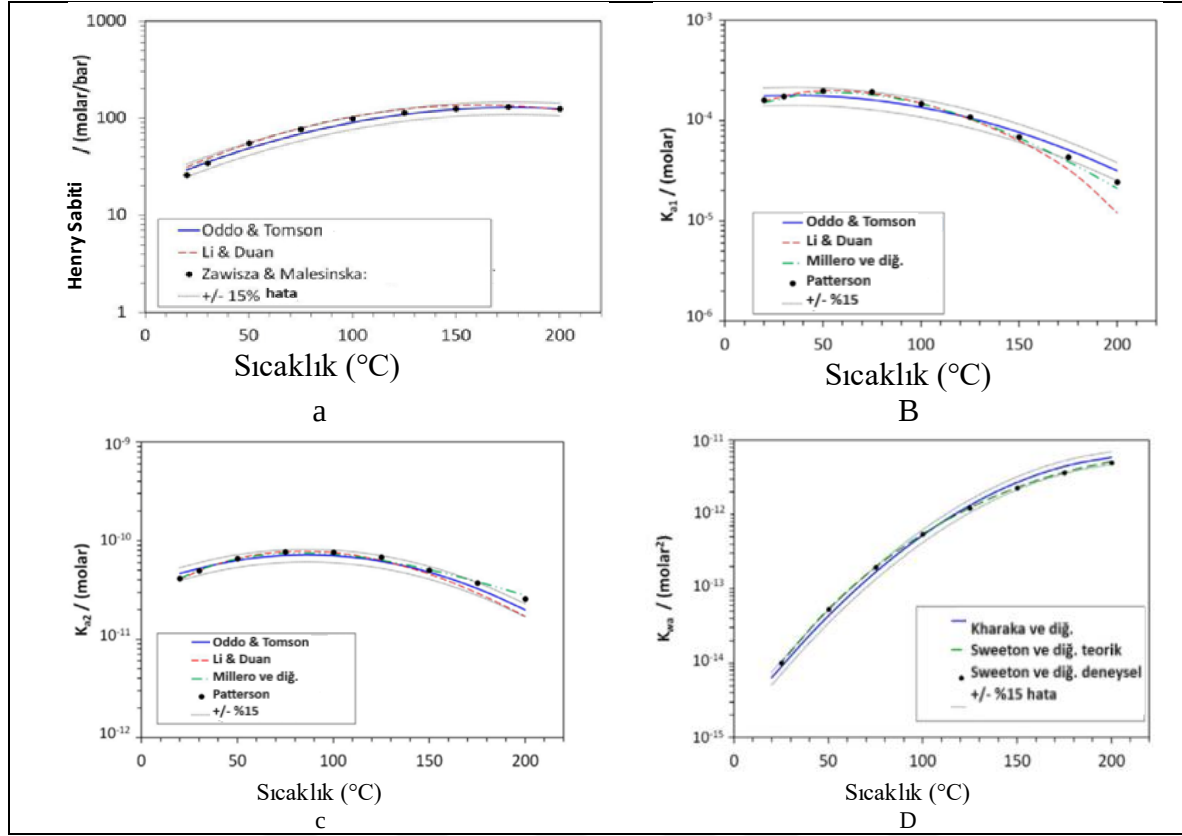
Parametre	Değer
P_{CO_2}	1-2000 bar
Sıcaklık	273-533 K
İyonik kuvvet (birimsiz)	0 – 4,3

De Motte R. A. (2016), Henry Yasası'nın, yarı deneysel S&N modeliyle karşılaştırılmasını yapmıştır. Yüksek CO_2 kısmi basınçlarında Henry Yasası'nın (Oddo-Tomson) CO_2 konsantrasyonunu olduğundan fazla tahmin ettiği Şekil 4.10'da açıkça görülmektedir [94].



Şekil 4.10. Duan-Sun CO₂ çözünürlük modelinin Henry Yasası ile karşılaştırılması [94]

Şekil 4.10'da görüleceği üzere Duan-Sun modeli, yüksek kısmi basınçlarda CO₂ korozyon hızı tahmininin doğruluğunu artırmıştır. Tanupabrunsun (2012) ise 0-200°C arasında su kimyasına ilişkin mekanizmaları tespit ettiği deneysel çalışmasında potansiyometrik ölçümler kullanarak denge sabitlerini ölçmüş, deney sonuçlarını Oddo ve Tomson, Li ve Duan, Zawlsza ve diğerleri tarafından elde edilen denge sabitleriyle karşılaştırmıştır. Başlangıç olarak, Oddo ve Tomson tarafından yayınlanan Henry sabiti (H), Li ve Duan ile karşılaştırılmıştır. Li ve Duan, CO₂-H₂O-NaCl sisteminde sıvı-buhar faz denge ile eşlenik olarak türleşme denge hesaplaması için bir model geliştirmişlerdir. Denge sabitleri, standart serbest enerji değişimi, kimyasal tepkimelerin entalpisi ve türlerin ısı kapasitesinden termodinamik olarak hesaplanmıştır. Ayrıca, denge sabiti Zawlsza ve diğerleri tarafından yayınlanan ile karşılaştırılmıştır. Çökelme sabitlerinin sıcaklığa bağlı değişimini MULTICORP'ta sıcaklık aralığını genişletmek ve denge sabitlerini doğrulamak için farklı modelleri kıyaslayarak incelemiştir (Şekil 4.11) [69].



Şekil 4.11. Denge sabitlerinin değişimlerinin modellerle kıyaslanması (a) Henry sabiti ve sıcaklığa göre kıyaslama (b) K_{a1} sabiti ve sıcaklığa göre kıyaslama (c) K_{a2} sabiti ve sıcaklığa göre kıyaslama (d) K_{a3} sabiti ve sıcaklığa göre kıyaslama [69]

Henry sabiti değerlerinin birbirinden %15'ten az sapma gösterdiği görülmektedir (Şekil 4.11a). Deneysel ve hesaplanan Henry sabiti, K_{a1} ve K_{a2} için denge sabitleri, Li ve Duan ile Millero, ve diğerleri tarafından yayınlananlarla karşılaştırılmıştır (Şekil 4.11b ve Şekil 4.11c). Çökelme sabitleri de kıyaslanmıştır (Şekil 4.11d). Sonuçlar, tüm değerlerin %15 hata içinde olduğunu göstermektedir, ancak 150°C'den daha yüksek sıcaklıklarda, bu veriler hata marjının dışında bulunmaktadır. Çok karmaşık olan çökelmeyi basitleştirerek ele alan Oddo-Tomson modeli 1982'de çıkmış bir modeldir. Tanupabrungsun (2013) aslında Oddo ve Tomson'ın da Duan ve Sun modelini önerdiğini ortaya koymuştur [69]. NORSOK M-506 1998'de çıkmıştır, 2005'te ilk revizyon yapılmıştır, üçüncü en son güncelleme ise 2017'de yapılmıştır. İlk ve ikinci versiyonunda S&N çökelme modeli kullanılırken son revizde bu değişmiştir [5]. Tezde CO₂ korozyon modellemesinde hangi çökelme modelinin daha iyi sonuç verdiğini doğrulamak amacıyla modelle karşılaştırılmıştır, en iyi sonucu veren model belirlenip kullanılmıştır. Çizelge 4.21'de çözelti kimyasında CO₂ korozyonu oluşum mekanizması denge sabitleri verilmiştir [5].

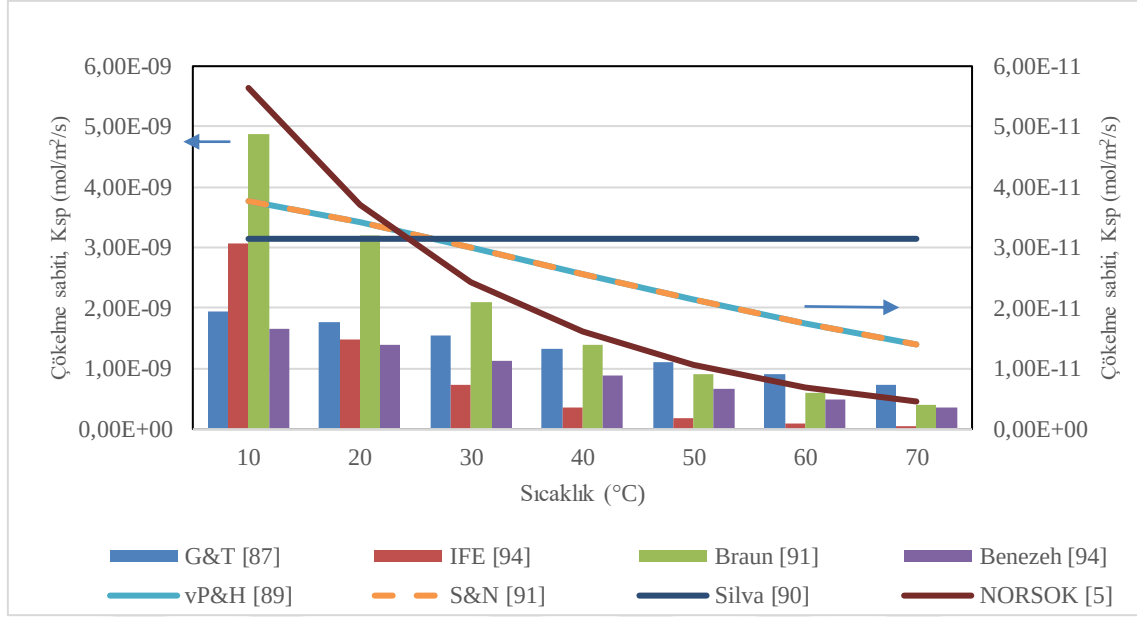
Çizelge 4.21. Tezde kullanılan CO₂ korozyonu oluşum mekanizması denge sabitleri

Reaksiyon	K sabitleri	Eş. No
CO ₂ Çözünmesi	$K_{sp} = (14,5/1,0038) \times 10^{-(2,27+5,65 \times 10^{-3} T_f - 8,06 \times 10^{-6} T_f^2 + 0,075 \times I)}$	(4.30)
CO ₂ Hidrasyonu	$K_H = 55,5084 e^{-\left(4,8 + \frac{3934,4}{T_k} - \frac{941290,2}{T_k^2}\right)} 10^{-(1790 \times 10^{-4} P + 0,107 I \times)}$	(3.79)
	$K_H = 55,5084 e^{-\left(\frac{1713,53(1 - \frac{T_k}{647})^3}{T_k} + 3875 + \frac{3680,09}{T_k} - \frac{1198506,1}{T_k^2}\right)} 10^{-(1790,10^{-4} P + 0,1)}$	(3.80)
Karbonik asit ayrışması	$K_{kar} = 387,6 \times 10^{-(6,41 - 1,594 \times 10^{-3} T_f + 8,52 \times 10^{-6} T_f^2 - 3,07 \times 10^{-5} P - 0,4772 \times I^{0,5} + 0,1180 \times I)}$	(4.31)
HCO ⁻³ iyonunun ayrışması	$K_{bikar} = 10^{-(10,61 - 4,97 \times 10^{-3} T_f + 1,331 \times 10^{-5} T_f^2 - 2,624 \times 10^{-5} P - 1,1661 I^{0,5} + 0,34661 \times I)}$	(4.32)
Suyun ayrışması	$K_w = 10^{-(29,3868 - 0,0737549 T_k + 7,47881 \times 10^{-5} T_k^2)}$	(3.83)

Su kimyasında kullanılan sabitlerde geçen T_k , T_c ve T_f olarak verilen sıcaklıklar sırasıyla Kelvin, Santigrat ve Fahrenheit'tir. ANSYS'ten gelen sıcaklık değerleri Kelvin cinsinde olduğu için $T_c = T_k - 273$ ve $T_f = (T_k - 273) \times 1,8 + 32$ denklemleri de UDF'ye eklenmiştir.

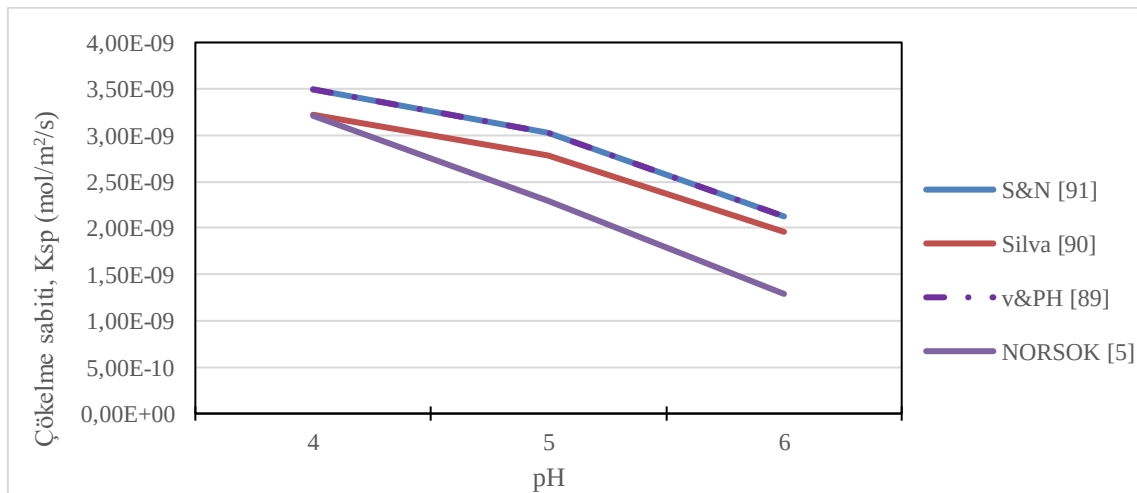
Tezde çökeltme modellerinin karşılaştırılması

Hesaplanan iyonik yük ile çökeltme modelleri arasında kıyaslama yapılarak hangi çökeltme modelinin kullanılacağı belirlenmiştir. Şekil 4.12'de 10 ile 70°C arasındaki sıcaklıklarda Bölüm 3'te bahsi geçen çökeltme model sabitlerinin değişimi sunulmuştur, blok şekiller sol ekseninde, çizgiyle gösterilen değerler sağ ekseninde okunmaktadır.



Şekil 4.12. Farklı çökelme modellerinin sabitleri ile sıcaklığın karşılaştırılması

Şekil 4.12’de görüldüğü üzere sıcaklık arttıkça çökelme sabiti düşmektedir, bu düşüş Braun ve NORSOK M-506 modelinde daha fazladır. S&N modeli de sıcaklık yükselmesinde benzer bir eğilim göstermiştir. Benezeh modeli ise sıcaklığa duyarlı değildir. Braun modeli NORSOK ile uyumlu ve benzer eğilimde çıkmıştır. Ancak Bölüm 3’te bahsedildiği üzere Braun modelinde deney sırasında pH’ı kontrol etmek için sisteme yapay bir tampon eklenmiştir, bunun sonuçlarda hataya neden olacağı ve yanıltıcı olabileceği endişesiyle bu model tezde kullanılmadı. Modellerden bazıları pH 4, 5 ve 6’da karşılaştırılmıştır (Şekil 4.13).



Şekil 4.13. Bazı çökelme modellerinin pH’a karşı çökelme sabitlerinin karşılaştırılması

Model seçiminde dikkat edilen bir başka parametre de pH olmuştur. S&N ve vP&H modelleri aynı çökeltme sabitini kullanmaktadır, Şekil 4.13'te bu sebeple sonuçları üst üste çıkmıştır. S&N, vP&H ve Silva modellerinin farklı pH değerlerinde duyarlılığı benzerdir. NORSOK M-506'da kullanılan çökeltme modeli ise pH değişimlerinde daha keskin bir düşüş göstermiştir. Bu modeller NORSOK M-506 [5] modelinin geçerli olduğu iyonik yük aralığında farklı sıcaklıklarda da karşılaştırılmıştır (Çizelge 4.22).

Çizelge 4.22. Farklı iyonik yüklerde ve sıcaklıklarda modellerin kıyaslanması

I=0						
T	0	20	40	60	80	100
S&N	1,62E-11	1,37E-11	1,03E-11	7,02E-12	4,38E-12	2,52E-12
vP&H	1,62E-11	1,37E-11	1,03E-11	7,02E-12	4,38E-12	2,52E-12
Silva	1,26E-11	1,26E-11	1,26E-11	1,26E-11	1,26E-11	1,26E-11
NORSOK	7,41E-11	3,21E-11	1,39E-11	6,00E-12	2,59E-12	1,12E-12
I=25						
T	0	20	40	60	80	100
S&N	2,36E-15	2,00E-15	1,51E-15	1,03E-15	6,40E-16	3,62E-16
vP&H	2,36E-15	2,00E-15	1,51E-15	1,03E-15	6,40E-16	3,62E-16
Silva	1,84E-15	1,84E-15	1,84E-15	1,84E-15	1,84E-15	1,84E-15
NORSOK	1,17E-16	5,08E-17	2,20E-17	9,51E-18	4,11E-18	1,78E-18
I=50						
T	0	20	40	60	80	100
S&N	1,46E-02	1,23E-26	9,28E-27	6,33E-27	3,95E-27	2,27E-27
vP&H	1,46E-02	1,23E-26	9,28E-27	6,33E-27	3,95E-27	2,27E-27
Silva	1,13E-26	1,13E-26	1,13E-26	1,13E-26	1,13E-26	1,13E-26
NORSOK	1,33E-29	5,75E-30	2,49E-30	1,07E-30	4,65E-31	2,01E-31
I=75						
T	0	20	40	60	80	100
S&N	5,49E-39	4,64E-39	3,50E-39	2,39E-39	8,57E-40	1,49E-39
vP&H	5,49E-39	4,64E-39	3,50E-39	2,39E-39	8,57E-40	1,49E-39
Silva	4,28E-39	4,28E-39	4,28E-39	4,28E-39	4,28E-39	4,28E-39
NORSOK	1,00E-43	4,34E-44	1,88E-44	8,11E-45	3,51E-45	1,52E-45
I=100						
T	0	20	40	60	80	100
S&N	4,88E-52	4,12E-52	3,11E-52	2,12E-52	6,42E-52	2,12E-52
vP&H	4,88E-52	4,12E-52	3,11E-52	2,12E-52	6,42E-52	2,12E-52
Silva	3,80E-52	3,80E-52	3,80E-52	3,80E-52	3,80E-52	3,80E-52
NORSOK	1,86E-58	8,05E-59	3,48E-59	1,51E-59	1,00E-47	1,51E-59
I=125						
T	0	20	40	60	80	100
S&N	1,72E-65	1,45E-65	1,10E-65	7,49E-66	4,66E-66	2,68E-66
vP&H	1,72E-65	1,45E-65	1,10E-65	7,49E-66	4,66E-66	2,68E-66
Silva	1,34E-65	1,34E-65	1,34E-65	1,34E-65	0,00E+00	1,34E-65
NORSOK	1,41E-73	6,11E-74	2,64E-74	1,14E-74	4,94E-75	2,14E-75

Çizelge 4.22 (devamı) Farklı iyonik yüklerde ve sıcaklıklarda modellerin kıyaslanması

I=150						
T	0	20	40	60	80	100
S&N	3,14E-79	2,66E-79	2,00E-79	1,37E-79	8,52E-80	4,91E-80
vP&H	3,14E-79	2,66E-79	2,00E-79	1,37E-79	8,52E-80	4,91E-80
Silva	2,45E-79	2,45E-79	2,45E-79	2,45E-79	2,45E-79	2,45E-79
NORSOK	5,67E-89	2,45E-89	1,06E-89	4,59E-90	1,99E-90	8,59E-91
I=175						
T	0	20	40	60	80	100
S&N	3,49E-93	2,95E-93	2,23E-93	1,52E-93	9,47E-94	5,46E-94
vP&H	3,49E-93	2,95E-93	2,23E-93	1,52E-93	9,47E-94	5,46E-94
Silva	2,72E-93	2,72E-93	2,72E-93	2,72E-93	2,72E-93	2,72E-93
NORSOK	1,41E-104	6,08E-105	2,63E-105	1,14E-105	4,92E-106	2,13E-106

Sıcaklığa duyarlılıklarının görülmesi için ilgili dört model sonuçları değerlendirildiğinde Çizelge 4.14'te görüldüğü üzere Silva modelinde sıcaklık değişimi önemli değilken [87], NORSOK M-506'da kullanılan çökeltme sabiti 40°C'ye kadar hızlı bir şekilde, 60°C sonrasında ise daha yavaş düşmektedir. S&N ve vP&H de ise doğrusal bir düşüş olmuştur. Simülasyonda NORSOK çökeltme modeli yerine "S&N çökeltme modeli" eklenen NORSOK M-506 modelini" kullanmak için pH hesabında C program kodu ile yazılan ve örnek olarak sunulan "UDF" kullanılmıştır (Resim 4.11).

```

real get_ph(real temp_c, real temp_k, real temp_f, real p_in, real co2_p_in, real bicarb_in, real ion_str_in, real calc_of_ph)
{
    real bicarb = bicarb_in / (1000 * 61.2);
    real ion_str = ion_str_in / 58.44;
    real p_psi = p_in * 14.503774;
    real temp_f_2 = pow(temp_f, 2);
    real ion_str_05 = pow(ion_str, 0.5);
    real h_0 = (14.5 / 1.00258) * pow(10, (-(2.27 + 0.00565 * temp_f - 0.0000806 * temp_f_2 + 0.075 * ion_str)));
    real k_0 = 0.00258;
    real k_1 = 387.6 * pow(10, -(6.41 - 0.001594 * temp_f + 0.0000852 * temp_f_2 - 0.0000307 * p_psi - 0.4772 * ion_str_05 + 0.3466 * ion_str));
    real k_2 = pow(10, -(10.61 - 0.00497 * temp_f + 0.00001331 * temp_f_2 - 0.00002624 * p_psi - 1.166 * ion_str_05 + 0.3466 * ion_str));
    real k_sp_feco3 = pow(10, -(10.13 + 0.0182 * temp_c));
    real k_w = pow(10, -(29.3868 - 0.0737549 * temp_k + 7.47881 * pow(10, -5) * pow(temp_k, 2)));
    real sat_ph_coeff = 0;
    int teller = 0, q = 0;
    real h_ion = 0, fh_ion = 0, fd_ion = 0, oldh_ion = 0, p_h = 0;
    for (real ph_calc_no = 1; ph_calc_no <= calc_of_ph; ph_calc_no = ph_calc_no + 1) {
        if (ph_calc_no > 1)
            sat_ph_coeff = 2 * k_sp_feco3 / (h_0 * k_0 * k_1 * k_2 * co2_p_in);
    }
}

```

Resim 4.11. S&N çökeltme modeli eklenmiş UDF

Kayma gerilimi hesabı

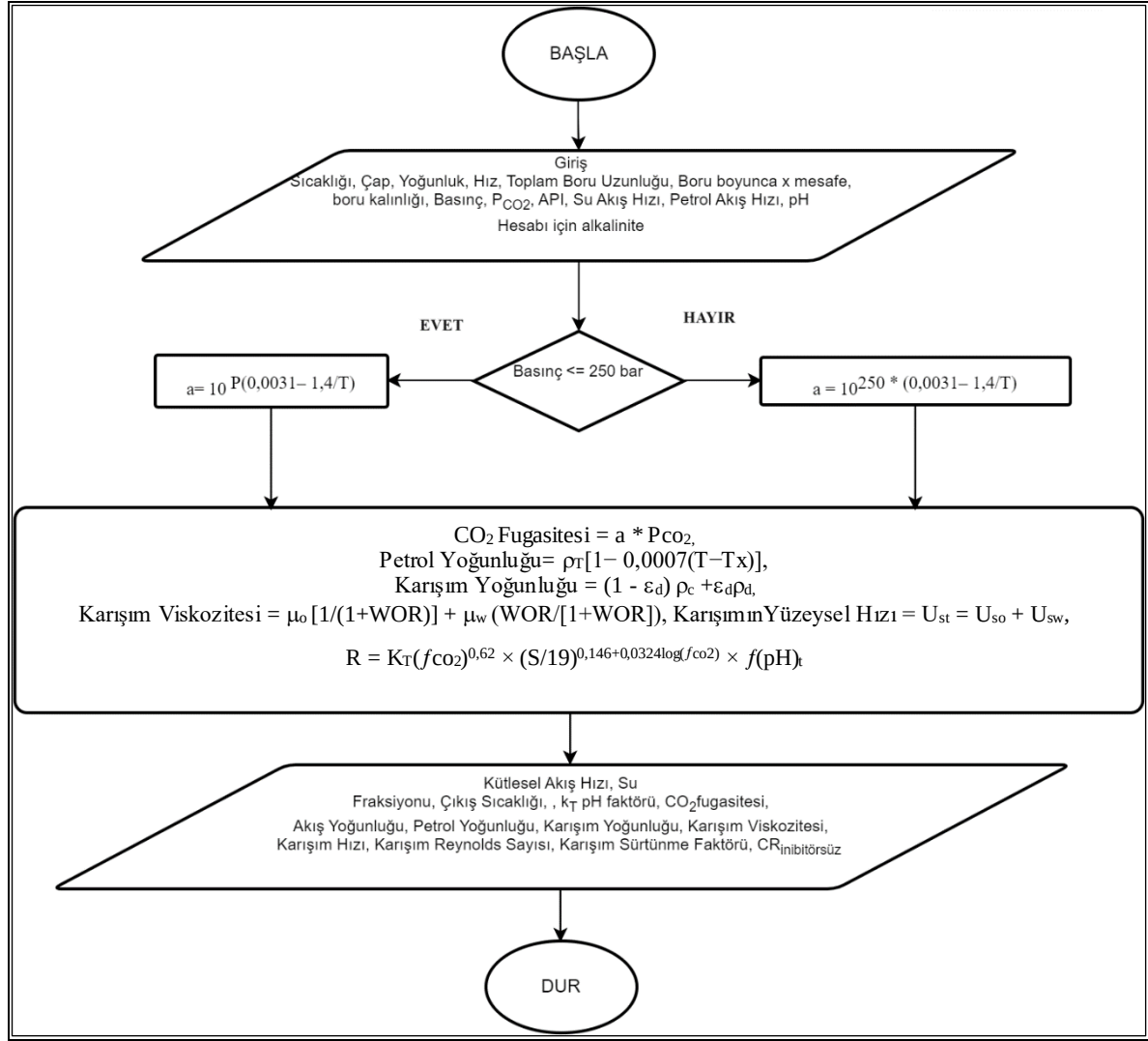
Modelde, düz boru hatları kesitlerindeki ortalama duvar kayma gerilmesi kullanılmıştır. Akıştaki engeller ve diğer geometrik değişiklikler, bu program tarafından hesaplanandan daha yüksek kayma gerilmelerine yol açar. Ayrıca, farklı akış rejimleri ve geometrik

engeller, kayma gerilimi tepe noktalarının ortalama kayma geriliminden önemli ölçüde daha yüksek olabileceği kayma gerilimi dalgalanmaları oluşturabilir. Yüksek kayma gerilimi, bu bilgisayar programı tarafından tahmin edilene kıyasla daha yüksek korozyon hızları ile mesa saldırılarına neden olabilir. NORSOK M-506 akış etkisinin değerlendirilmesini tecrübeye ve belgelere dayalı uzman kişilere bırakır. Tezde bu sınırlılığın aşılması hedeflenmiştir. Kayma gerilimi ANSYS Fluent'ten bir kod aracılığıyla çekilip UDF aracılığıyla korozyon modeline bağlanmıştır.

4.2.2. NORSOK M-506 modelinin ANSYS Fluent'e entegrasyonu

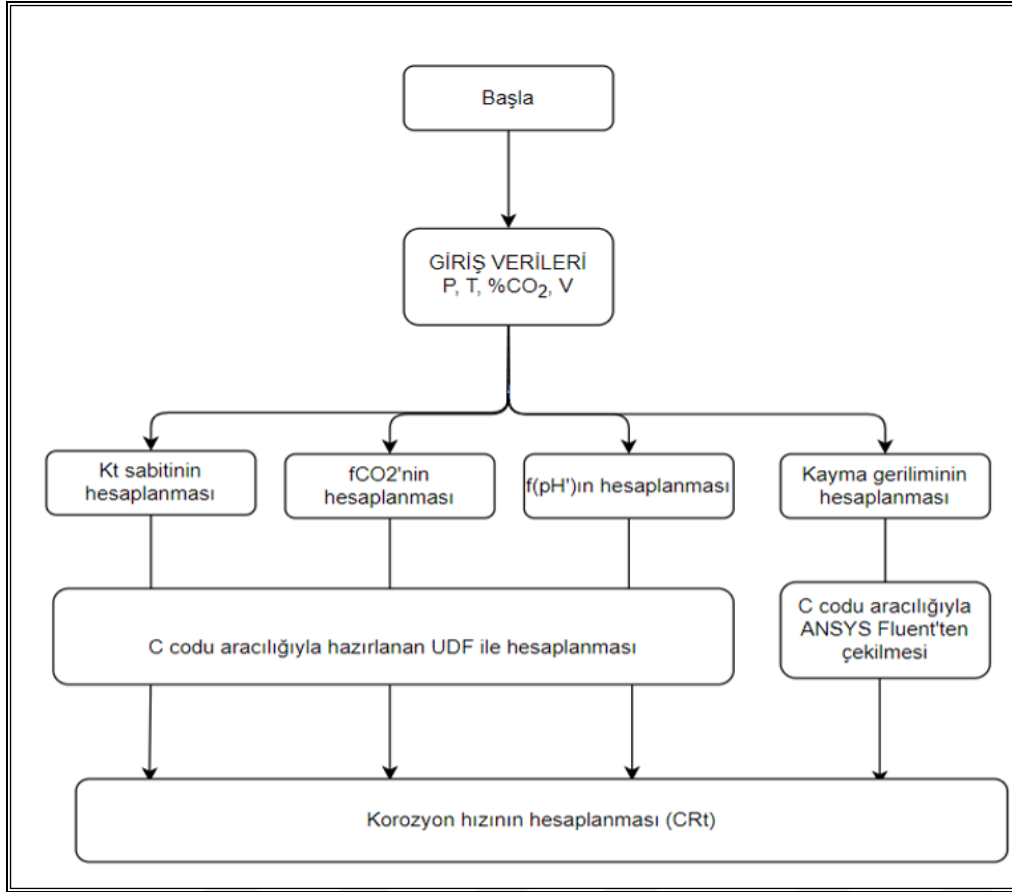
Algoritma

Noktasal bir model olarak tasarlanan NORSOK M-506 hat boyunca her noktada ayrı değerlere göre tek tek hesaplama yapar, oysaki akış boyunca bu değerler değişir. NORSOK M-506 bir akış modeline sahip değildir, hesaplama sürecini basitleştiren ve hızlandıran bir akış rejimi varsayımında bulunmaktadır. NORSOK M-506'da korozyon hesabı yapılırken pH hesabı için ayrı bir adım takip edilir. Hesaplama pH bulunarak başlar. Yüzeysel hızlar hesaplanır ve yerinde hızları belirlemek için akış modeline geçirilir. Alkalinite, HAc asit konsantrasyonu, sülfür konsantrasyonları kullanılarak pH değeri hesaplanır. Fugasite hesabı yapılır, ardından akış modelinden kayma gerilimi elde edilir. Bu süreç, korozyon petrol akış hızı dengesi bulunana kadar devam eder. Son adım, bir algoritma ile korozyon ürünü stabilitesi hesaplanır. NORSOK M-506'daki basitleştirmeler, hesaplamayı önemli ölçüde daha hızlı hale getirir. Her bir noktada korozyon hızını tespit etmek için farklı bir dizi hesaplama gerektirir. Bununla birlikte tüm algoritmaların Reynolds sayılarını, sürtünme faktörlerini ve kayma gerilimini hesaplanması gerekir. Şekil 4.14'te NORSOK M-506 algoritması verilmiştir [18].



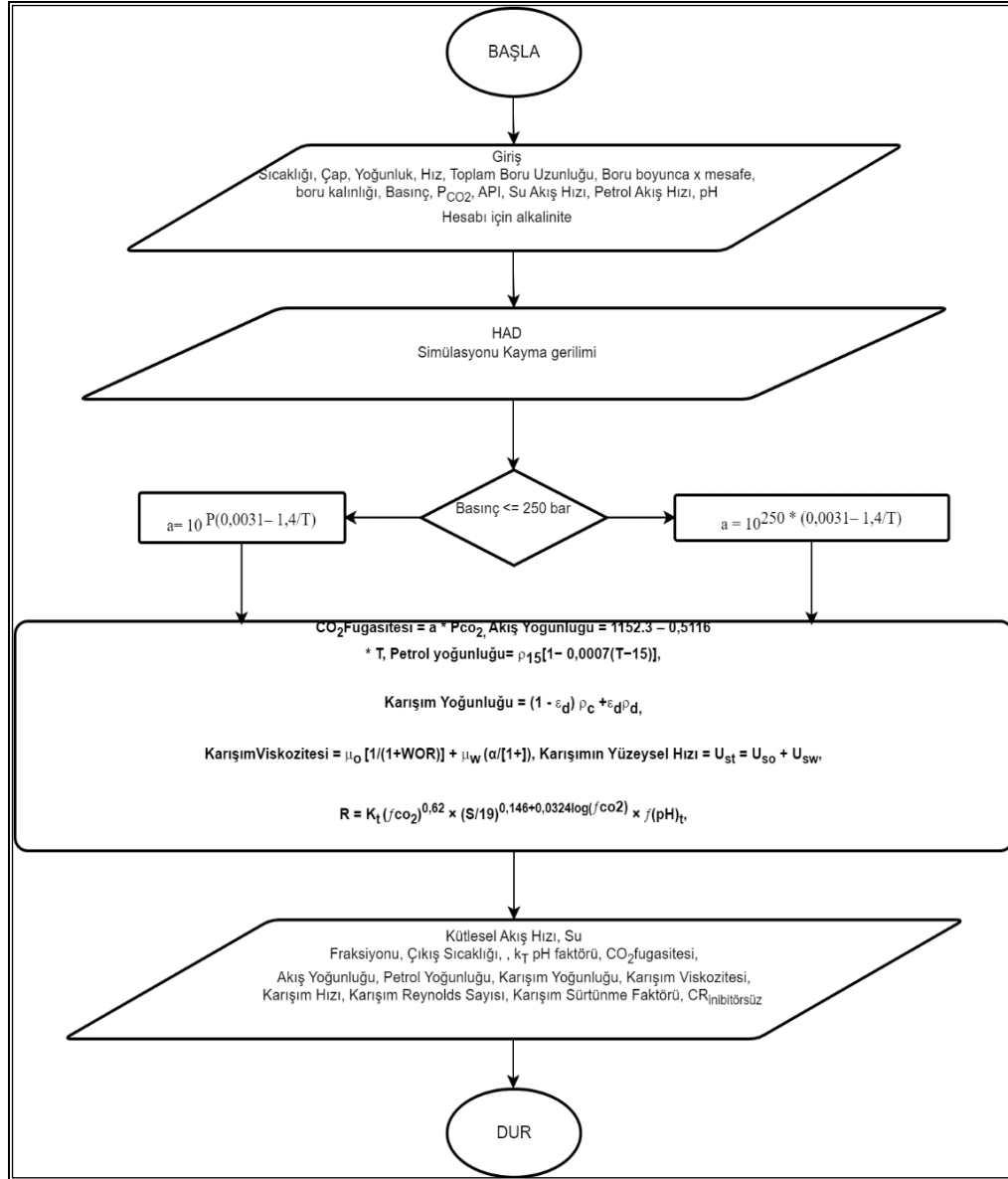
Şekil 4.14. NORSOK M-506 algoritması [18]

Bir önceki bölümde bahsedilen değişikliklerle NORSOK M-506 modeli modifiye edilmiştir. Tezde kullanılan modelde Şekil 4.14'deki algorithmada değişiklik yapılmıştır. NORSOK M-506'da yapılan hesaplama algoritması değişiklikleri Şekil 4.15'te özetlenmiştir.



Şekil 4.15. NORSOK M-506’da yapılan hesaplama algoritması değişiklikleri

Korozyon modellerini akışkan modeline entegre etmek boru hatlarındaki en riskli bölgenin belirlenmesi için önemlidir. En yüksek korozyon hızı olan bölgeler hat boyunca sıcaklık, basınç değişimi veya sıvı birikimi, kayma gerilimi, akış hızı ve akış rejimindeki değişiklikler ile akışa bağlı özellikler aracılığıyla belirlenebilir. Tezde petrol-su akış modeli HAD ile sağlanmıştır. Birleştirilmiş model, yatay ve dikey akış dâhil, çok çeşitli koşullar için CO₂ korozyonunun tahmin etme yeteneğine sahiptir. Model geometrisi, önceki bölümde değinilen tasarımlara dayalı olarak geliştirilmiştir. Bununla birlikte birçok modelde olmayan bir özellik de eklenmiştir. Girdi olarak yetersiz veya yanlış veri kullanılması durumunda özellikle korozyon hızı üzerinde önemli etkiye sahip olabilecek faktörler ele alınmadığında ya da modellerin kullanım kısıtlarına dikkat edilmediğinde hatalı korozyon modellemelerinin önüne geçmek amacıyla yanlış girdi değerlerine ilişkin uyarı verilmiştir. C programlama dili kullanılarak geliştirilmiş kod Ek A, B ve C’de sunulmuştur. HAD simülasyonu ve NORSOK M-506 CO₂ korozyon hızı tahmin modelinin birleştirilmesiyle CO₂ korozyon hızının belirlenmesine ilişkin genel algoritma Şekil 4.16’da özetlenmiştir.



Şekil 4.16. HAD ve NORSOK M-506 algoritması

Model varsayımları

NORSOK M-506 korozyon modeli metal yüzeyde gerçekleşen kimyasal reaksiyonları dikkate alan bir modeldir. Modelde yer alan varsayımlardan bazıları bu tezde de esas alınmıştır.

- Metal yüzeyinde gerçekleşen çökeltme dâhil olmak üzere tüm kimyasal reaksiyon kinetiği
- Çok fazlı akış etkisi
- Malzeme etkisi
- Bölgesel gelişimleri

Bununla birlikte, mevcut yaklaşım sıvı akışını da modelleyerek NORSOK M-506 modelinden ayrılmaktadır. Petrol ve su dağılmışsa, su oranı %30'dan azsa, petrolün sürekli faz olarak dağılmasıyla petrol içinde suyun dağıldığı varsayılır. Çeperin suyla ıslanmadığı varsayılarak CO₂ korozyon hızları hesaplanır. Simülasyonda da bu durum doğrulandı. Bununla birlikte modelleme çalışmasını basitleştirmek için aşağıdaki diğer varsayımlar da yapılmıştır:

- a. Boru hattı düz yataydır.
- b. Hat boyunca herhangi bir engel yoktur ve hat çapı tüm hat boyunca sabit kalır. Ekipmanın iç çapının sabit olduğu varsayıldı; ancak elbette duvarlar aşındığından tam olarak doğru değildir. Bununla birlikte et kalınlığındaki değişim, boruların iç çapına kıyasla çok küçüktür, bu sebeple herhangi bir soruna neden olmadı.
- c. Borunun karbon çelikten yapıldığı ve tasarıma uygun olduğu varsayıldı.
- d. Genelde türlerin yüzey konsantrasyonları bilinmez ve H⁺ yüzey konsantrasyonunun başlangıçtaki değeri *C program* kodu tarafından tahmin edilebilir. Bölüm 3'de bahsedildiği üzere su, karbonik anyon ve bikarbonat anyon ayrışması için gerekli olan kimyasal reaksiyon hızları k_f ve k_b çok büyüktür, bu nedenle reaksiyon hızının $R_f \approx 0$ olduğu ve ilgili türlerin konsantrasyonlarının dengede olduğu varsayıldı.
- e. Korozyon sürecinde iyonların birbirleriyle etkileşime girmeden sınır katmanından bağımsız olarak yayıldığı basitleştirilmiş bir su kimyası olduğunu varsayıldı.
- f. Tezde faz değişimlerine yer verilmedi ve fazlar arasında kütle transferi olmadığı varsayıldı.
- g. Ortamda ısıtma ve soğutma kaynağı olmadığı için borunun iç çeperinin petrolle dış çeperinin deniz suyuyla termal dengede olduğu varsayıldı.
- h. Boru hattı boyunca basınç ve sıcaklık profilleri mevcut olmadığından, simülasyonda, sıcaklığın esas olarak ortama yayılması nedeniyle girişten çıkışa doğru doğrusal olarak azaldığı varsayıldı. İzotermal akış olması sebebiyle sıcaklık değişimlerinin akış üzerindeki etkisi ihmal edilebilir düzeydedir.
- i. Sürtünme, kinetik enerji kaybı ve yükseklik değişiklikleri gibi değerler sebebiyle toplam basınç düşüşünün boru hattı boyunca doğrusal olduğu varsayıldı.
- j. Simülasyonda akışkanların sıkıştırılmaz olduğu varsayıldı.

Modelin sınırlılıkları

Tahminin doğruluğu, büyük ölçüde modele sağlanan parametrelerin güvenilirliğine bağlıdır. NORSOK M-506'daki gibi benzer sınırlılıklar bu modelde de vardır:

- Demir karbonatın süper doygunluğuna dayanan basit bir deneysel korelasyon kullanılır.
- Yüksek çözelti tuzluluğunun korozyon üzerindeki etkisi dikkate alınmaz.
- Süper kritik akışkanlar dikkate alınmaz.
- Verilerle sınırlıdır.

Ölçüm yapılırken boruların alt kısmına erişim ve derin çukurların tespit edilme zorluğu sebebiyle verilerde hata olabilir. Bu sebeple korozyon modeli, alt yapısı güçlü HAD ile entegre edilmiştir. Ayrıca NORSOK M506 modeli yalnızca karbon çelik malzemeler için kullanılmaktadır, farklı malzemelerde sonuç elde edilmez. Malzeme seçiminde NACE MR 0175 standardı [53] gibi ek kaynaklara ve hesaplamalara başvurulmalıdır. ANSYS'in malzeme için kendi kütüphanesi bulunmakta ve malzemeye ilişkin bilgi olmadığında ise yeni veriler girilebilmektedir.

Modelin doğrulanması

Simüle edilen akışın karmaşık doğasına cevap verebilecek türbülans modelleme yaklaşımının seçimi kolay değildir. Her birinin kendine has güçlü yanları, sınırlılıkları bulunmaktadır. Mevcut simülasyonlarda basit, ekonomik ve kararlı olması gibi pratik hedeflere odaklanıldığı için iki denklemlilik modelleme yaklaşımları amaca daha çok hizmet etmekteydi. Bu sebeple doğrulama adımı farklı modeller denenmiş ve en iyi sonuç veren model kullanılmıştır. Takip edilen adımlar şunlardır.

- Boru hattının fiziksel alanı (birim hücre şeması, kalınlığı, genişliği ve uzunluğu) ve malzeme özellikleri belirtildi.
- Başlangıç ve sınır koşulları ile birlikte ana denklemler geliştirilmiştir.
- Matematiksel model, kullanılan ticari yazılım ANSYS Fluent'e uyarlandı.
- ANSYS Fluent'in modelleme yeteneği, Kullanıcı Tanımlı Fonksiyon (UDF) aracılığıyla CO₂ korozyon hesabı için çeşitli eşitliklerle geliştirilmiştir.

- ANSYS Fluent için özelleştirilmiş c programlama dili, çeşitli terimleri, model parametrelerini, malzeme özelliklerini, sınır koşullarını, başlangıç koşullarını vb. özelleştirmek için kullanıldı.
- Matematiksel model, kullanıcı kodlu alt rutinlerle ANSYS Fluent'e uygulandı.
- Ağ yapısı, bir ön işleme yazılımı olan ANSYS ile oluşturuldu ve sonlu hacim tabanlı çözücü girdi olarak kullanıldı.
- Mevcut simülasyon için en iyi kontrol stratejilerini ve ağ oluşturma tekniklerini bulmak için bir araştırma yapıldı.
- Ağ bağımsızlık testi yapıldı.
- Modelin doğrulaması literatürde mevcut deneysel veriler ve saha verileri kullanılarak gerçekleştirildi.

Hat boyunca CO₂ korozyon tahmin simülasyonu için girdiler farklı aralıklarda çalışılarak modelin verdiği sonuçların, literatürdeki sonuçlarla tutarlılığı kontrol edilmiştir. Bu kapsamlı model daha sonra *Materyal* bölümünde bahsedilen deney sonuçları ve sahadan elde edilen parametrelerle doğrulanmıştır. Zaman ve hesaplama maliyeti için, yukarıdaki modeldeki her adım, ilk olarak, iki boyutlu, kararlı, izotermal model olan en basit durum için uygulanmıştır. Makul sonuçlara ulaşıldıktan sonra, sonraki adımlarda birkaç simülasyon gerçekleştirilmiştir. Simülasyondan elde edilen sonuçlar, Bölüm 5'te sunulmuştur. Bundan sonraki kısımlarda yürütülen simülasyon prosedürü ele alınmıştır.

Modelin deney verileriyle doğrulanması

Bu tezde geliştirilen korozyon modelinin doğrulaması Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışmasının [6] simüle edilmesiyle yapılmıştır. Deneyde sadece su verileri verildiği için deneydeki tek fazlı akışın geometri ve parametreleri uygulanmış ve sınır koşulları deney temel alınarak seçilmiştir. Deneydeki yöntem uyarlanarak simülasyondan elde edilen sonuçlar deneyde üç elektrottan alınan ölçüm sonuçlarının ortalamalarıyla karşılaştırılmıştır. Farklı türbülans ve çökeltme modelleri denenerek en iyi sonucu veren modeller belirlenmiştir. Mevcut çalışma için simülasyonlar dört aşamada gerçekleştirilmiştir. İlk olarak deneydeki geometri simülasyona aktarılıp, uygun bir ağ oluşturulmuştur. İkinci aşamada, akış karakterize edilmiştir. Üçüncü aşamada, en iyi sonuç veren türbülans modeli ve çökeltme modeli seçilmiştir. Duvara yakın bölümde makul sonuçlar gözlemlendikten sonra

son aşamada CO₂ korozyon hesabı aktive edilerek simülasyon tekrar gerçekleştirilmiştir. Daha sonra korozyon hızı üzerindeki etkilerini görmek için farklı parametreler (hız, pH, sıcaklık vb.) denenmiştir. Bu çalışmada kullanılan deney veri setinin özeti Çizelge 4.23'te gösterilmiştir:

Çizelge 4.23. Simülasyonda doğrulama için kullanılan deney veri setleri

Parametre	Değer
Test çözeltisi	İyonize edilmiş su, CO ₂ gazı verilmiş, ağırlıkça %1 NaCl
Sıcaklık	20, 50 ve 80°C
pH	4, 5 ve 6
CO ₂ kısmi basıncı	1 bar
Akış hızı (V _s)	2 – 12 m/s
Test süresi	7 gün

Nešić ve diğerleri (1995) [6] tarafından yapılan çalışmanın NORSOK M-506 ve tezde modifiye edilen M-506 modelinin HAD ile entegresinin doğrulanması için Çizelge 4.24'te yer alan veriler kullanılmıştır:

Çizelge 4.24. Simülasyonda kullanılan test koşulları

Durumlar	pH	T, °C	P_{CO_2} , bar	v, m/s
Durum 1	4	20	1	2
Durum 2	4	50	1	2
Durum 3	4	80	1	2
Durum 4	5	20	1	2
Durum 5	6	20	1	2
Durum 6-10	4	20	1	4, 6, 8, 10, 12
Durum 11-15	5	20	1	4, 6, 8, 10, 12
Durum 16-20	6	50	1	4, 6, 8, 10, 12
Durum 21-25	4	80	1	4, 6, 8, 10, 12
Durum 26-30	4	20	1	4, 6, 8, 10, 12

Deneyde API X65 çeliğinin kimyasal özelliklerine yer verilirken mekanik özellikleri verilmedi, bu değerler NACE MR 0175 [53] standardından alındı. Fluent'te boru yapısı için girilen malzeme özellikleri Çizelge 4.25'te sunulmuştur.

Çizelge 4.25. API X 65 çeliğinin mekanik özellikleri [53]

Mekanik Özellikler						
API X65	Poisson Oranı ν (MPa)	Min. Çekme Dayanımı (MPa)	Min. Akma Dayanımı σ_a (MPa)	Young Modülü E (GPa)	Isıl iletkenliği k (W/m K)	Yoğunluk ρ (kg/m ³)
	0,3	535	442	204,8	49,98	8440

Deneyisel çalışmada akış yoğunluğuna ilişkin veriler verilmemiştir. Bu sebeple hesaplama yapılmıştır. Tüm deneyisel testler, 24°C'lik oda sıcaklığında atmosfer basıncı (101,3 kPa) altında gerçekleştirilmiştir. Boru hattı boyunca basınç ve sıcaklık profilleri mevcut olmadığından, simülasyonda, sıcaklığın esas olarak ortama yayılması nedeniyle girişten çıkışa doğru doğrusal olarak azaldığı varsayılmıştır. Sürtünme, kinetik enerji kaybı ve yükseklik değişiklikleri gibi değerler sebebiyle toplam basınç düşüşünün boru hattı boyunca doğrusal olduğu varsayılmıştır. Girişten çıkışa basınç ve sıcaklık değişiklikleri çok küçük olduğundan, bu varsayımlar makul ölçüde doğru çıkmıştır.

Modelin saha verileriyle karşılaştırılması

Önceki bölümde bahsedildiği gibi modelin doğrulaması deney verilerinin sınırlılığı göz önünde bulundurularak gerçek verilerle yani saha verileriyle de yapılmıştır. Boru hatlarında iki fazlı petrol-su taşınmaktaydı, CO₂ suda çözülmüş durumdaydı, boru hatlarıyla taşınan akışkandaki CO₂ içeriği akışta doygunluğa ulaşma açısından yeterli değildir. Borular yatay olup 12, 14 ve 16 inç çapındadır. Boru hattının tamamının simülasyonun yapılması daha büyük bir model ve zaman alıcıdır, bütün özellikler boru boyunca aynı olduğu için borunun bir kısmı modellenmiştir. Boru hattının dış kaplaması iç korozyonda etkili olmadığından tezde sayısal tahminde dikkate alınmadı, ancak elbette boru hattı tasarım aşamasında önemlidir ve dikkate alınır. Simülasyon boyunca hata aralığını azaltmak amacıyla 12, 14 ve 16 inç değişen çaplarda üç geometri çalışılmıştır. Modelde akış tutarsızlığı ve olası durma noktaları veya sınır tabakası ayrılması hesaba katılmamıştır. Hesaplama, boru hatlarının yeni olduğu ve daha önce korozyona maruz kalmadığı varsayılarak et kalınlıkları ve kaplamalar için tasarım değerleri alınmıştır. HAD, ticari yazılım (Fluent, ANSYS Inc., Canonsburg, PA, ABD) kullanılarak yapılan bu çalışmada VOF modeli kullanılmıştır. Akışkan geometrisi 2 boyutlu modellenmiş ve Fluent'e aktarılmıştır. Tüm hat boyunca akış verileri bulunmadığı için ölçülen hızlar kullanılmıştır. Simülasyon boyunca

hata aralığını azaltmak amacıyla akış hızı 0,25 -1 m/s aralığında, giriş su oranları %2 ile %6 arasında değiştirilmiştir. Olası farklılık sadece toplam basıncı artıran basınç etkisinden kaynaklanmaktadır, bu da sadece CO₂ fugasitesini etkilemektedir. Fugasite 0,36 veya 0,62 üssüyle çarpıldığı için etkisi azdır. Buraya çeperde önemli miktarda FeCO₃ filmi oluşmayacağı için film olmaksızın modelleme yapılmıştır. Simülasyonlar üç aşamada gerçekleştirilmiştir. Birinci aşamada ağ doğrulama analizi yapılmış, ikinci aşamada akış simüle edilmiş, son aşamada ise HAD ile birleştirilmiş NORSOK M-506 modeliyle farklı parametrelerin CO₂ korozyonu üzerindeki etkileri incelenmiştir. Simülasyondan elde edilen sonuçlar sahadan alınan sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Sahada benzer adımlar takip edilmiştir:

1. Boru hatlarının geometrisi çizilip, uygun bir ağ oluşturulması
2. En iyi sonuç veren türbülans ve çökelme modelinin uygulanmasıyla akışın çözülmesi
3. HAD entegrasyonu ile CO₂ korozyon hızı hesaplanıp saha ile karşılaştırılması

Geçmişte, petrol-su türbülans akış modellerinin CO₂ korozyonu üzerindeki etkisi yalnızca niteliksel anlamda ele alınmıştır. Bu literatür incelemesi de genel olarak, küçük çaplı (ID< 5 inç) hatlar için bile korozyon hesaplamasında türbülans modellerini seçme kriteri üzerinde bir fikir birliği olmadığını görülmüştür. Boru çaplarının çok daha büyük olduğu (ID> 10 inç) senaryolar için, böyle bir seçim işlemi daha da zordu. Ancak, Bölüm 2’de yer verilen tüm çalışmalar deneysel ölçekte gerçekleştirilmiş ve deneysel boru çapı küçüktür, gerçek saha koşullarından çok farklıdır. Düşük su oranlarında yüksek türbülanslı akışta korozyonun ihmal edilebilir seviyede olduğu düşünülmüş, sadece daha yüksek su oranlarındaki düşük akış hızları veya kesintili akışlar korozyonla ilişkilendirilmiştir. Bu nedenle, CO₂ korozyonuna yol açan koşulların daha net bir şekilde belirlenmesi gerekir. Hazırlanan HAD kodu aracılığıyla ANSYS Fluent’te sayısal analiz gerçekleştirildi. Modelin CO₂ korozyon hızını kabul edilebilir bir doğrulukla değerlendirebildiği ve hesaplama verimliliğini önemli ölçüde iyileştirdiği tespit edilmiştir.

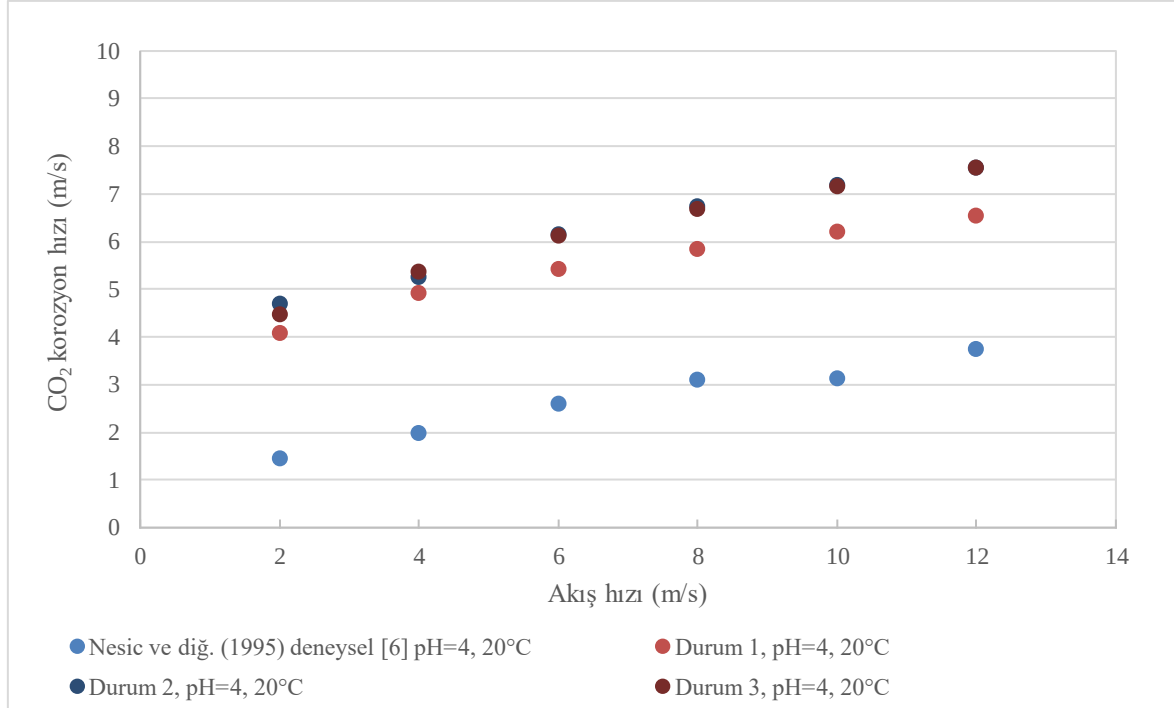
5. BULGULAR

5.1. Modelin Literatürde Yayınlanan Deneysel Verilerle Doğrulanması

5.1.1 Çözüm

Türbülans modelinin seçimi

Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında [6] pH değeri bilindiği için çökelme modeli ile pH elde edilmesine gerek duyulmamıştır. Türbülans modelin seçimi için mevcut çalışmada pH=4 ve sıcaklık 20°C’de aynı ağ sayısına sahip geometride simülasyonlar gerçekleştirilmiştir. Simülasyonlar deneysel çalışmada verilen 2000 ve 3000 Reynolds sayısı aralığında, farklı akış hız değerlerinde ($v=2-12$ m/s) üç farklı türde türbülans modelini içermiştir: standart k- ϵ modeli, gerçekleştirilebilir k- ϵ standart duvar fonksiyonu modeli ve gelişmiş duvar fonksiyonu modeli. Sayısal simülasyonlarda *Durum 1*, gerçekleştirilebilir k- ϵ standart duvar fonksiyonu, *Durum 2* modeli standart k- ϵ modeli standart duvar fonksiyonu modeli ve *Durum 3*, gerçekleştirilebilir k- ϵ gelişmiş duvar fonksiyonu modeli olarak isimlendirilmiştir. Standart k- ϵ türbülans modeli için k (türbülans kinetik enerji) ve ϵ (türbülans yitim hızı) değerleri sırasıyla $0,01\text{m}^2/\text{s}^2$ ve $0,001\text{m}^2/\text{s}^3$, $C_1=1,44$, $C_2=1,92$, $C_\mu=0,09$ ve Dispersiyon Prandtl Sayısı= 1,0, Duvar Prandtl Sayısı= 1,3 olarak alınmıştır. Gerçekleştirilebilir k- ϵ türbülans modeli içinse $C_{1\epsilon}=1,44$, $C_{2\epsilon}=1,9$, k ve ϵ değerleri için Dispersiyon Prandtl Sayısı=1,0, Duvar Prandtl Sayısı=1,2 olarak alınmıştır. CO₂ korozyon hızı hesabı için tezde hazırlanan kod kullanılmıştır. Her bir modelin Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışması [6] ile arasındaki uyum değerlendirilmiş, elde edilen sonuçlar Şekil 5.1’de sunulmuştur:



Şekil 5.1. Akış hızının fonksiyonu olarak farklı türbülans modellerinde CO₂ korozyon hızı
T=20°C, $P_{CO_2} = 1$ bar, $P_{Toplam} = 1$ bar, pH=4, $v=2-12$ m/s

Her bir türbülans modeli, simüle edilen Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında hesaplanan değerler ile karşılaştırılmıştır. Şekil 5.1’de gösterilen sonuçlara göre *Durum 1*, gerçekleştirilebilir k-ε gelişmiş duvar fonksiyonu modelinin, 2 ve 4 m/s akış hızları aralığında diğer modellere yakın performans gösterdiği ve daha yüksek akış hızları olan 6 ve 12 m/s’de diğer türbülans modellerinden daha iyi performans gösterdiği gözlemlenmiştir. Düşük akış hızlarında etkili sonuçlar veren standart k-ε modelinin (Durum 2), deneydeki karmaşık akış koşulları da göz önüne alındığında, yakın sonuçlar vermediği için yeterli olmadığı görülmüştür. Modelin 2 ile 12 m/s akış hızlarında deneye kıyasla daha yüksek çıkması sebebiyle CO₂ korozyon hızı açısından bu modelle çalışıldığında iyi tahmin elde edilemeyeceği düşünülmüştür. Standart k-ε modelinin geliştirilmiş versiyonu olan gerçekleştirilebilir k-ε standart duvar fonksiyonu modeli (Durum 3), duvar ve yakın duvar bölgelerinde daha doğru sonuçlar sağlamakla birlikte bu simülasyondaki gibi karmaşık akış koşullarında performansı düşük çıkmıştır. k-ε standart modeline göre Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışmasına [6] daha yakın sonuçlar elde edilmiş ancak yeterli güvenilirlikte değildir. Gerçekleştirilebilir k-ε gelişmiş duvar fonksiyonu modeli, karmaşık akış koşullarında duvar yakını akışı daha iyi yakalayabilen bir modeldir. Şekil 5.1’de gösterilen sonuçlara göre diğer türbülans modellere kıyasla Nešić ve diğerleri (1995) deneysel

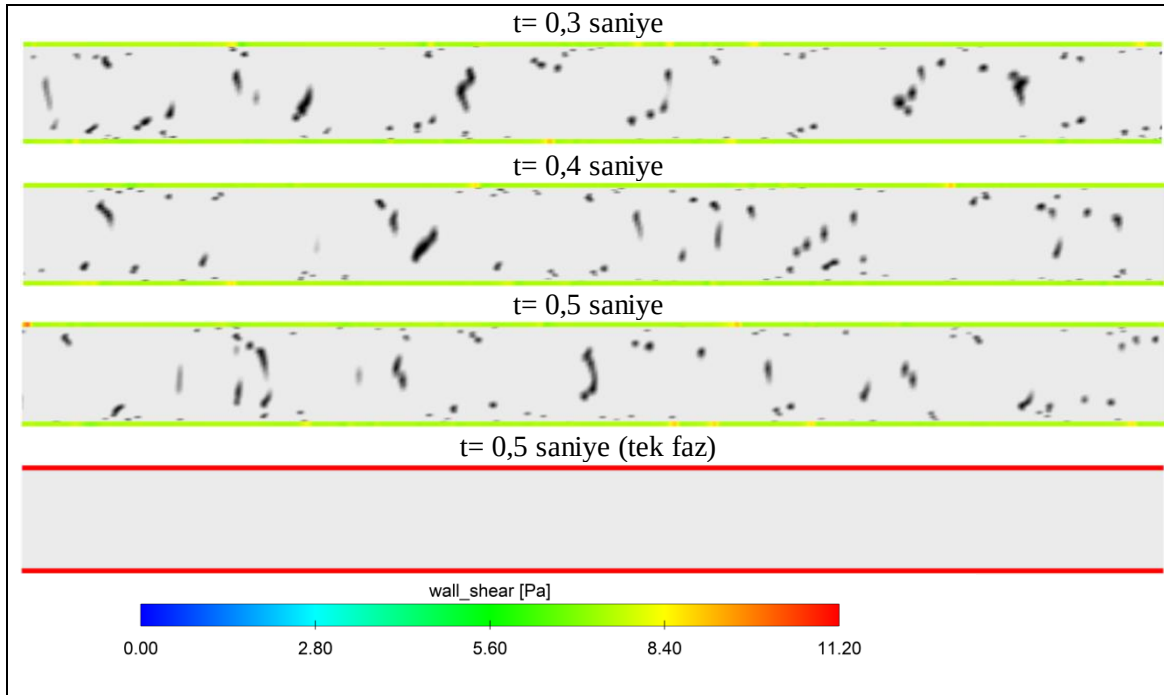
çalışmasına [6] daha yakın çıkması sebebiyle üç model içinde CO₂ korozyon hızı için en iyi tahminini sağlamıştır. Türbülans modelinin seçiminin ardından doğrulama için Çizelge 5.1'de listelenen sıvı parametreleriyle ile analizler yapılmıştır.

Çizelge 5.1. Doğrulama için sıvı parametreleri

Sıvı	Petrol-su
Termal	Kapalı
Türbülans modeli	Gerçekleştirilebilir k-ε
Duvar fonksiyonu	Gelişmiş
Giriş hızı	2, 4, 6, 8, 10, 12 (m/s)
Çıkış basıncı	1 (bar)
Duvar koşulu	Kaymaz

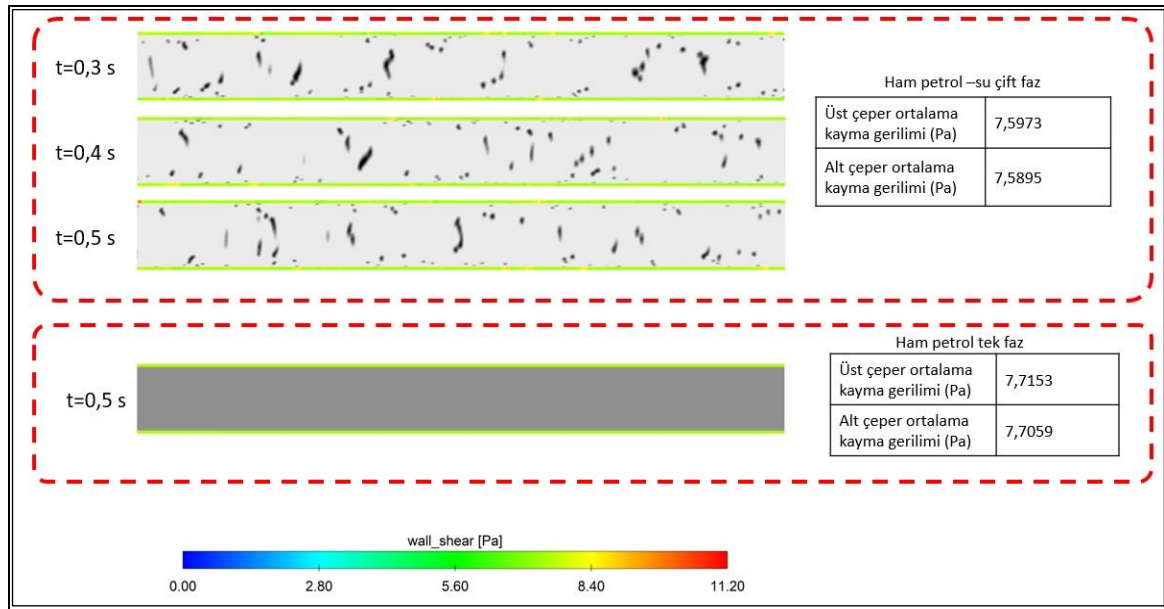
5.1.2 Simülasyon sonuçları

Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında çift fazlı çalışılmasına rağmen, su içeriği hakkında bilgi verilmeyip, tek faz sonuçları verilmiştir. Bu sebeple simülasyonda ilk olarak çift faz ve tek fazla çalışma arasındaki farklılık incelenmiştir. Resim 5.1'de 2 m/s, pH=4 ve sıcaklık 20°C'de, su oranı %2 için 0,3, 0,4 ve 0,5 saniyede tahmin edilen kayma gerilimlerinin hem çift fazlı hem de tek fazlı yakından gösterimi sunulmuştur.



Resim 5.1. Duvar yakınındaki ham petrol su karışımının kayma gerilimi konturları

Resim 5.1’de çift fazlı akışta suyun petrol içinde dağılımı ve suyun çeperle teması görülmektedir. En alttaki tek fazlı akışta ise 0,5’inci saniyedeki ekran görüntüsü verilmiştir. Beklendiği üzere HAD, boru hattında riskli bölgeleri önceliklendirerek farklı renk tonlarında görülmesine imkan sağlamıştır. Duvarda renk değişimleri ile kayma geriliminin yüksek olduğu yerler dolayısıyla CO₂ korozyonunun oluşmasını beklediğimiz yerlerdir. Bununla birlikte hem alt hem üst çeperde korozyon noktaları gösterilmektedir. Resim 5.2’de hem tek fazda hem de çift fazda 0,3-0,5. saniyelerde alınan ekran görüntüleriyle üst ve alt çeper ortalama kayma gerilimleri gösterilmektedir. Ortalama ve maksimum değerler 0,3’üncü saniye ile 0,5’inci saniye aralığında hesaplanmıştır.



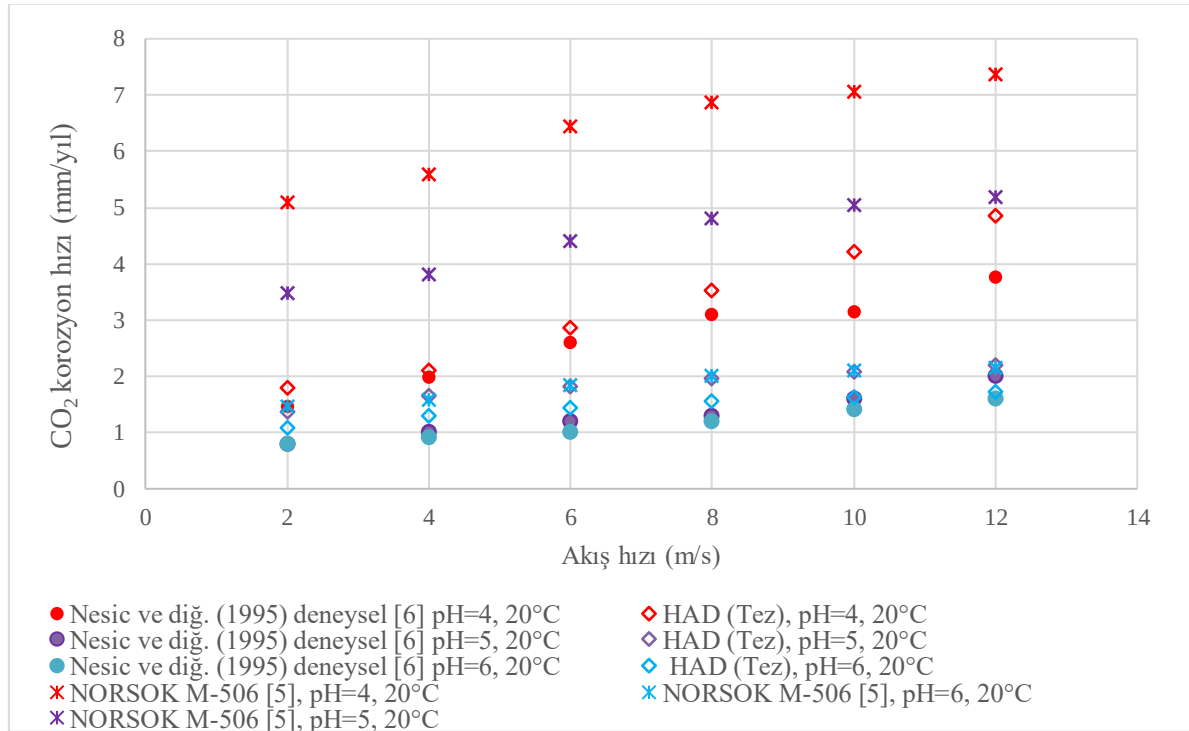
Resim 5.2. Çift ve tek fazlı akışta duvardaki kayma gerilimlerinin karşılaştırılması

Resim 5.2’de görüldüğü üzere ham petrol-su çift faz ile tek fazlı çözümü arasında kayma gerilimi sonuçları açısından bir farklılık gözlemlenmemiştir. Ayrıca ham petrolde duvarda lokal olarak kayma gerilimi artışı gözlemlenmiş olmasına karşın, ortalama değerlerde farklılık oluşmamaktadır, bu sebeple simülasyonlar tek fazlı ham petrol ile yapılmıştır.

Hız ve pH’ın etkisi

Tezde akış hızı ve pH’ın CO₂ korozyon hızındaki etkilerinin incelenmesi amacıyla farklı akış hızı ve pH değerlerinde simülasyonlar gerçekleştirilmiştir. Borudaki akış hızının ve pH’ın CO₂ korozyonuna etkisi, 20°C’de akış hızları 2 m/s ile 12 m/s arasında ve pH 4 ile 6 arasında

değiştirilerek incelenmiştir. Simülasyondan elde edilen sonuçlar NORSOK M-506 modeli [5], Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışması ile kıyaslanmış ve Şekil 5.2’de gösterilmiştir.



Şekil 5.2. Akış hızı ve pH'ın fonksiyonu olarak CO₂ korozyon hızı T=20°C, P_{CO_2} = 1 bar, P_{Toplam} =1 bar, pH=4-6, v=2-12 m/s

Şekil 5.2’de görüldüğü üzere hat boyunca akış hızının artmasıyla korozyon hızı deneysel çalışmada [6] olduğu gibi tüm durumlarda artmıştır. Bunun nedeni, daha yüksek hızda, taşınan sıvı ile çevre arasındaki ısı transferiyle kaybedilen ısıнын bir kısmını telafi eden daha fazla ısıнын üretilmesidir. NORSOK M-506 modeli [5] Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışması ile kıyaslandığında akış hızının etkisi daha fazladır. Aynı eğilim HAD sonuçlarında da gözlemlenmiştir, CO₂ korozyon hızı, akış hızı arttıkça daha çok artmıştır. Bununla birlikte Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışması [6] ile tezdeki değiştirilmiş ve HAD’a entegre edilmiş model kıyaslandığında, pH=4 için NORSOK M-506 [5] matematiksel modeline kıyasla daha yakın sonuçlar vermiştir. HAD analizinde pH=5 ve 6 değerlerinde ise düşük hızlarda Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışması [6] ile birbirine yakın sonuçlar elde edilirken, hız arttıkça çok az sapmalar olmuştur. Akış hızı yavaşken, korozyon maddeleri metal yüzeyle daha uzun süre temas halinde kalır. Bu uzun süreli maruz kalma, daha hızlı CO₂ korozyon hızına yol açmış olabilir. NORSOK M-506 [5] matematiksel

modeli, tüm hız değerlerinde beklendiği üzere çok yüksek tahminler yapmış ve Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışması ile oldukça farklı sonuçlar vermiştir. Her üç yaklaşımda beklendiği üzere en hızlı korozyon artışı pH 4'te gerçekleşmiştir. Bu ortak eğilim sadece düşük pH değerlerinde gözlemlenmiştir. CO₂ korozyon hızındaki artış oranındaki düşüşün pH değerinde artış ile gerçekleştiği görülmüştür, pH 4'ten pH 6'ya değişmiştir. Başka bir deyişle, daha asidik çözeltilerde CO₂ korozyonu daha hızlı gerçekleşmiştir. Bunun nedeni pH 4'te duvar yüzeyindeki H⁺ ve H₂CO₃ konsantrasyonlarının pH 6'ya kıyasla daha fazla olmasıdır. Çünkü yüksek pH değerlerinde çoğu mineral çözünmez, böylece yüzeyde demir karbonat birikmesiyle CO₂ korozyon hızını azaltan koruyucu film oluşur. Düşük pH'ta ise metal yüzeyde korozyon hızla ilerlerken, kısmen koruyucu tabakanın etkisi nedeniyle pH arttıkça korozyon hızındaki artış azalmaktadır. Daha yüksek çözelti pH'ı, daha düşük H⁺ konsantrasyonuna karşılık gelmektedir. Düşük H⁺ konsantrasyonu, elektrokimyasal reaksiyon hızını belirlediği için CO₂ korozyon hızındaki artış oranı düşmektedir. Tezdeki değiştirilmiş NORSOK M-506'nın HAD ile entegrasyonu ile elde edilen sonuçlar deneysel çalışmayla [6] kıyaslandığında farklı pH değerlerinde düşük hızlarda yakın sonuçlar olduğu tespit edilmiştir. Yüksek hız söz konusu olduğunda (> 6 m/s), artan pH seviyeleriyle birlikte korozyon hızında daha belirgin bir düşüş gözlemlenmiş ve aradaki farklılıklar azalmıştır. Korozyon hızındaki artış eğiliminin, koruyucu filmlerin oluşması ve kayma geriliminin hızla artması sebebiyle pH'a daha az bağımlı olduğu gözlemlenmiştir. Tüm pH değerleri, akış hızları, sıcaklık için, HAD modelinin hesapladığı CO₂ korozyon hızının 1,07 ile 4,84 mm/yıl arasında, Nešić ve diğerleri (1995) modelinin [6], ortalama 0,6 ile 3,76 mm/yıl aralığında, orijinal NORSOK M-506 modeli [6] ise 1,45 ile 7,37 mm/yıl aralığında daha geniş bir aralıkta değişmektedir. Çizelge 5.2'de ise pH=4 ve T=20°C'de v=2 ve 12 m/s hızlarındaki CO₂ korozyon hız değerleri kıyaslanmış, sapma oranları verilmiştir. Çizelge 5.2'de görüldüğü üzere ölçüm ve simülasyon karşılaştırması için Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışması [6] ile tezdeki değiştirilmiş modelin HAD (Tez) ile entegrasyonu ele alındığında pH=4, T=20°C'de 2 m/s akış hızında %23,45'lik bir sapma oranı tespit edilmiş, bu oran NORSOK M-506 içinse %251,03'tir. Bu farklılığın NORSOK M-506 matematiksel modelinin koruyucu yaklaşım sergilemesinden kaynaklı olabileceği düşünülmüştür.

Çizelge 5.2. Nešić ve diğerleri (1995) deneysel [6], NORSOK M-506 [5], tezdeki model HAD (Tez) entegrasyonu için CO₂ korozyon hızı (mm/yıl) sonuçları
pH=4, T=20°C ve v=2 ve 12 m/s

Akış hızı (m/s)	Nešić ve diğerleri (1995) [6]	NORSOK M-506 [5]	HAD (Tez)	NORSOK M-506 sapma oranı (%)	HAD (Tez) sapma oranı (%)
2 m/s	1,45	5,09	1,79	251,03	23,45
12 m/s	3,76	7,37	4,84	96,01	28,72

Yapılan değişiklikler ve HAD ile entegre sonrası, tezde geliştirilen modelde NORSOK M-506'nın koruyucu yaklaşımı devam etmekle birlikte daha gerçekçi kayma gerilimleri elde edilmesiyle tahminlerin iyileştiği görülmüştür. Hız arttıkça örneğin 12 m/s akış hızında sapma oranı tezdeki modelde %28,72 iken orijinal NORSOK M-506'da %96,01'dir. Yüksek hızlarda tezde değiştirilmiş NORSOK M-506 modelinin orijinal NORSOK M-506 modeline [5] kıyasla deneysel verilerle [6] biraz daha yakın tahminler verdiği görülmüştür. Bunun nedeninin koruyucu filmin yüksek akış hızlarında sökülmesi sebebiyle oluşacağı, kayma gerilimindeki yaklaşım farklılığından olabileceği düşünülmüştür. Bununla birlikte bu sonuçlar, değiştirilmiş NORSOK M-506 standardının HAD (Tez) entegrasyonu ile daha güvenilir sonuçlar elde etmek için bir seçenek olabileceğini düşündürmektedir.

Sıcaklığın etkisi

Simülasyonda daha sonra aynı işlemler tüm sıcaklık değerleri ve ilgili test koşulları için (T=20, 50, 80°C, $P_{CO_2}=1$ bar, $P_{Toplam}=1$ bar, pH=4 ve v=2-12 m/s) tekrarlanmıştır. Çizelge 5.3'te farklı sıcaklık ve akış hızlarında HAD (Tez) ile elde edilen üst ve alt çeper ortalama kayma gerilim sonuçları, aynı zamanda T=20°C'de Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışması pH=4'e ilişkin sonuçları da verilmiştir. Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında kayma gerilimi eşitlikleri kullanılarak yapılan hesaplanmıştır, sadece 20°C'de kayma gerilimleri verildiği için kıyaslama sadece bu sıcaklıkta yapılabilmektedir (Çizelge 5.3). Çizelge 5.3'te görüleceği üzere hız ile kayma gerilimi artmış, sıcaklıkla birlikte kayma geriliminde düşme olmuştur. Bununla birlikte hem ortalama hem de maksimum alt ve üst çeper değerleri az bir farkla genelde birbirine yakın çıkmıştır. HAD sonuçlarına göre örneğin 2 m/s akış hızı için üst duvar yüzeyinde kayma gerilimi ortalama değeri 7,71 Pa, maksimum 7,93 Pa olarak birbirine yakın çıkmıştır. 10 m/s ve 12 m/s akış hızları hariç maksimum

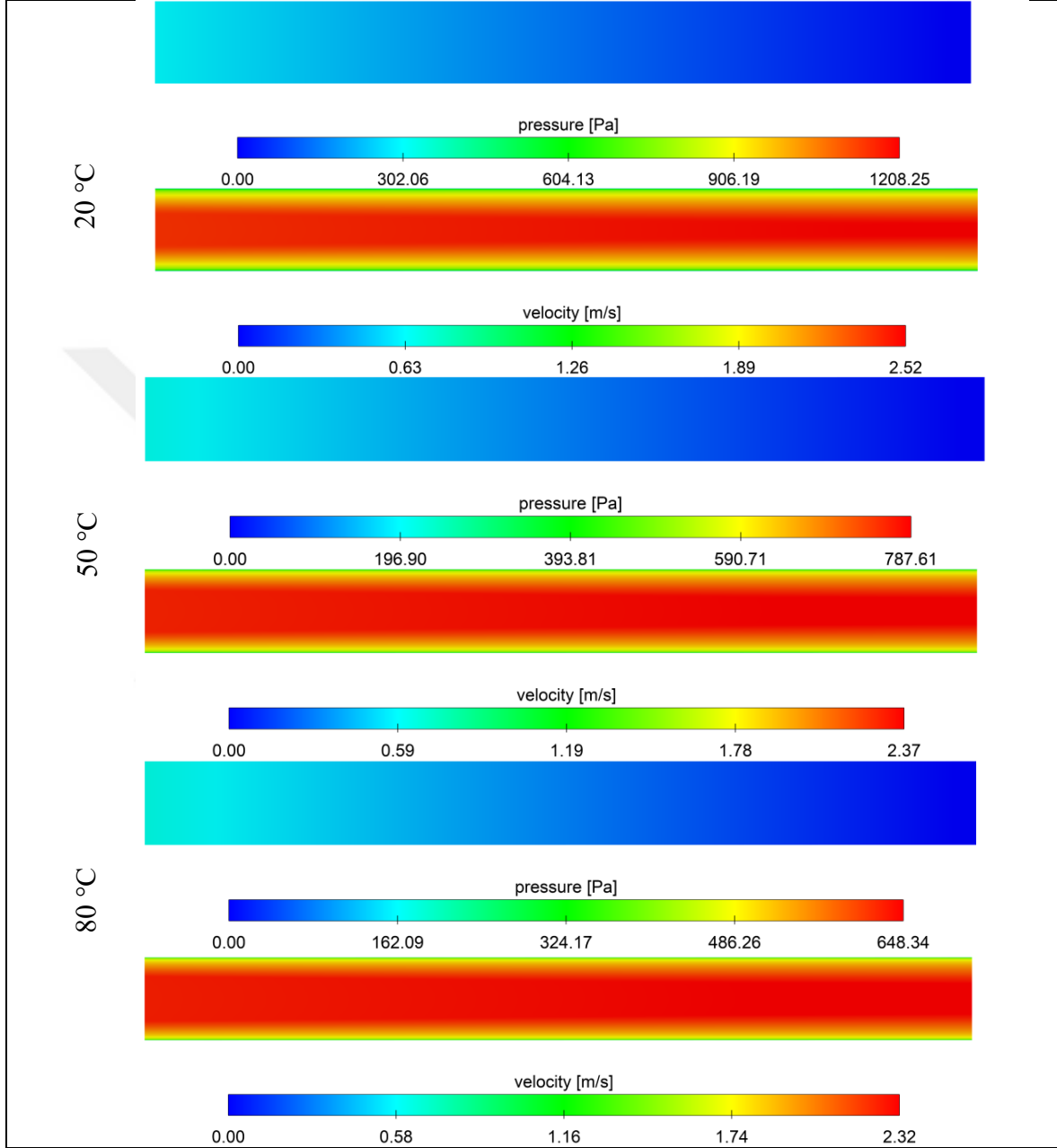
kayma gerilimi değerleri Nešić ve diğerleri (1995) [6] ile kıyaslandığında düşük çıkmıştır. Bu farklılık teorik hesaplamaların kayma gerilimi hesabında simülasyonlarla kıyaslandığında gerçekçi sonuçlar vermesindeki eksiklikten kaynaklanmış olabilir.

Çizelge 5.3. Farklı sıcaklık ve akış hızlarında HAD (Tez) analizi ortalama üst ve alt çeper kayma gerilimleri (pH=4)

Konum	Akış hızı (m/s)	HAD (Tez) Ortalama kayma gerilimi (Pa)			HAD (Tez) Maksimum kayma gerilimi (Pa)	Nesić ve diğerleri (1995) [6] kayma gerilimi (Pa)	Fark (%)
		Sıcaklık (°C)					
		20	50	80			
Üst çeper	2	7,7153	5,2955	4,4360	7,9316	12	33,903
Alt çeper		7,7059	5,2912	4,4327	7,9156		34,037
Üst çeper	4	26,4985	18,7473	15,8480	27,9845	37	24,366
Alt çeper		26,4953	18,7485	15,8495	27,9768		24,387
Üst çeper	6	54,8377	40,3569	32,7136	55,1265	70	21,248
Alt çeper		54,8347	40,3597	32,7446	54,1309		22,670
Üst çeper	8	92,1125	68,3059	54,5522	92,1125	108	14,711
Alt çeper		92,1137	68,3010	54,5565	92,8756		14,004
Üst çeper	10	137,953	103,183	83,0203	138,568	117	18,434
Alt çeper		137,968	103,157	83,0242	138,598		18,460
Üst çeper	12	192,015	143,711	113,663	192,687	300	35,771
Alt çeper		192,070	143,699	113,678	192,676		35,775

Kıyaslama sonucunda HAD (Tez) analizinden elde edilen kayma gerilimi sonuçları Nešić ve diğerleri (1995) [6] çalışmasında teorik olarak hesaplanan değerlere kıyasla %14-36 (Çizelge 5.3) aralığında değişen oranlarda farklı çıkmıştır. Resim 5.3'te örnek olması için $T=20, 50, 80^{\circ}\text{C}$, $P_{CO_2}=1$ bar, $P_{\text{Toplam}}=1$ bar, $\text{pH}=4$ ve $v=2$ m/s hızda, hat boyunca basınç ve hız değişim sonuçları verilmiştir. Resim 5.3'te hız görselleştirmesinde akışın tam gelişmiş olduğu gözlenmiş, girişten çıkışa doğru basınç düşüşü (ΔP) görsel olarak tespit edilmiştir. Görüldüğü üzere hat boyunca basınç düşüşü düzgündür. Girişte açık mavi ile gösterilen bölgede basınç daha yüksekken boru hattında ilerledikçe koyu mavi ile gösterildiği üzere azalmıştır. Sıcaklığın etkisi açısından değerlendirildiğinde aynı akış hızı değerlerinde

sıcaklık arttıkça maksimum kayma gerilimi 1028,25 Pa değerinden 648,34 Pa değerine düşmüştür, bu düşüş hem sayısal sonuçlarda hem de görsel incelemede tespit edilmiştir.



Resim 5.3. Farklı sıcaklık değerlerinde basınç ve hız değişim kontörleri, $T=20, 50, 80^{\circ}\text{C}$, $P_{CO_2}=1$ bar, $P_{\text{Toplam}}=1$ bar, $\text{pH}=4$ ve $v=2$ m/s

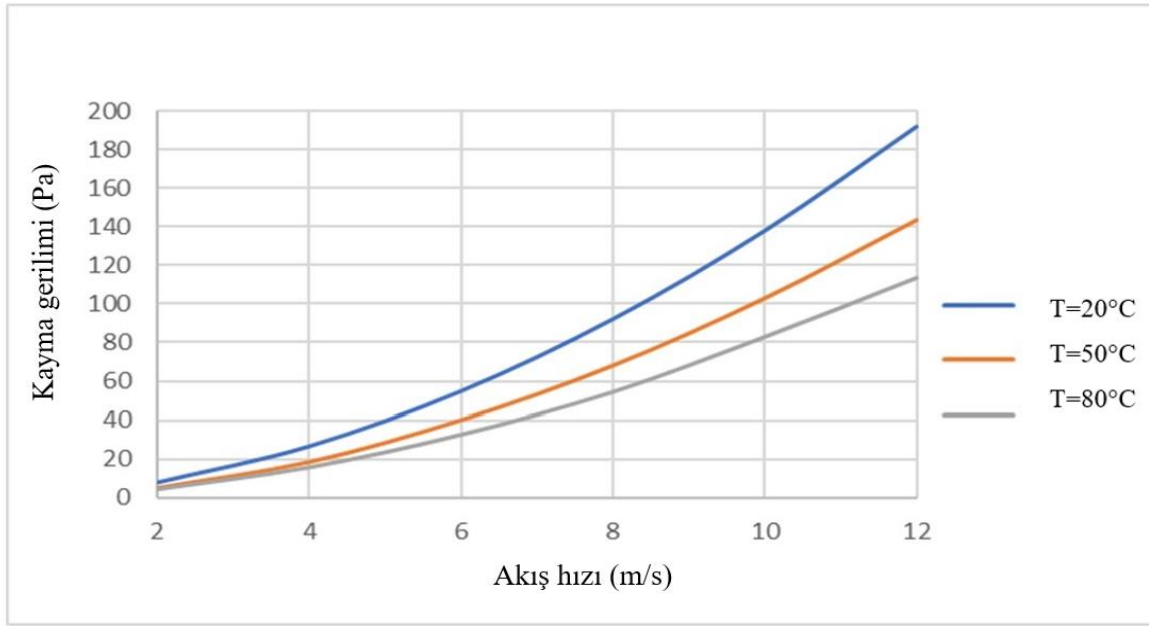
Akış boru içinde ilerledikçe, hız duvara yakın bölgelerde yavaşlamış ve duvarda sıfır olmuştur. Viskoziteye bağlı hız duvarda 0 iken duvardan uzak bir mesafede serbest akış hızına (U_{∞}) çıkmıştır. Bu nedenle duvara yakın kısımlarda hız düşük, orta kısımda ise yüksek çıkmıştır. Resimde bu durum merkezde kırmızı ile gösterilirken çepere doğru renk değişimi

görsel olarak da görülmüştür. Nešić ve diğerleri (1995) [6] makalesinde, CO₂ korozyon hız değerlerinin ortalama mı yoksa maksimum korozyon hızları mı olduğu belirtilmez, ancak CO₂ korozyon hızının artışının endişe verici olması düşünüldüğünde maksimum değerlerin verildiği tahmin edilmiştir. Bununla birlikte simülasyonda alt ve üst çeperdeki kayma gerilimleri de birbirine yakın çıkmıştır, bu sebeple çok önemli bir farklılık oluşturmayacağı düşünülmüştür. Literatürde HAD simülasyonu kayma geriliminin analitik hesaplamalara göre daha gerçekçi hesapladığına dair onlarca çalışma olması da bunu desteklemektedir. Nitekim Çizelge 5.3'te gösterildiği üzere HAD (Tez), CO₂ korozyon hızını Nešić ve diğerleri (1995) deneysel verilerine [6] kıyasla az bir sapma ile tahmin etmiştir. Değişen hız ve sıcaklıklarda hat boyunca HAD (Tez) ortalama maksimum basınç sonuçları Çizelge 5.4'te verilmiştir.

Çizelge 5.4. Farklı sıcaklık ve akış hızlarında ortalama maksimum basınç değerleri

	v (m/s)	T (°C)		
		20	50	80
Ortalama Maksimum Basınç (Pa)	2	304,22	213,28	179,98
	4	1053,71	759,20	1341,99
	6	2193,25	1638,50	1341,99
	8	3692,18	2780,21	2250,80
	10	3922,92	3052,60	2543,71
	12	5065,42	4132,65	3665,74

Çizelge 5.4'te görüldüğü üzere sıcaklık arttıkça ortalama maksimum basınç azalmış, sabit sıcaklıklarda ise akış hızıyla birlikte artmıştır. Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında kayma gerilimi ölçümle elde edilmeyip hesaplanmıştır. Şekil 5.3'te ise tüm hız değerlerinde farklı sıcaklıklarda HAD analizinden elde edilen kayma geriliminin değişimi gösterilmektedir.



Şekil 5.3. HAD (Tez) analizinden elde edilen farklı sıcaklık değerlerinde kayma gerilimi ve akış hızının karşılaştırılması , $T=20, 50, 80^{\circ}\text{C}$, $v=2-12\text{ m/s}$

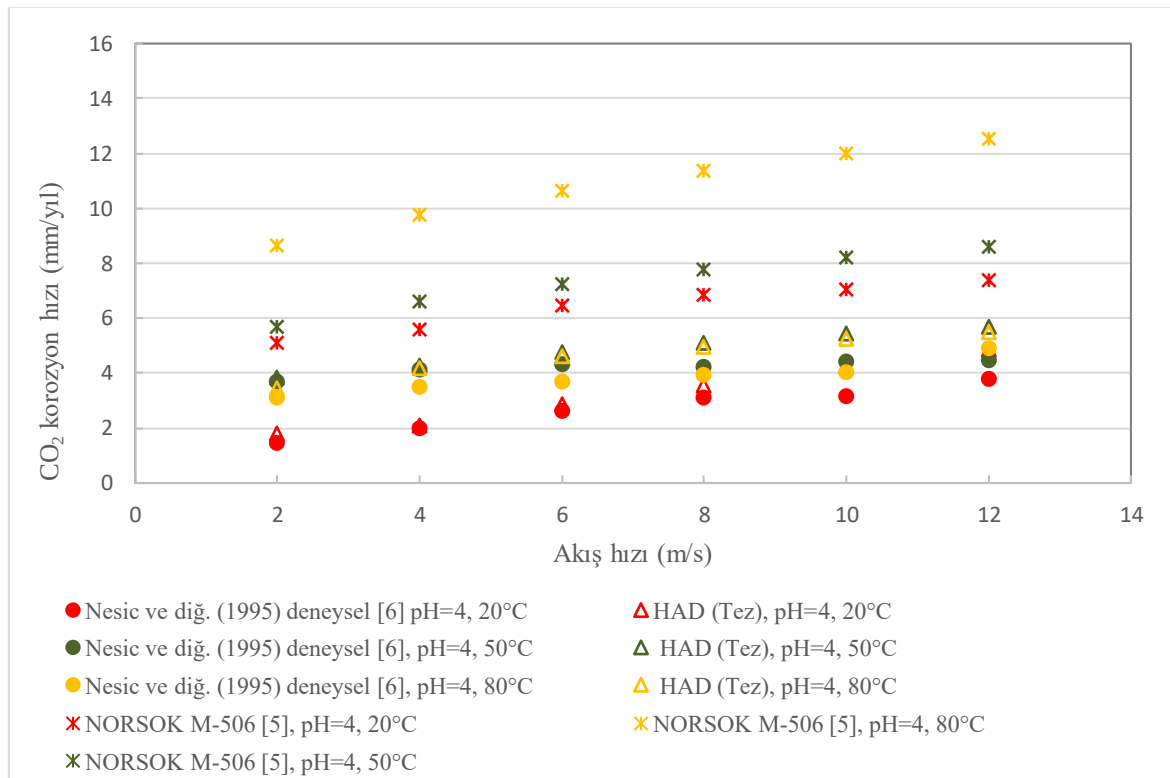
Şekil 5.3'te görüleceği üzere kayma gerilimi, akış hızı 6 m/s sonrası hızlanarak artmıştır. NORSOK M-506 modelinde akış hesabı bulunmamaktadır, bu sebeple kayma gerilimini kullanıcı girmeli veya formülle hesaplanması tavsiye edilmektedir. Bu sonuçlar, CO_2 korozyon hızı hesabında teorik olarak hesaplamaların tahmin yönünden simülasyonlara göre zayıf kalabileceğini göstermekle birlikte NORSOK M-506 standardında belirtildiği gibi mümkün mertebe ölçümle elde edilmesinin önemini de vurgulamaktadır. Bu sebeple kıyaslama yapabilmek için ilk olarak Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasından hesaplama ile elde edilen 12 Pa değeri alınmış ve CO_2 korozyon hızı sonuçları hesaplanmıştır. Daha sonra NORSOK M-506 [5] standardında yer alan hesaplama aracılığıyla elde edilen kayma gerilimi sonucu kullanılarak hesap yapılmıştır. Üçüncü aşamada ise HAD (Tez) entegresi sonrası analiz ile elde edilen ortalama ve maksimum kayma gerilimleri kullanılmıştır. HAD analizi entegrasyonu sonrası elde edilen ortalama ve maksimum kayma gerilimleri hem orjinal NORSOK M-506 [5] hem de tezde değiştirilmiş NORSOK M-506 modeli için kullanılmıştır. Çizelge 5.5'te $\text{pH}=4$ ve $T=20^{\circ}\text{C}$ 'de, $v=2\text{ m/s}$ akış hızında Nešić ve diğerleri (1995) [6] tarafından yapılan çalışma, orijinal NORSOK M-506 modeli ve değiştirilmiş NORSOK M-506 modelleri ve onların ANSYS entegrasyonu ile elde edilen sonuçların karşılaştırmaları verilmiştir.

Çizelge 5.5. Nešić ve diğerleri (1995) deneysel [6], NORSOK M-506 [5], HAD (Tez) entegrasyonu kayma gerilimi ve korozyon hızı sonuçları (pH=4, T=20°C, v=2 m/s)

	Kayma gerilimi (Pa)		Korozyon hızı (mm/yıl)		Hata oranı (%)
DeneySEL Nešić ve diğerleri (1995) [6]	12		1,45		0
Orijinal NORSOK M-506 [5] (τ sabit)	12		5,09		251,03
Değiştirilmiş NORSOK M-506 (τ sabit)	12		1,89		30,35
Orijinal NORSOK M-506 [5] (τ hesaplanan)	52,84		6,31		335,17
Değiştirilmiş NORSOK M-506 (τ hesaplanan)	52,84		2,25		55,17
HAD (Tez)+orijinal NORSOK M-506	$\tau_{ort.}$	7,71	$CR_{ort.}$	4,78	229,66
	$\tau_{maks.}$	7,92	$CR_{maks.}$	4,79	230,35
HAD (Tez)+değiştirilmiş NORSOK M-506	$\tau_{ort.}$	7,71	$CR_{ort.}$	1,78	22,76
	$\tau_{maks.}$	7,92	$CR_{maks.}$	1,79	23,45

Çizelge 5.5'te görüldüğü üzere değiştirilmiş NORSOK M-506 modeli, orijinal modele göre Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasına daha yakın sonuçlar vermiştir, hata oranı orijinal modelde %251,03'ten %30,35'e düşmüştür. Çökme modelinin, pH hesabının iyileştirilmesi oldukça etkili olmuştur. Bununla birlikte NORSOK M-506 bünyesinde veya literatürde verilen eşitliklerle kayma gerilimi hesabı yapıldığında sonuçların nasıl farklı çıkabileceği de görülmüştür. Nešić ve diğerleri (1995) deneyinde kayma gerilimleri eşitliklerle hesaplanmış, CO₂ korozyon hızı ise ölçümle bulunmuştur. Aynı kayma gerilimi kullanıldığında hata % 251,03 iken NORSOK M-506 standardında da verilen farklı eşitlikle farklı bir kayma gerilimi elde edilesi sonucunda hata oranı %335,17'e yükselmiştir. Bu sonuç, kayma geriliminin gerçekçi hesaplanması için akış modeli ile entegresinin önemine vurgu yapması açısından önemlidir. Orijinal NORSOK M-506 [5] modelin hata oranı %251,03, orijinal NORSOK M-506 [5] modelinin akış modeliyle entegresi sonucu elde edilen hata yaklaşık %230'a düşmüştür. Akış modeline entegre edilmesi hata oranını azaltmıştır, ancak koruyucu yaklaşım korunmuştur. Tahminde biraz iyileşme görülmüş, fakat Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasına yakın sonuçlar yine elde edilememiştir. HAD ile entegre sonrası daha iyi tahminin kayma gerilimlerinin daha gerçekçi hesaplanmasından kaynaklanabileceği, yüksek tahmin edilmesi de yine NORSOK M-506 [5] modelinin koruyucu yaklaşımı sebebiyle olabileceği düşünülmüştür. Son olarak tezde değiştirilmiş NORSOK M-506 modelinin HAD ile entegresine bakıldığında Nešić ve diğerleri (1995) deneyine çok daha yakın sonuç elde edilmiştir, hata oranı yaklaşık %23 olmuştur. Bu sonuçların, değiştirilmiş ve akış modeliyle entegre edilmiş NORSOK M-506 modelinin CO₂ korozyon hızını daha doğru şekilde tahmin edilmesine imkan sağladığı düşünülmüştür.

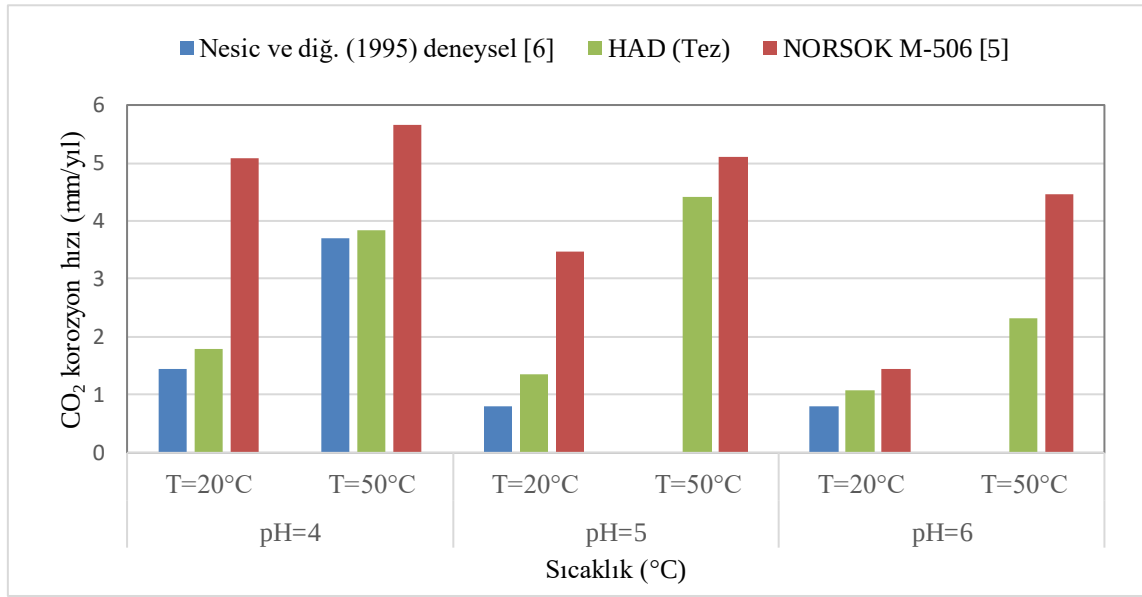
Sıcaklığın etkisini incelemek için NORSOK M-506, değiştirilmiş NORSOK M-506'nın HAD entegrasyonu sonuçları ile Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışması [6] pH=4 değerinde, 20, 50, 80°C sıcaklıklarda kıyaslanmıştır. pH 5 ve 6 değerleri için sadece 20°C'de deneysel veriler olduğu için sadece pH=4 için sıcaklık etkisi incelenmiştir. Şekil 5.4 genel olarak CO₂ korozyon hızının sıcaklıkla ve akış arttıkça arttığı gözlenmiştir. Bunun sebebi sıcaklık artışının, CO₂ korozyonu altında yatan tüm fizikokimyasal süreçleri hızlandırmasıdır. Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışması ile simülasyon sonuçları Şekil 5.4'te verilmiştir.



Şekil 5.4. Farklı akış hızı, sıcaklık değerlerinde Nešić ve diğerleri deneyi (1995) [6], NORSOK M-506 ve HAD (Tez) ile hesaplanan CO₂ korozyon hızlarının karşılaştırılması, T =20, 50, 80°C, P_{CO₂} = 1 bar, P_{Toplam}=1 bar, pH=4, v=2-12 m/s.

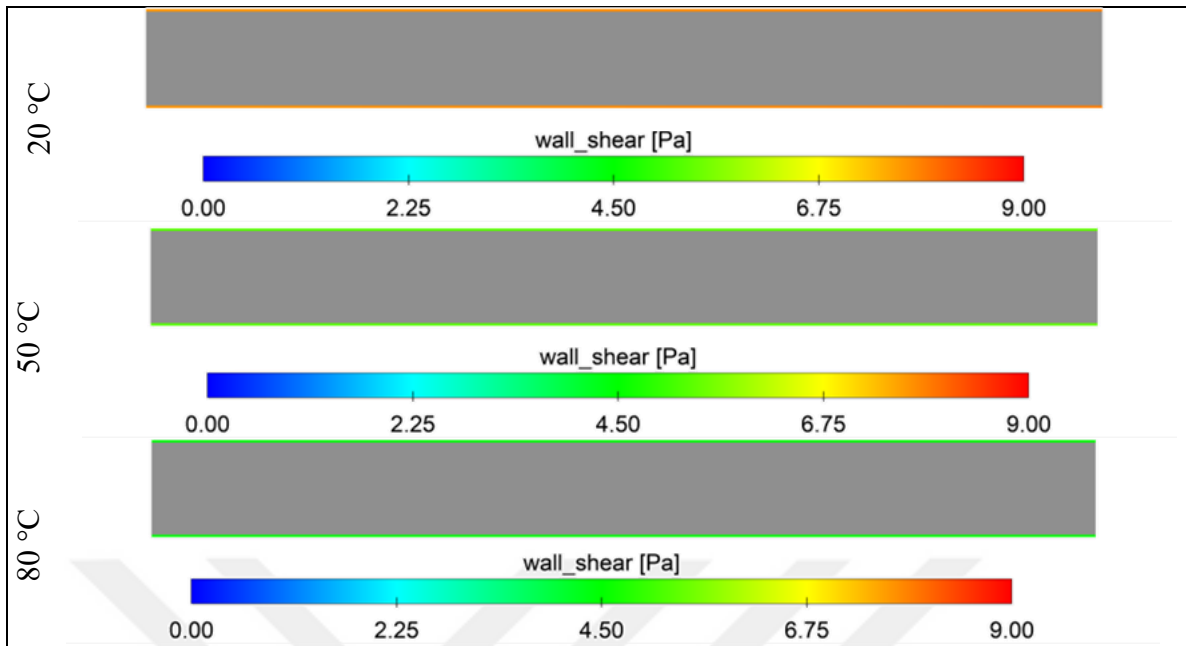
Şekil 5.4'te pH=4 ve farklı sıcaklık değerlerinde, düşük hızlarda (<6 m/s) HAD ile hesaplanan CO₂ korozyon hızı, Nešić ve diğerleri (1995) deneysel [6] çalışması verilerine yakın çıkmıştır; ancak sıcaklık arttıkça pH değerlerinde sapmalar olmuştur. Daha yüksek sıcaklıklarda (50°C ve 80°C) artış hızında düşüş gözlenmesinin nedeni yüzeyde koruyucu tabaka oluşarak filmin CO₂ korozyon hızında bir miktar azalma etkisi göstermesidir. Nešić ve diğerleri (1995) deneysel [6] çalışmasında da bahsedildiği üzere koruyucu tabakanın daha yüksek sıcaklıklarda gözlenen akış bağımlılığından da kısmen sorumlu olması olabilir.

Sıcaklığın, pH ile etkisinin birlikte incelenmesi için $pH=4, 5, 6$, $T=20, 50^{\circ}C$, $P_{CO_2}=1$ bar, $P_{Toplam}=1$ bar ve $v=2$ m/s akış hızı değerlerinde Nešić ve diğerleri (1995) [6] tarafından yapılan deneysel çalışma, NORSOK M-506 [5] ve değiştirilmiş NORSOK M-506 ile HAD entegrasyonundan elde edilen CO_2 korozyon hızı sonuçlarının karşılaştırılması yapılmıştır. Sıcaklık $50^{\circ}C$ 'de, pH değerleri 5 ve 6 için Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında veri mevcut olmadığı için $50^{\circ}C$ sıcaklıkta sadece NORSOK M-506 [5] ve HAD modelinden elde edilen sonuçlar kullanılmış ve Şekil 5.5'te gösterilmiştir.



Şekil 5.5. Sıcaklık ve pH'nın fonksiyonu olarak CO_2 korozyon hızının karşılaştırılması
 $T=20, 50^{\circ}C$, $P_{CO_2}=1$ bar, $P_{Toplam}=1$ bar, $pH=4, 5, 6$, $v=2$ m/s

Şekil 5.5'te görüldüğü üzere düşük pH'ta ($pH=4$), sıcaklığa karşı her üç yaklaşımda da yüksek korozyon hızı elde edilmesi ve sıcaklıkla artış eğiliminin devam ettiği görülmektedir. Daha yüksek pH değerlerinde de durum benzerdir. Her üç durumda da pH arttıkça sıcaklığın etkisi azalmıştır. Yine değiştirilmiş NORSOK M-506 modelinin entegre edildiği HAD (Tez) sonuçları orijinal modele [5] kıyasla Nešić ve diğerleri (1995) [6] tarafından yapılan deneysel çalışmaya daha yakın çıkmıştır. Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışması ile simülasyon sonuçları farklı sıcaklık ve pH değerlerinde yakın sonuçlar vermiştir, NORSOK M-506 sadece yüksek pH'larda yakın sonuçlar vermiş, diğer durumlarda oldukça yüksek çıkmıştır. Resim 5.4'te farklı sıcaklık değerlerinde 4 m/s akış hızında $pH=4$ için elde edilen kayma gerilimleri gösterilmiştir.

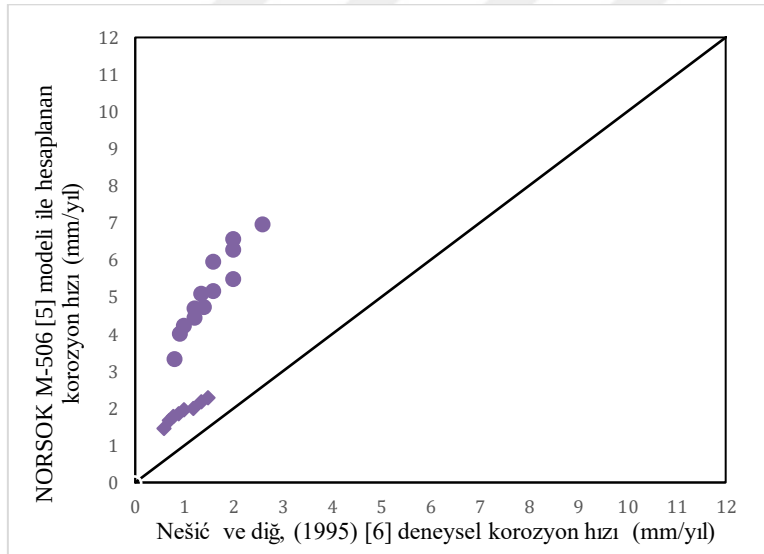


Resim 5.4. Farklı sıcaklık değerlerinde kayma gerilimi konturları, $T=20, 50, 80^{\circ}\text{C}$, $\text{pH}=4$, $P_{\text{CO}_2}=1$ bar, $P_{\text{Toplam}}=1$ bar ve $v=4$ m/s

Resim 5.4'te görüldüğü üzere akış boru içinde ilerledikçe kayma gerilimi, kaymama koşulu nedeniyle sıvı hızının hızla değiştiği katı sınırların yakınında en yüksektir. Katı sınırlardan uzaklaştıkça kayma gerilimi azalma eğilimi gösterir. Bunun nedeni, kaymama koşulunun türbülanslı hızlar için olduğu kadar ortalama hız için de geçerli olmasıdır. Bununla birlikte giriş bölgesinde daha yüksek korozyon hızı görülmüştür. Yer çekimi etkisi akışkanın tüm moleküllerine benzer etkidedir, ancak suyun saat altı yönünde birikmesi üzerinde yer çekimi etkisini gözlemlemek için 15 mm çap çok küçük bir ölçektir. Geniş çaplarda ciddi bir basınç farkı olduğu için bu etki çok daha net görülebilir. Mevcut durumda yer çekimi etkisi, akışkanın hızından kaynaklı kayma gerilimi oluşumunun yanında çok çok küçük kalmıştır. Sıcaklık 20°C için elde edilen kayma gerilimi, 80°C için elde edilen kayma geriliminin neredeyse iki katı kadar yüksektir, sıcaklık arttıkça kayma gerilimi azalmıştır. Kayma geriliminin akış modelinde korozyonla ilişkilendirildiği düşünüldüğünde, CO_2 korozyon hızının değişimine ve yerine ilişkin bilgi de vermektedir. HAD analizi hem görsel hem de sayısal açıdan sıcaklığın kayma gerilimine dolayısıyla CO_2 korozyonuna etkisini ve en riskli bölgeleri sunmuştur.

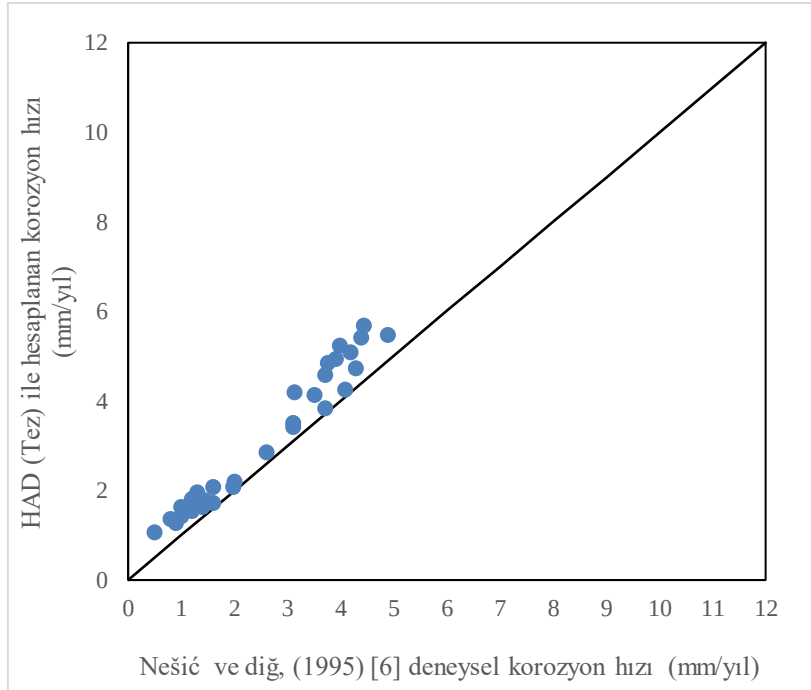
Tahmin edilen korozyon hızlarıyla ölçülen korozyon hızlarının karşılaştırılması

Şekil 5.6’da NORSOK M-506 [5] ile Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasından elde edilen CO₂ korozyon hızlarının karşılaştırmaları sunulmuştur. NORSOK M-506 modeli, koruyucu film oluşumunun çok az olduğu veya hiç oluşmadığı koşullar altında gerçekleştirilen çok sayıda korozyon deneyini simüle etmek için kullanılmıştır. Nešić ve diğerleri (1995) [6] tarafından yapılan deneyler, 20, 50 ve 80°C’de gerçekleştirilmiştir. CO₂ kısmi basıncı (P_{CO_2}) 1 bar ve akış hızı 1 m/s ile 12 m/s arasında tutulmuş, 4, 5, 6 olmak üzere üç farklı pH değeri kullanılmıştır. Deneyin gerçekleştiği koşullarda yüksek CO₂ korozyon hızları, daha iyi gözlemlemek için tercih edilmiş olabileceği düşünülmüştür. Şekil 5.6’da görüldüğü üzere NORSOK M-506 ile hesaplanan ve Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışmasında [6] elde edilen sonuçlar arasındaki uyum, modelin genellikle CO₂ korozyon hızını yüksek tahmin etmesi nedeniyle makuldür. Buraya kadar bahsedilen nedenlere ek olarak farklı çıkmasının bir başka nedeni de deneysel çalışmada [6] muhtemelen bir galvanizasyon yoluyla CO₂ korozyon hızını azaltan iletken filmlerin oluşması olabilir.



Şekil 5.6. NORSOK M-506 [5] ile hesaplanan ve Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında elde edilen CO₂ korozyon hızlarının karşılaştırması, $P_{Toplam}=1$ bar, $P_{CO_2}=1$ bar, $T=20, 50, 80^{\circ}C$, $pH=4, 5, 6$, $v = 2-12$ m/s

Şekil 5.7’de ise değiştirilmiş NORSOK M-506 modelinin HAD ile entegre sonrası elde edilen CO₂ korozyon hızları ile Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasından elde edilen CO₂ korozyon hızlarının karşılaştırması sunulmuştur.



Şekil 5.7. HAD (Tez) ile hesaplanan ve Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında elde edilen CO₂ korozyon hızlarının karşılaştırması, $P_{\text{Toplam}}=1$ bar, $P_{\text{CO}_2}=1$ bar, $T=20, 50, 80^\circ\text{C}$, $\text{pH}=4, 5, 6$, $v = 2\text{-}12$ m/s

Şekil 5.7’de görüldüğü üzere HAD sonuçlarında uyumun daha çok yakalandığı görülmüştür, NORSOK M-506 modelinin tezde yapılan değişikliklerle ve HAD entegrasyonu ile performansının iyi ve çoğu durumda kabul edilebilir olduğu görülmüştür. Her iki kıyaslamada da aşırı uçlarda, yani en düşük ve en yüksek sıcaklık/pH kombinasyonu için bir miktar sapma görülmüştür. CO₂ korozyonunun ölçülmesinde karşılaşılan zorluklar ve bahsedilen hatalar Nešić ve diğerleri (1995) deneysel çalışmasının [6] sonuçları ve HAD sonuçları arasındaki tutarsızlıkları açıklayabileceği düşünülmüştür. Bununla birlikte düşük hız, düşük sıcaklıkta yapılan deney sonuçlarıyla uyumun daha iyi olduğu görülmektedir. Akış hızının artmasıyla koruyucu tabaka akışla birlikte yerinden sökülmiş olabilir. NORSOK M-506 [5] modelinin belirli bir deneysel veri kümesine uyacak şekilde ayarlanmadığı, aksine geniş bir çalışma parametresi aralığında optimum performans için çok sayıda saha verisiyle kalibre edildiği göz önüne alındığında, bazı farklılıkları tamamen ortadan kaldırmak zordur. Uç pH ve sıcaklık değerlerinde sapma olmuştur, ancak deneysel çalışmada bahsedilen ölçüm hataları ve matematiksel modelin koruyucu yaklaşımı nedeniyle bu kabul edilebilir bir durumdur. Daha da önemlisi, NORSOK M-506 modelinde belirlenen kat sayıların çoğu düşük sıcaklık ve kısmi CO₂ basınçlarında elde edilmiş, ancak teorik ilişkiler bunların geçerliliğini daha yüksek sıcaklık ve basınç aralıklarına genişletmek için

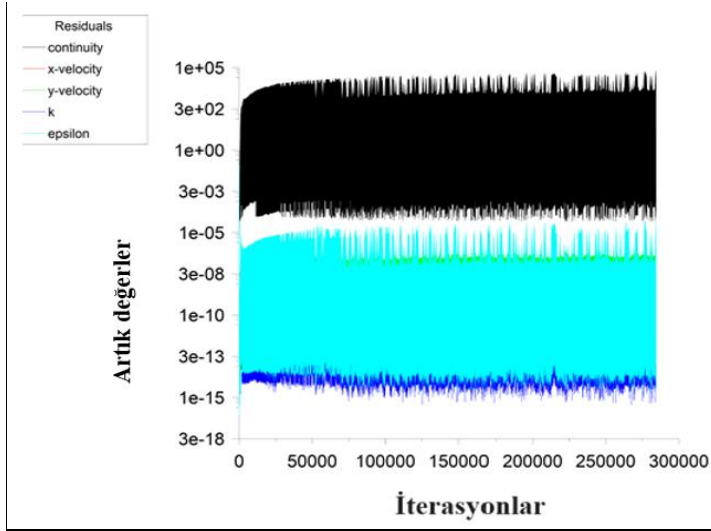
kullanılmıştır. Modelin bu yönünün, yüksek sıcaklık ve yüksek basınçlı laboratuvar deneylerinden elde edilen girdilere dayalı olarak daha fazla geliştirilmesi gerekmektedir. Aralarındaki farklılık deneyde kullanılan petrolün safsızlıkları nedeniyle, Fluent kütüphanesindekinden farklı özelliklere sahip olmasından da kaynaklanmış olabilir. Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında boru boyunca CO₂ korozyon hızı çok az noktada rapor edilmiştir, karşılaştırma bu sayılı verilerle yapılabilmektedir. Genel olarak, testler sırasında akışın nasıl değiştiği veya değişip/değişmediği hakkında daha fazla ayrıntı verilmeliydi. Bununla birlikte deneyde daha fazla araştırılması gereken birçok parametre vardır; örneğin parçacık boyutu varyasyonları, korozyonun yeri, lazerlerle parçacık takibi gibi, bu parametreler Nešić ve diğerleri (1995) [6] makalesinde tartışılmadığı için daha fazla değerlendirme yapılamadı. Oldukça iyi bir uyuma ulaşılmış ve az farklılıklar belirlenmiştir, değerlerin yüksek çıkması koruyucu yaklaşım sonucudur. HAD entegrasyonu akışın hesaba katılmasıyla daha gerçekçi kayma gerilimi sunmasıyla ve tezde yapılan değişikliklerle değiştirilmiş NORSOK M-506 modelinin güvenilirliğini desteklemiştir.

5.2 Modelin Saha Verisiyle Doğrulanması

5.2.1 Çözüm

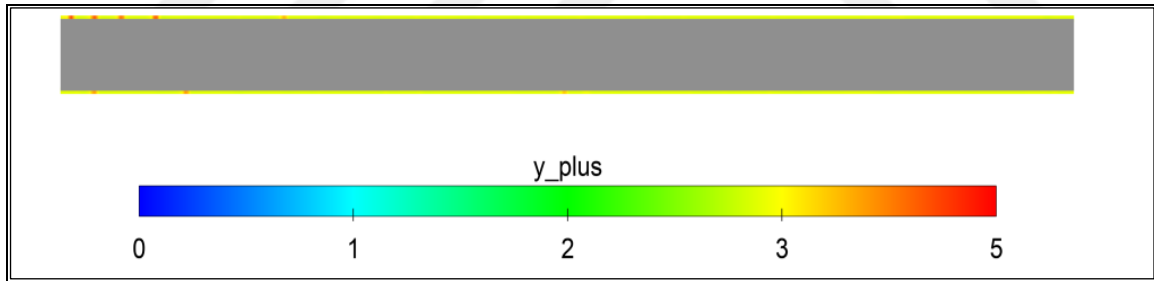
Yakınsama kriterleri

Sıvı-sıvı iki fazlı akış dinamik olduğu için kararsız durum hesaplamasında tüm sayısal simülasyon durumlarında “uyarlanabilir” (adaptive) zaman adımı olarak kullanılmıştır. Uyarlanabilir zaman adımıyla global courant sayısını 1 yapacak zaman adımı otomatik ayarlanmıştır. Her zaman adımında maksimum 100 iterasyon hedeflenmiş, tüm zaman adımları yakınsamıştır. Resim 5.5’te yakınsama sonuçları sunulmuştur.



Resim 5.5. Yakınsama sonuçları

Resim 5.6'da görüldüğü üzere yakınsama değerlendirildiğinde; momentum, süreklilik, türbülans ve hacim fraksiyonu denklemleri için normalleştirilmiş denklem kalıntılarının sabit kalarak sayısal hesaplamaların yakınsadığı görülmüştür, böylece yakınsama sağlanmıştır.



Resim 5.6. Duvara en yakın hücre katmanındaki y^+ değerlerinin konturu

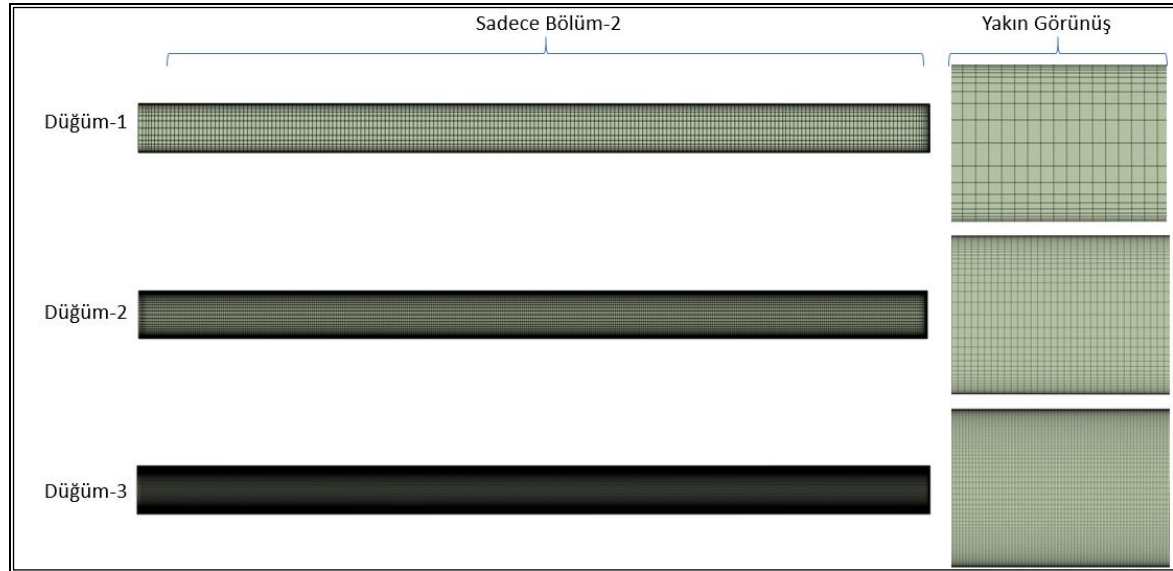
Resim 5.6'da hız 1 m/s ve su oranı %8 olan akış için yapılan simülasyon sonucunda oluşan y^+ değerini göstermektedir. y^+ değerlerinin yeterince düşük ve kalite olarak iyi olduğu dolayısıyla çözeltinin sonuçlarının yakınsadığı görülmüştür. En hızlı akışın olduğu durumda dahi 5'in altında ve şekilde görüldüğü üzere yaklaşık 3 civarındadır. Seçilen duvar fonksiyonunda değerin 5'in altında olması gerekiyordu, böylece bu değer türbülans modellerinin duvar yakınında akışı çözdüğünü göstermiştir. Akış hızı düştükçe y^+ düşer, doğal olarak en hızlı akışta y^+ kriterinin sağlanmış olması, diğer akış hızlarında da sağlandığını göstermiştir. Üç boru hattına ilişkin ağ verileri Çizelge 5.6'da sunulmuştur.

Çizelge 5.6. Boru hatları için kullanılan düğüm verileri

	12 inç	14 inç	16 inç
Eleman Sayısı / Bölüm-1	20 000	25 000	30 000
Eleman Sayısı / Bölüm-2	25 000	30 000	35 000
Maksimum En Boy Oranı	42	31,80	32,79
Maksimum Hücre Boyutu (mm)	24	11,4	11,4
Minimum Hücre Boyutu (mm)	1,98	0,40	0,39
Duvar İlk Hücre Yüksekliği (mm)	0,40	0,53	0,52

5.2.2 Ağdan bağımsızlık analizi

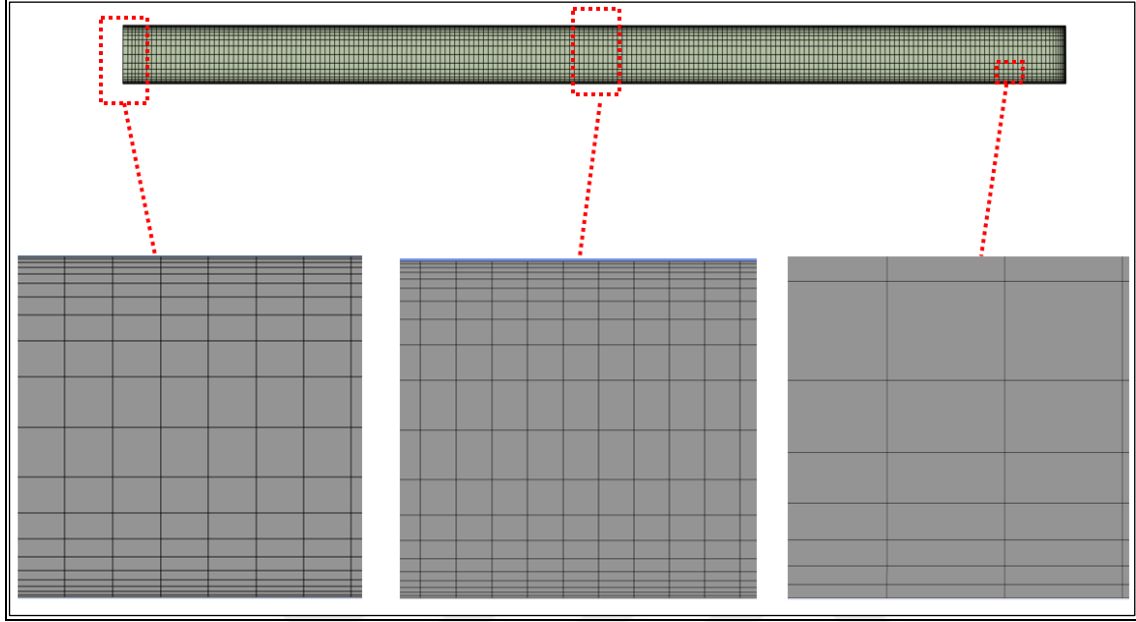
Zamana bağlı analizlerde ağ bağımsızlık analizi gerçekleştirmek için farklı zaman adımlarında boru içi hız profili, zaman ortalama duvar kayma gerilimi, maksimum duvar kayma gerilimi, hacimsel oranların görsel olarak karşılaştırılması yapılmıştır. HAD çözümünün ağdan bağımsız olduğundan emin olmak üç tip ağ seçildi. Resim 5.7’de üç düğüm birlikte gösterilmiştir.



Resim 5.7. Oluşturulan düğümler ve yakından görünüşleri

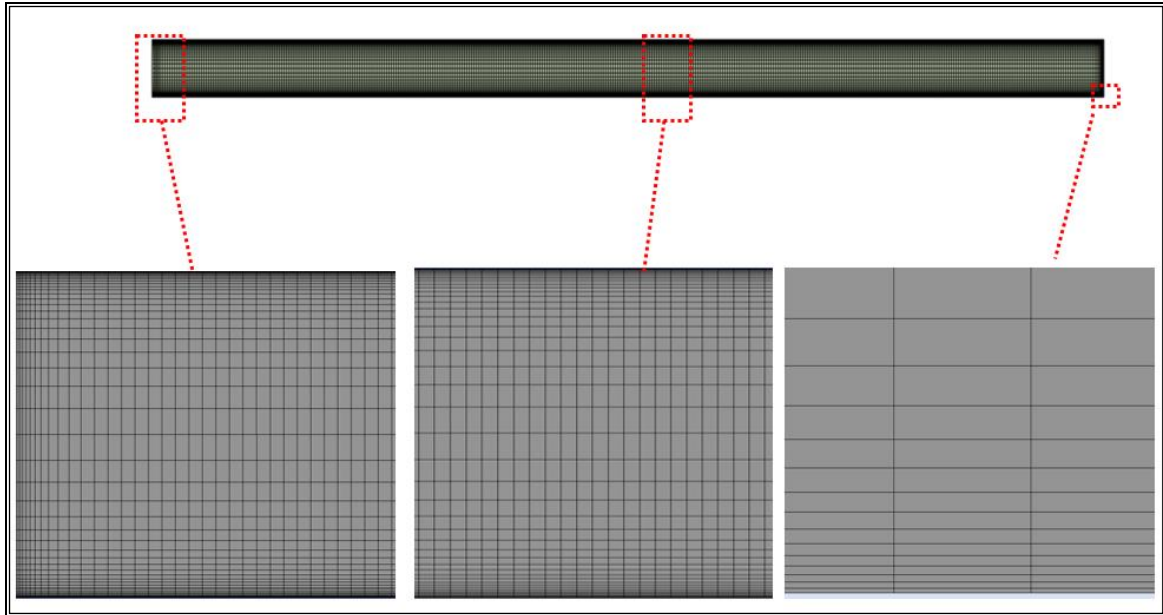
Resim 5.7’de yakından görülen tüm kısımlar Bölüm 2 için geçerlidir. Bölüm 1’e ait ağ yapısı Bölüm 2’ye benzer olmakla birlikte biraz daha kaba oluşturulmuştur. Boru boyunca sabit ağ boyutu kullanılmıştır. Duvar yakınındaki hücre boyutu ağ boyunca değişebilir, buna etki

eden büyüme oranı 1,1 olarak alınmıştır. Düğüm 1, 7 500 ağdan oluşmuştur. Resim 5.8’de Düğüm 1’e ilişkin detaylı görüntüler gösterilmiştir.



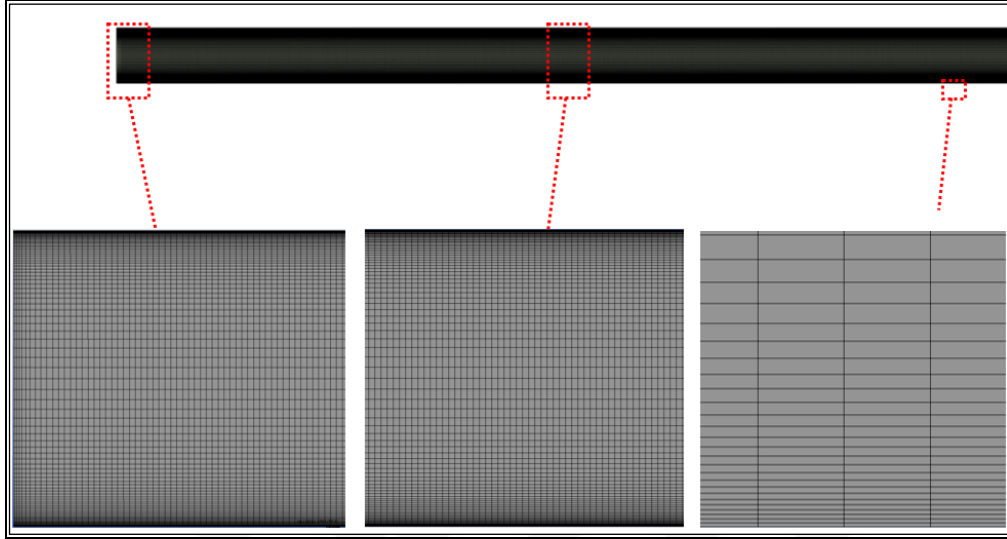
Resim 5.8. Düğüm 1’in yakından görünüşü

Düğüm 2, 45 000 ağdan oluşmuştur, Resim 5.9’da Düğüm 2’ye ilişkin detaylı görüntüler gösterilmiştir.



Resim 5.9. Düğüm 2’nin yakından görünüşü

Düğüm 3, 130 000 ağdan oluşmuştur, Resim 5.10'da Düğüm 3'e ilişkin detaylı görüntüler gösterilmiştir.



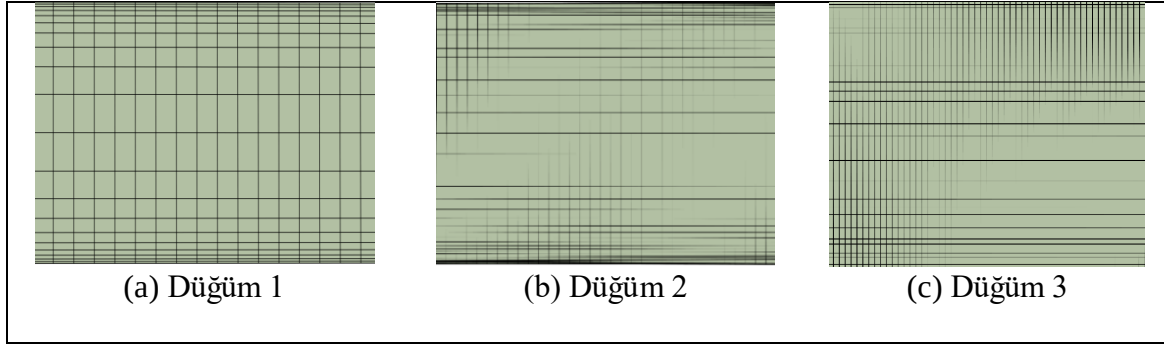
Resim 5.10. Düğüm 3'ün yakından görünüşü

Bununla birlikte 3 düğüm yapısı da simülasyonlardan önce kalite açısından kontrol edilmiştir. Her çalışma öncesi, ilk hücre-duvar mesafesinin, duvara yakın bölümde y^+ değerinin $y^+ < 5$ ile türbülans modelleme ihtiyaçları için önerilen aralık içinde olduğu doğrulanmıştır. Oluşturulan düğümler için ortalama ve maksimum basınç değerlerin ise Çizelge 5.7'de verilmiştir:

Çizelge 5.7. Düğümler için ortalama ve maksimum basınç değerleri

	Düğüm 1	Düğüm 2	Düğüm 3
Ortalama Basınç (Pa)	0,9054	0,9923	0,9892
Maksimum Basınç (Pa)	1,007	1,030	1,032

Düğüm 1, 2 ve 3 için toplam hücre sayıları sırasıyla 7500, 45 000 ve 130 000'dir. Üç ağ boyutunun topolojisi Resim 5.11'de gösterilmiştir.



Resim 5.11. HAD korozyon modelini doğrulamak için kullanılan ağ yapısı ve topolojisi

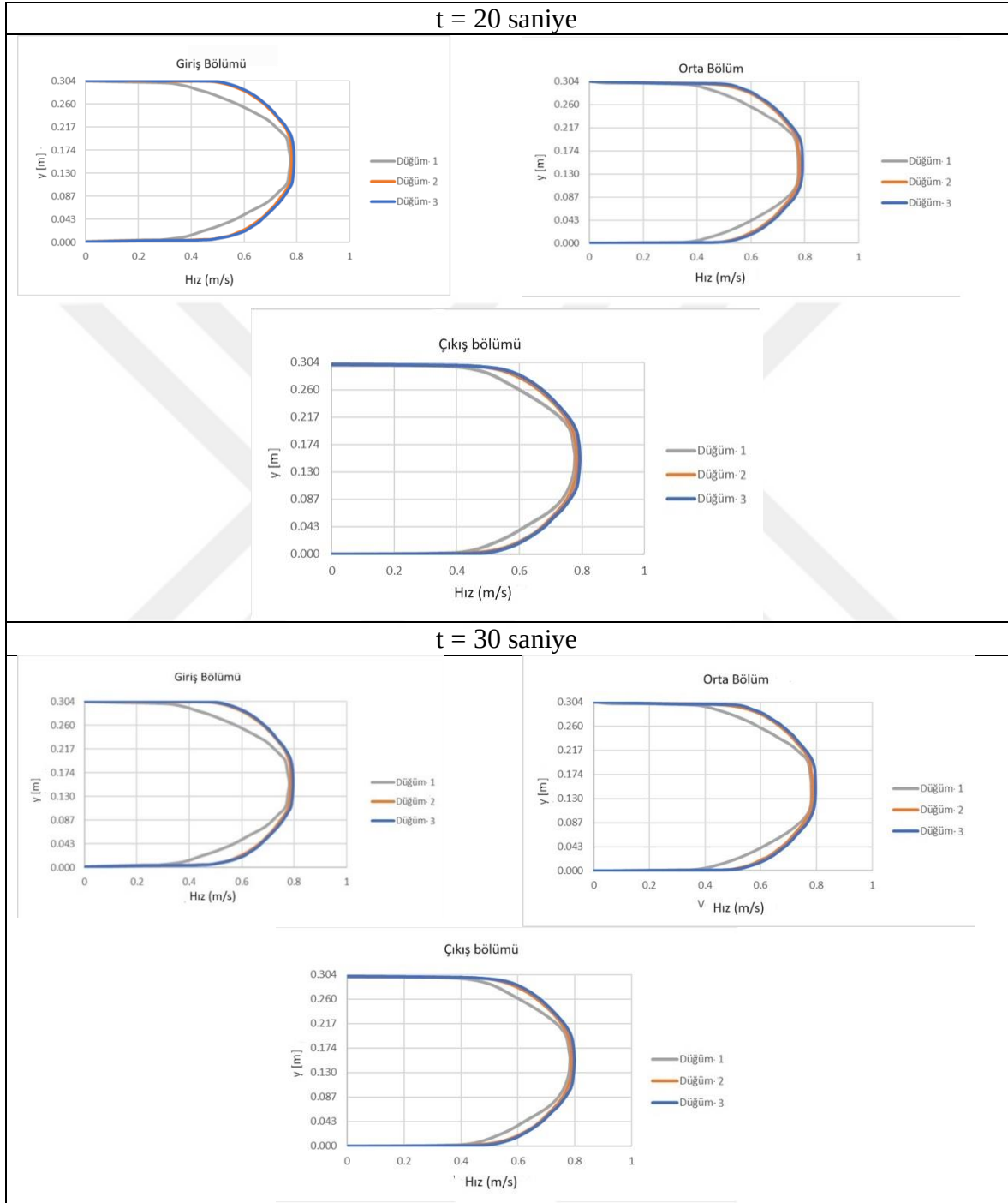
Resim 5.11’de görüldüğü üzere ağ giderek sıklaştırılmıştır. Çizelge 5.8’de ise ortalama minimum basınç değerlerinin kıyaslamaları da gösterilmiştir.

Çizelge 5.8. Düğümler için bağımsızlık analizi sonuçları

	Düğüm 1	Düğüm 2	Düğüm 3
Ortalama minimum basınç simülasyon (Pa)	0,9054	0,9923	0,9892
Ortalama minimum basınç saha (Pa)		0,98	
Ortalama minimum basınç simülasyon hata (%)	7,61	1,26	0,94
Ortalama maksimum basınç simülasyon (Pa)	1,007	1,030	1,032
Ortalama maksimum basınç (Pa)		1,2	
Ortalama maksimum basınç hata (%)	16,08	14,17	14,00

Ağ bağımsızlığı için hedeflenen diğer değişkenler ise ortalama maksimum ve ortalama minimum basınç değerleridir. Ortalama minimum basınç değerleri saha verisi ile kıyaslandığında fark, değer olarak küçük olmasına karşın görece olarak Düğüm 2 ve 3 yakın sonuçlar vermiştir. Düğüm 1 kullanılarak elde edilen çözüm, %7,61’lik hata ile en uzak sonucu vermiştir. Düğüm 2 ve 3 ağ yapısı ise sırasıyla %1,26 ve %0,94 farklılık göstermiştir. Ortalama maksimum basınç değerinde ise farklı ağ yapıları için hatalar birbirine yakın çıkmıştır, anlamlı bir fark olmadığı için düğüm seçiminde ortalama maksimum basınca bağlı bir değerlendirme yapılamamıştır. Düğüm 2 ve 3 ağ yapısıyla HAD simülasyon sonuçları ile saha verileri arasında makul bir eşleşme elde edilmiştir. Bu sonuçlara bakarak Düğüm 1 yapısında beklenenden daha yüksek hata çıkarken Düğüm 2 ve 3 ağ yapısı daha düşük hata çıkmıştır (Çizelge 5.8). Daha kaba yapıdaki ağ (Düğüm 1) için bulunan bu hata, çözümü yakalamak için eleman inceliğinin yetersiz olmasından kaynaklanmıştır. Bununla birlikte hata değerleri, anlamlı derecede yüksek olmasa da, ağ tasarımındaki hücrelerin, belirli bir

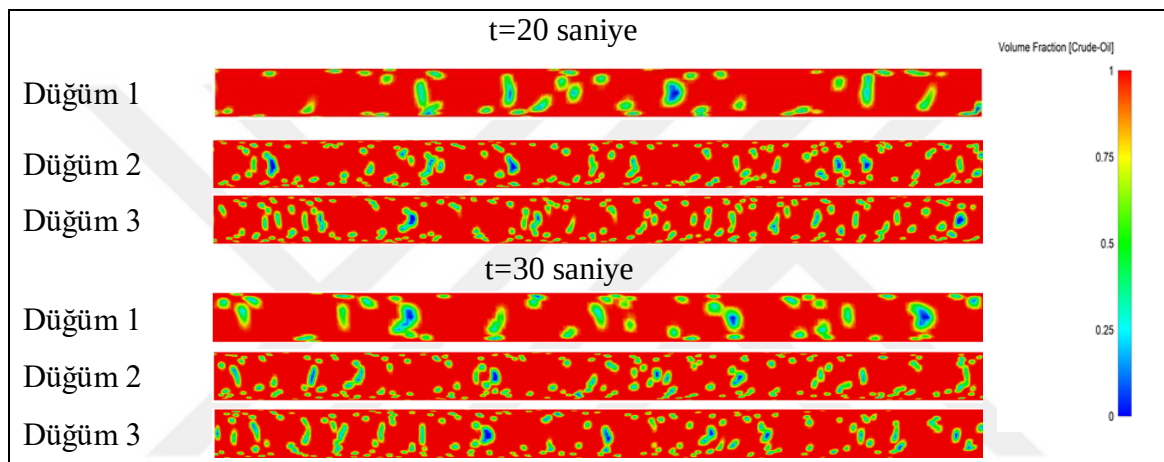
boyuta sahip olmasını gerektiren akış olaylarını simüle etmek için kullanılan VOF modeli ile açıklanabilir. Resim 5.12’de giriş, orta ve çıkış olmak üzere üç lokasyondan hız profilleri gösterilmiştir.



Resim 5.12. 20. ve 30. saniyede giriş, orta ve çıkış hız profilleri

Resim 5.12’de Düğüm 1 için özellikler giriş bölümünde Düğüm 2 ve 3’ten farklı çıkmıştır, bu farkın çıkış bölümünde giderek azaldığı görülmüştür. Düğüm 2 ve 3 için hız profillerinin

birbirine benzer olduğu ancak bunun girişte daha iyi olduğu, orta ve çıkış hız profilinde farklılıklar olduğu gözlenmiştir. Bu farklılık geçen süreye rağmen değişmemiştir. Yapılan sayısal çalışmada kullanılan hacim elemanı boyutlarının sonuçlar üzerinde etkisi oldukça fazladır. Bu ağ sayıları ağdan bağımsızlığın elde edildiği bölgede olduğu için akış analizlerinin ağdan bağımsız olarak gerçekleştirildiği kabul edilmiştir. Böylece ağdan bağımsızlık görsel açıdan da kontrol edilmiştir. Görsel açıdan hız profillerini de kontrol için hız profili ile aynı zamanlar ($t=20$ s ve $t=30$ s) için alınan hacim oranları görselleri elde edilmiş ve Resim 5.13'te sunulmuştur.



Resim 5.13. Hız profili ile aynı zamanlar için alınan hacim oranı görselleri, $T=26^{\circ}\text{C}$, $\text{pH}=6,1$, $v=0,75$ m/s, $x_{\text{su}}=0,08$

Resimde kırmızı ile gösterilen yerler petrol, mavi ise suyu ifade etmektedir. Aynı zamanlar için alınan hacim oranı görsellerinde baloncuk boyut ve sıklığının Düğüm 2 ve 3'te benzer olduğu görülmüştür, buna karşın Düğüm 1'de baloncukların büyük ve az sayıda olduğu dikkat çekmektedir. Bu nedenle Düğüm 1 çözüme devam etmek için uygun çözüm ağı değildir. Düğüm 3'te görsel açıdan Düğüm 2 ile benzer olduğu için daha düşük ağ sayısına sahip Düğüm 2 seçilmiştir. Makul bir yakınsama sonucu elde etmek için gerekli ağ çözünürlüğünün en alt sınırının 45 bin, altı yüzlü hücreye sahip, Düğüm 2 olduğuna karar verilmiştir. Buradan itibaren, aksi belirtilmedikçe, Resim 5.11 (b)'de gösterilen ağ konfigürasyonu bu çalışmada simülasyon için kullanılan ağıdır.

5.2.3 Türbülans modelin seçimi

Akışta türbülans etkilerini sayısal olarak simüle etmek için 12 inçlik boru hattı simülasyonunda standart k- ϵ , gerçekleştirilebilir k- ϵ standart duvar fonksiyonu ve gelişmiş duvar fonksiyonu modelleri seçilmiştir. Standart k- ϵ türbülans modeli için $k=0,01\text{m}^2/\text{s}^2$ ve $\epsilon=0,001\text{m}^2/\text{s}^3$, $C_1=1,44$, $C_2=1,92$, $C_\mu=0,09$ ve Dispersiyon Prandtl Sayısı= 1,0, Duvar Prandtl Sayısı= 1,3 olarak alınmıştır. Gerçekleştirilebilir k- ϵ türbülans modeli içinse $C_{1\epsilon}=1,44$, $C_{2\epsilon}=1,9$, k ve ϵ değerleri için Dispersiyon Prandtl Sayısı= 1,0, Duvar Prandtl Sayısı= 1,2 olarak alınmıştır. ANSYS Fluent türbülans modellerinin hangisinin daha iyi sonuç verdiğinin tespit edilmesi için ortalama maksimum basınç değerleri ve saha verisi olan 1,2 Pa'ya göre % hata bulunmuş ve tüm türbülans modelleri tek tek denenmiştir. Çizelge 5.9'da sonuçlar verilmiştir.

Çizelge 5.9. Türbülans modellerinin kıyaslanması

Türbülans modeli	Simülasyon ortalama maksimum basınç (Pa)	Hata oranı (%)
Standart k- ϵ standart duvar fonksiyonu	0,985 Pa	17,91
Gerçekleştirilebilir k- ϵ standart duvar fonksiyonu	0,988 Pa	17,67
Gerçekleştirilebilir k- ϵ gelişmiş duvar fonksiyonu	1,030 Pa	14,17

Görüldüğü gibi standart k- ϵ ve gerçekleştirilebilir k- ϵ türbülans modeli sonuçları yakın çıkmıştır. Gerçekleştirilebilir modelde gelişmiş duvar fonksiyonu ile elde edilen hata gerçekleştirilebilir k- ϵ türbülans modelinde, standart duvar fonksiyonu ile kıyaslandığında beklendiği kadar anlamlı bir fark oluşmadı. Bunun nedeni yakınsamanın çok yavaş olmasıdır. Ortalama maksimum basıncı en iyi tahmin eden model %14,17 hata oranı ile gelişmiş duvar fonksiyonu kullanan gerçekleştirilebilir k- ϵ modeli olmuştur. Bu nedenle, HAD simülasyonları için bu model kullanılmıştır.

5.2.4 Simülasyon sonuçları

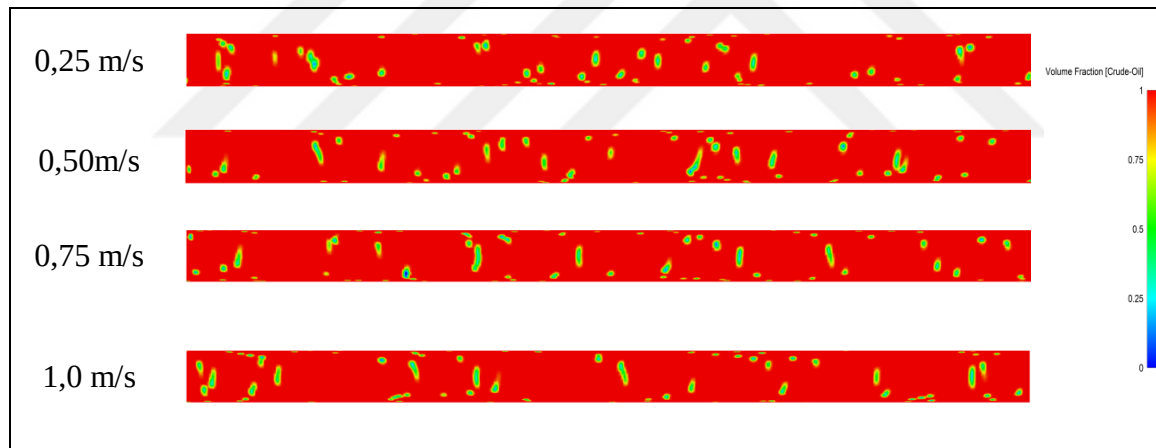
Tüm simülasyonlarda, ağ bağımsızlık analizinde kullanılan ayarlar, Çizelge 5.10'da verilmiştir.

Çizelge 5.10. Sıvı parametreleri

Sıvı	Petrol Su
Çap	12, 14, 16 inç
Termal	Kapalı
Türbülans modeli	Gerçekleştirilebilir k-ε
Duvar fonksiyonu	Gelişmiş duvar
Giriş hızı	0,25-1 (m/s), $x_{su}= 0,02-0,08$
Çıkış basıncı	2 (bar)
Sıcaklık	15 ve 26°C
pH	5,8-6,1-6,3
Duvar koşulu	Kaymaz

Akış hızının, sıcaklığın ve pH'ın korozyon hızına etkisi

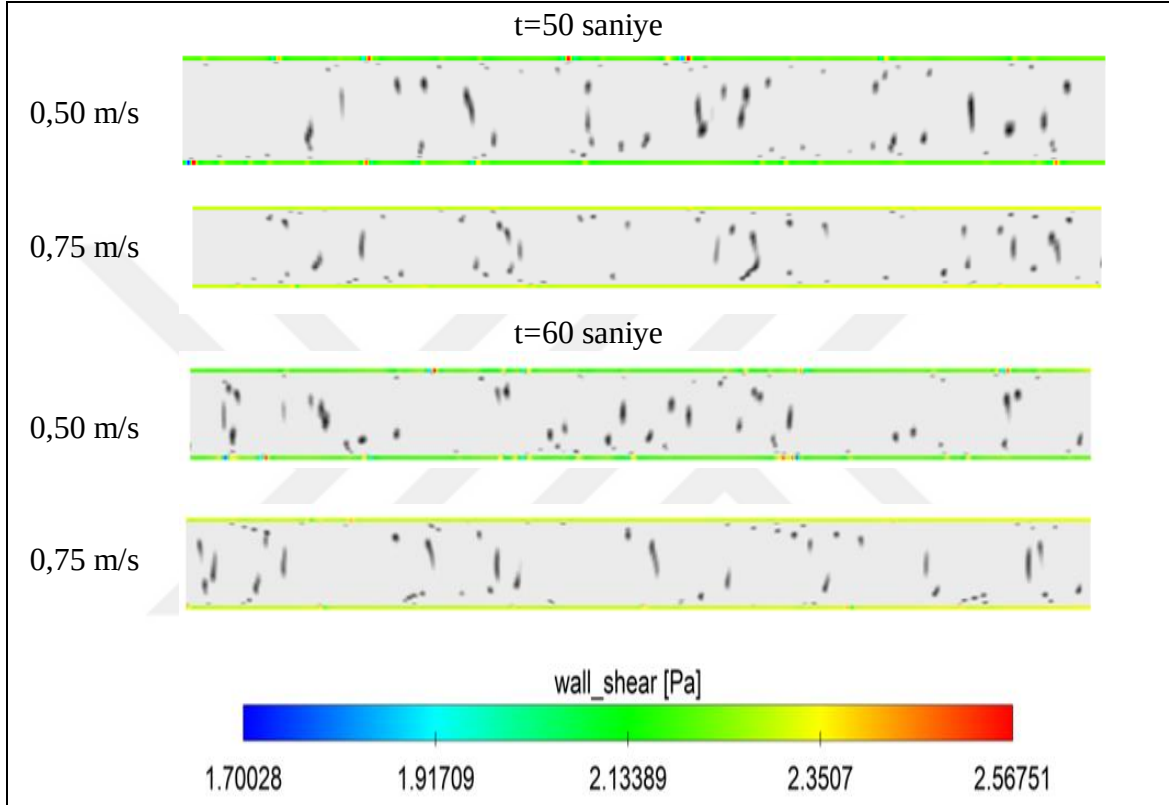
Simülasyonla elde edilen sonuçlarla tam gelişmiş türbülans akış varsayımı görsel olarak da doğrulanmıştır. Resim 5.14'te farklı akış hızlarında ve %2 su oranına sahip petrol-su akışına ilişkin analizlerden bazılarının sonuçları gösterilmiştir.



Resim 5.14. Farklı akış hızlarında petrol su akışının HAD ile simülasyonu görseli, $T=26^{\circ}\text{C}$, $P_{CO_2} = 0,3$ bar, $\text{pH}=6,1$ $v= 0,25-1$ m/s, $x_{su}=0,02$

Kırmızı renk petrolü, mavi renk ise suyu ifade eder. Görüleceği üzere petrol ve su bazı boru bölümlerinde aynı hızda akarken, bazılarında farklı hızlarda akmıştır. Analizde hız arttıkça akış rejimleri de değişmeye başlamıştır. Akış hızının CO_2 korozyonuna etkisini tespit etmek için akış hızları 0,25 ile 1 m/s arasında değiştirilerek incelenmiştir. Petrol akış hızı artarak 1 m/s seviyelerine ulaştığında daha çok karışma oluşmuş ve küçük baloncuklar artarak hat boyunca ilerlemiştir. Bu durumda hattın üst çeperinde dalgalanmalar oluşmaya başlamış ve üst çepere çarpmaya başlamıştır. Akış hızı arttıkça hat boyunca duvar kayma geriliminin arttığı ve duvardaki sürtünme kuvvetinin de arttığı görülmüştür. Boru çeperinde

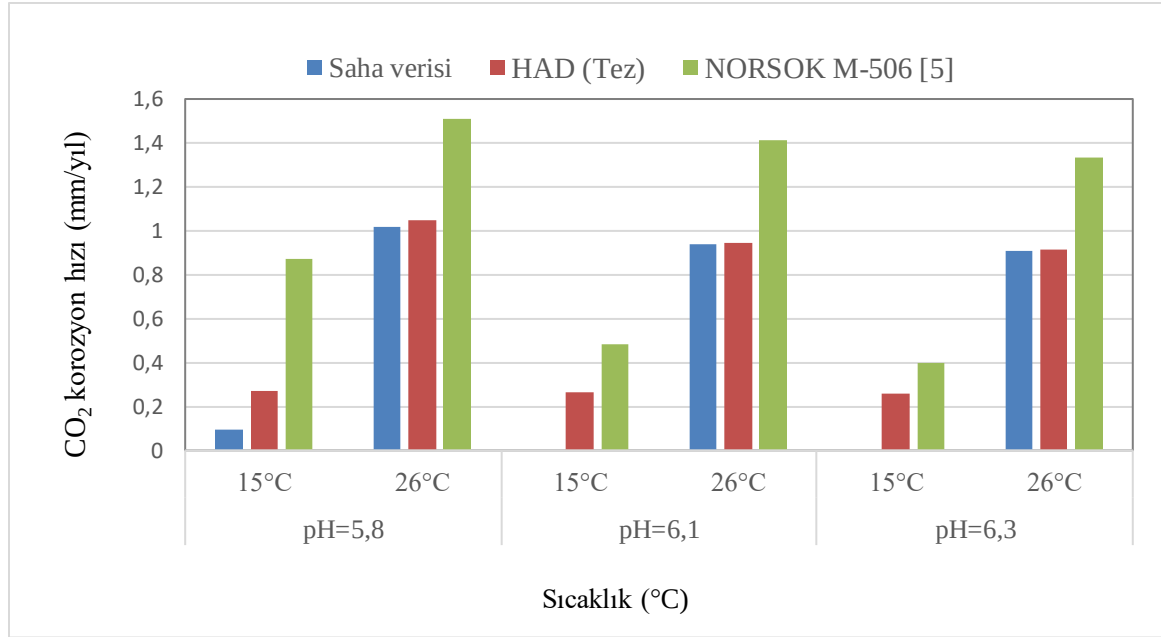
simülasyonda 0,75 m/s için elde edilen maksimum kayma gerilimi 2,56 Pa'dır. NORSOK M-506 [5] ile yapılan hesaplamalarda Eş. 3.89 ile kayma gerilimi hesaplanmıştır. Teorik hesaplamalarda, Eş. 3.89 ile hesaplandığında 0,75 m/s için 2,48 Pa değeri elde edilmiştir, %3,226'luk sapma ile tutarlı çıkmıştır. Resim 5.15'te 50 ve 60. saniyede, 0,50 ve 0,75 m/s akış hızlarındaki kayma gerilimleri gösterilmektedir.



Resim 5.15. Farklı akış hızlarında hat boyunca kayma geriliminin gösterimi, $T=26^{\circ}\text{C}$, $P_{\text{CO}_2} = 0,3 \text{ bar}$, $v = 0,5 - 0,75 \text{ m/s}$, $x_{\text{su}}=0,02$

Resim 5.15'te aynı zamanda hat boyunca kayma gerilimi dolayısıyla CO_2 korozyon hızının değişimi ve korozyon giriş ve çeperlerde dolayısıyla beklenen bölgeler de görülmüştür. Akışın aşındırıcılık etkisi girişe yakın bölgelerde çıkmıştır. Yüksek hızda daha net görülen simülasyon sonuçlarında olduğu gibi korozyon atağının çoğunun boru hattının giriş yakınında yoğunlaştığı tespit edilmiştir. Hat boyunca sıcaklık düşüşü nedeniyle hem yoğunluk hem de viskozite artar. Böylece kayma gerilimi de artar ve CO_2 korozyon hızında da artış olmaktadır. Bunun nedeni, sıvı ile çevre arasındaki ısı transferi nedeniyle kaybedilen ısıнын bir kısmının daha yüksek hızlardaki daha fazla ısı üretilmesi sonucu telafi edilmesidir. Aşınma alt ve üst boru duvarında meydana gelmiş, CO_2 korozyon hızı Resim 5.20'de gösterildiği gibi dağılmıştır. Yer çekimi etkisiyle yoğun olan suyun borunun alt tarafında

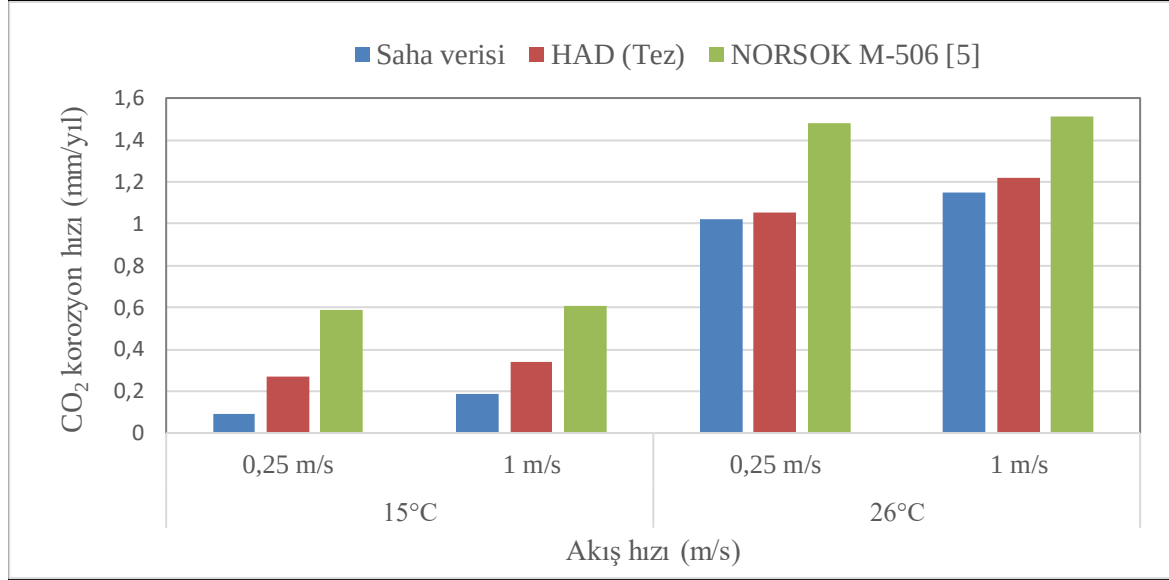
yoğunlaşmasıyla beklendiği üzere, CO₂ korozyonunun boruda saat 6 yönünde dağılım göstereceği görülmektedir. Akış hızının ve pH'ın CO₂ korozyon hızı üzerindeki etkisini birlikte incelemek amacıyla farklı akış hızı ve pH değerlerinde simülasyonlar gerçekleştirilmiştir. Akış hızının ve pH'ın bir fonksiyonu olarak 15 ve 26°C'de %94 petrol ve %6 su emülsiyonundaki çeliğin CO₂ korozyon hızlarının değişimi sonraki sayfada Şekil 5.8'de gösterilmiştir.



Şekil 5.8. NORSOK M-506 [5], HAD (Tez) ve sahada ölçülen CO₂ korozyon hızına pH ve sıcaklığın etkisi, T=15 ve 26 °C, $P_{CO_2} = 0,3$ bar, pH=5,8; 6,1; 6,3 v=0,25 m/s, $x_{su}=0,06$

Korozyona ilişkin tüm fizikokimyasal süreçler sıcaklıkla hızlanmaktadır, bu da korozyon hızını artırmıştır. Şekil 5.8'de görüldüğü üzere sıcaklık 15°C'de HAD analizi saha verilerinin iki katına yakın sonuç vermiştir, NORSOK M-506 [5] ise oldukça yüksek sonuç vermiştir. Ancak bunun her pH değerinde olup olmadığı yeterli veri olmadığı için tespit edilememiştir. 26°C'de ise tüm pH değerlerinde HAD (Tez) analizi saha verileriyle oldukça uyumlu çıkmıştır. pH etkisi açısından bakıldığında pH artmaya başladıkça CO₂ korozyon hızı beklendiği gibi düşmüştür. Farklı senaryolar için CO₂ korozyon hız profilleri incelendiğinde pH=5,8'de H⁺ iyonunun azalmasının CO₂ korozyonu üzerindeki yüksek etkisi dikkat çekiciyken, pH=6,3'e doğru giderek azaldığı görülmüştür. Bunun nedeni, pH konsantrasyonlarındaki artışla birlikte tamamen azalan H⁺ indirgeme reaksiyonu olabilir. Genel olarak, pH değeri 6'dan düşük olduğunda CO₂ korozyonu üzerinde H⁺ azalmasının etkisinin baskın olduğu görülmektedir. Tezdeki modelin düşük sıcaklıklarda CO₂ korozyon

hızı tahmininde başarısının daha fazla veri ile tekrar değerlendirilmesi gerektiği düşünülmüştür. Sıcaklığın ve akış hızının etkisini daha yakından incelemek için 12 inçlik boru hattında $T=15^{\circ}\text{C}$ ve 26°C , $P_{\text{CO}_2}=0,3$ bar, $\text{pH}=5,8$, $v=0,25-1$ m/s, $x=\%6$ koşullarındaki sonuçlar ele alınmıştır. Simülasyon sonuçları Şekil 5.9’da gösterilmiştir.



Şekil 5.9. NORSOK M-506 [5], HAD (Tez) ve saha verisinin farklı sıcaklık değerlerinde akış hızının korozyon hızına etkisi açısından karşılaştırılması, $T=15$ ve 26°C , $P_{\text{CO}_2}=0,3$ bar, $\text{pH}=5,8$, $v=0,25$ ve 1 m/s, $x_{\text{su}}=0,06$

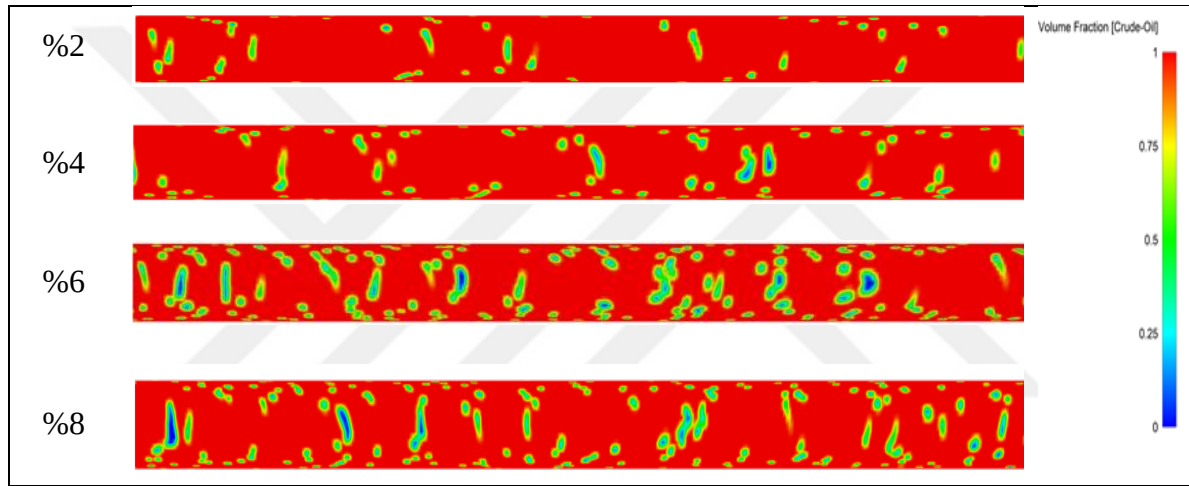
Şekil 5.9’da pH etkisi sabit tutulduğunda sıcaklığın güçlü bir etkisi olduğu görülmüştür. Bu etki artan sıcaklıkla birlikte farklı akış hızlarında, CO_2 korozyon hızındaki artış daha belirgin olarak gözlenmiştir. $\text{pH}=5,8$ ’de CO_2 korozyon hızının her üç yaklaşımda da aynı eğilimi verdiği görülmüştür, artan sıcaklık ve akış hızıyla birlikte korozyon hızı artmıştır. 26°C sıcaklıkta HAD ile saha verileri daha uyumlu çıkmıştır, 15°C sıcaklıklarda biraz farklılık bulunmaktadır. Akış hızının sıcaklığa göre daha az etkisinin olduğu görülmüştür. HAD modeli, NORSOK M-506 [5] ve saha ile kıyaslandığında sıcaklığın akış hızına göre daha baskın olduğu görülmektedir.

HAD (Tez), NORSOK M-506 [5] ve saha verilerinde en yüksek değerler $\text{pH}=5,8$ ’de gerçekleşmiştir. Sahada elde edilen en yüksek korozyon hızı $1,15$ mm/yıl, HAD analizinde elde edilen ise aynı koşullarda $1,42$ mm/yıl’dır. Risk analizi için bu saha verisi kullanılmıştır. Saha koşullarında ölçülen CO_2 korozyon hızı, HAD sonuçlarıyla ile hem düşük hem yüksek sıcaklıkta uyumlu bir eğilim gösterirken, NORSOK M-506 yine daha yüksek çıkmıştır. NORSOK M-506 [5] modeli akış etkisi olmadan kullanıldığında, ortaya çıkan yüksek

korozyon hızı tahmin sonucu işletmeler açısından artan endişe, gereksiz inhibitör kullanımı ve artan maliyet anlamına gelmektedir.

Su oranının CO₂ korozyon hızına etkisi

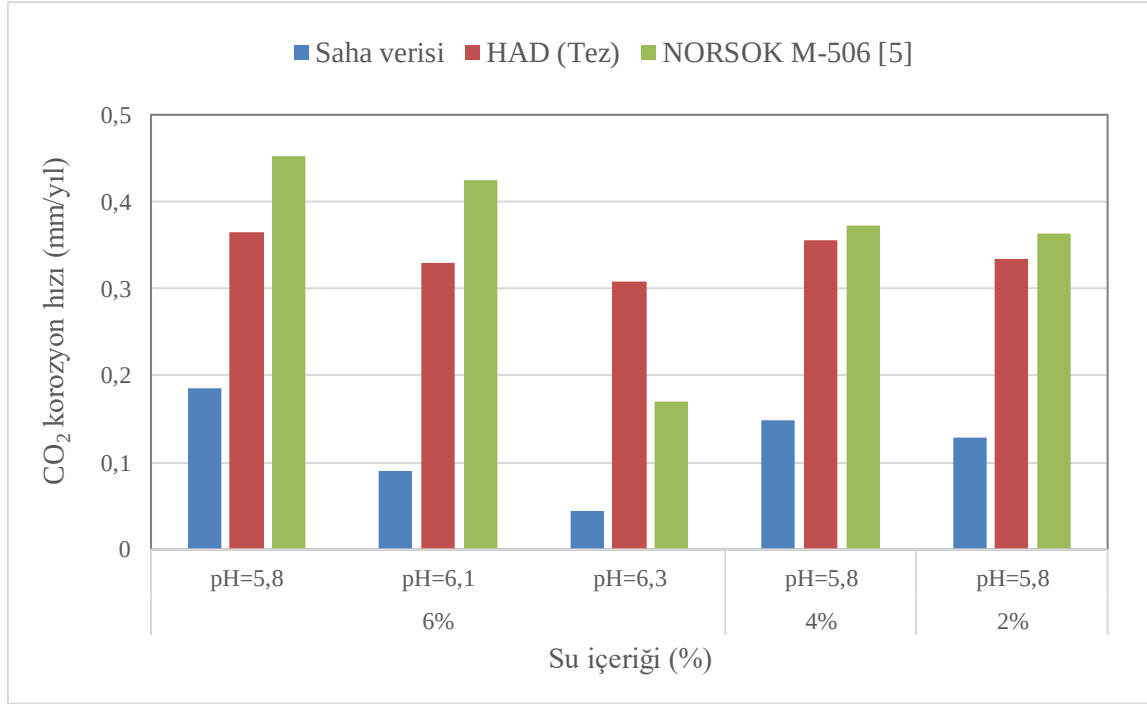
Su oranının CO₂ korozyon hızına etkisini incelemek için, dört farklı su oranında (%2, %4, %6 ve %8) sayısal simülasyon yapılırken diğer parametreler sabit tutulmuştur. Resim 5.16'da HAD modelinden elde edilen farklı içerikler için su oranlarının konturları gösterilmiştir:



Resim 5.16. HAD modelinden elde edilen farklı su oranları konturları, $T=26\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P_{CO_2} = 0,25$ bar, $pH=6,1$, $v= 1\text{ m/s}$, $x_{su}=0,02-0,08$

Resim 5.16'daki analiz edilen su içeriklerinde en düşük olan %2'de suyun çepere teması azdır, bu durum suyun petrol içinde dağılıp petrolün çepere temas koşuludur. CO₂ korozyon hızı, petrolün içinde suyun dağılması nedeniyle neredeyse sıfır değerindedir. Su içeriği arttıkça suyun çepere teması artmıştır. Örneğin %8'de ağırlıklı olarak saat 6 yönünde ince bir tabaka halinde su damlacıkları oluşmuştur, su çepere daha fazla temas etmiştir. Bu durum suyun boru çeperine temas ederek çeperi ıslatma koşuludur, bu da beklendiği üzere daha yüksek CO₂ korozyon hızı oluşması anlamına gelmektedir. Literatürde de belirtildiği üzere çepere temas eden su oranı ve kayma gerilimi arttıkça CO₂ korozyon hızı da artmaktadır. Artan su içeriği ile su fazı boru akışında daha fazla yer kaplamaktadır ve boru duvarı aralıklı şekilde suyla ıslanmaktadır. Emülsiyondaki su içeriğinin artmasıyla suyun çeperi ıslatma oranı, dolayısıyla CO₂ korozyonu artar. Petrolde su bulunması bariz şekilde, çeliğin CO₂ korozyon hızını artırmaktadır, ayrıca su oranının azaldığı ve petrol içeriğinin arttığı

durumlarda CO₂ korozyon hızı azalır. HAD modeli tarafından öngörülen, akış dağılımı literatürle uyumludur. Bilindiği üzere petrolde su yoksa çelik duvar yüzeyi tamamen petrol ile kaplanır. Su oranı düştükçe örneğin %4’de çeperin aralıklı olarak su ile ıslanması sonucu %8’e göre daha düşük CO₂ korozyon hızı gözlenmiştir. Aynı koşullarda su içeriğinin pH ile birlikte değerlendirilmesi yapılmış ve karşılaştırma sonuçları Şekil 5.10’da gösterilmiştir.

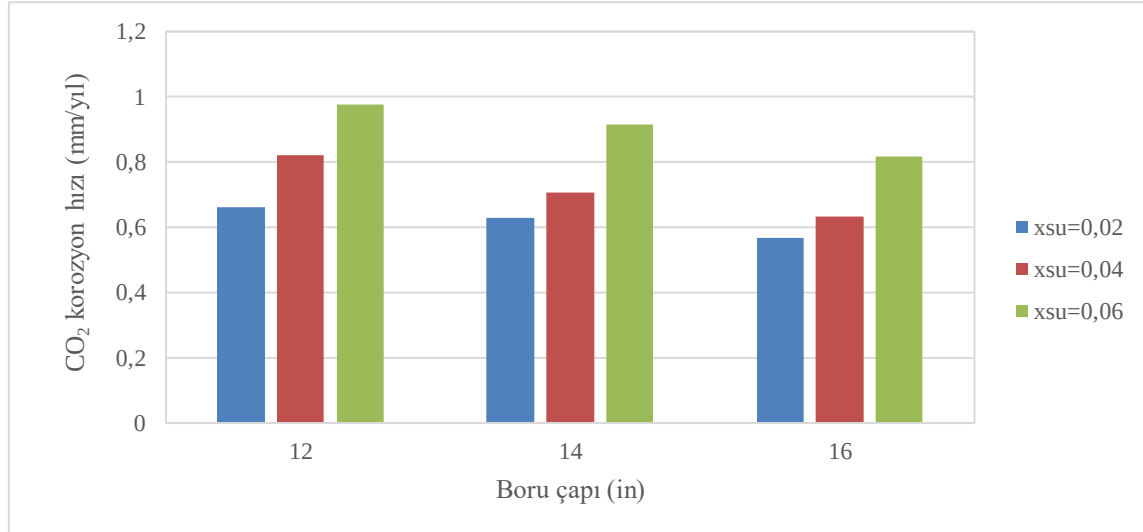


Şekil 5.10. NORSOK M-506, HAD (Tez) ile elde edilen ve sahada ölçülen CO₂ korozyon hızlarının farklı sıcaklık ve pH değerlerinde karşılaştırılması, T=15°C, P_{CO_2} = 0,3 bar, pH=5,8; 6,1 ve 6,3, v= 1 m/s

Şekil 5.10’da saha verileri sınırlı olduğu için sadece mevcut değerler karşılaştırılmıştır. Eldeki verilerde en yüksek korozyon hızı 1 m/s hızda %6’lık su oranında çıkmıştır, su oranı azaldıkça CO₂ korozyon hızı düşmüştür. Su içeriği açısından saha verileriyle HAD tahminleri arasında kabul edilebilir bir uyum elde edilmiştir. Ancak beklendiği üzere sahada ölçülen değerlerle kıyaslandığında, NORSOK M-506 değerleri daha yüksek çıkmıştır. Bunun sebebi Bölüm 3’de bahsedildiği gibi yüksek riskli bir olgu olan CO₂ korozyon hızının hesabında NORSOK M-506 [5] modelinin daha koruyucu bir yaklaşım sunmasından ve kullanılan petrol içeriğinin farklı olmasından kaynaklı olabileceği düşünülmektedir.

Boru hattı boyutlarının CO₂ korozyon hızına etkisi

Boru iç çapının CO₂ korozyon hızına etkisini incelemek için $T=26^{\circ}\text{C}$, $P_{\text{CO}_2}=0,25$ bar, $\text{pH}=5,8$, $v=0,25$ m/s, $x_{\text{su}}=0,02$; 0,04 ve 0,06 koşullarında 12, 14 ve 16 inçlik üç farklı boru için sayısal simülasyonlar yapılmış, Şekil 5.11’de sunulmuştur.



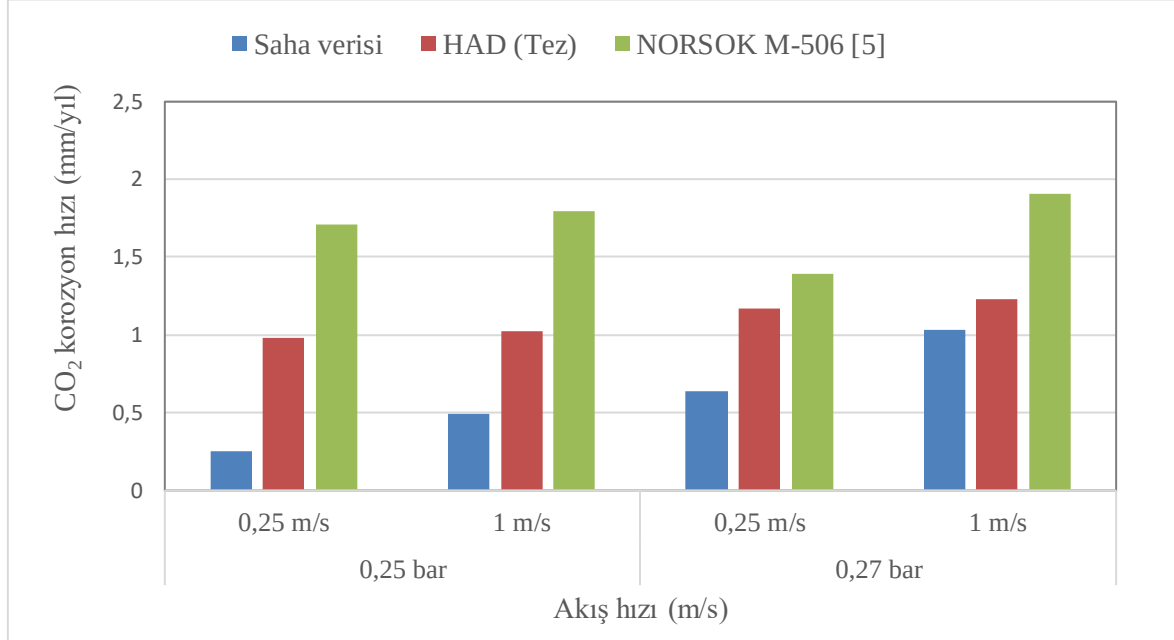
Şekil 5.11. Farklı su içeriklerinde boru boyutunun korozyon hızına etkisi (HAD (Tez Sonuçları) $T=26^{\circ}\text{C}$, $P_{\text{CO}_2}=0,25$ bar, $\text{pH}=5,8$, $v=0,25$ m/s, $x_{\text{su}}=0,02$; 0,04; 0,06

Şekil 5.11’de boru çapının ve su içeriğinin korozyon üzerindeki etkisi gösterilmiştir. Su, CO₂ korozyonun oluşmasında ana sebeptir ve beklendiği üzere simülasyonda da su oranının artması korozyon CO₂ hızında artışa sebep olmuştur. 12 inçlik boru hattında su oranı arttıkça korozyon hızı artmıştır, aynı durum tüm hatlarda benzerdir. Bununla birlikte boru çapındaki artışın CO₂ korozyon hızının azalmasına neden olduğu da görülmüştür. Borunun çapı arttıkça, suyun çeperin tamamına temas olasılığı azalır ve bunun sonucunda CO₂ korozyon hızı azalabilir. Çap ne kadar büyük olursa, çevreye o kadar fazla ısı kaybı olur ve ısı kaybı sebebiyle akışkan sıcaklığı düşer. Bunun bir sonucu olarak, boru hattı boyunca sıcaklığın düşmesiyle korozyon hızı da azalır.

Fugasitenin korozyon hızına etkisi

Koruyucu FeCO₃ katmanlarının oluşmasının beklenmediği durumlarda akış hızının ve P_{CO_2} ’nin bir fonksiyonu olarak CO₂ korozyon hızı Şekil 5.12’de sunulmuştur. Akış boyunca

sahada tüm değerlerle ölçüm yapılmadığı için simülasyonda CO₂ kısmi basıncı için 0,25 ve 0,27 bar değerleri dikkate alınmıştır.



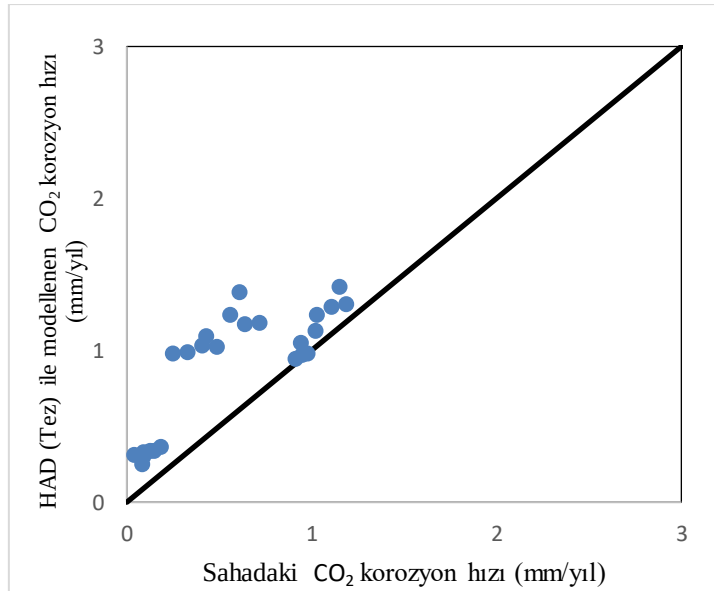
Şekil 5.12. Akış hızının ve P_{CO_2} 'nin fonksiyonu olarak CO₂ korozyon hızı, $T=26\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P_{CO_2}=0,25$ ve $0,27$ bar, $\text{pH}=5,8$, $v=0,25$ ve 1 m/s, $x_{su}=0,02$

Şekil 5.12’de sabit hızlarda fugasitenin artışıyla CO₂ korozyonunun hızla arttığı görülmüştür. CO₂ korozyonu üzerinde türbülanslı boru akışından etkilenen kayma gerilimi sebebiyle akışın etkisi olmakla birlikte, aslında baskın olan elektrokimyasal reaksiyonlardır. CO₂’in kısmi basıncının daha doğru bir ifadeyle fugasitesinin artması korozyon hızında en etkili parametre olarak etkisini göstermiştir. Nitekim CO₂, çözeltinin pH’ını ve sıcaklığa bağlı olarak çözünen madde konsantrasyonunu belirlemektedir. CO₂’in çözünmesi, kısmi basıncıyla ilişkilidir. P_{CO_2} ’nin 0,25’ten 0,27 bar’a artmasıyla CO₂ korozyon hızında da artış olmuştur. Demirin çözünmesi ve karbonik asidin indirgenmesi akıştan etkilenmediğinden, fugasite ile kıyaslandığında akış hızının CO₂ korozyon hızı üzerinde önemli bir etkisi yoktur. Akış hızının biraz da olsa etkilemesinin nedeni H⁺ iyonlarının azalmasıdır. Simülasyon yapılan pH=5,8’de çözeltide yüksek karbonik asit konsantrasyonu olması sonucu artan P_{CO_2} değerlerinde elde edilen yüksek korozyon hızlarına bakıldığında, P_{CO_2} ’nin etkisinin güçlü olduğu tespit edilmiştir. Akış modeliyle entegre edilmiş NORSOK M-506 modeli, her iki etkiyi de çok iyi tespit etmiştir. Bununla birlikte NORSOK M-506 [5] nokta modeli hala aşırı uçlardaki CO₂ korozyon hızını aşırı tahmin etmekle birlikte kısmi basınç söz konusu olduğunda modelde kısmi basınç 0,36 ve 0,62 üssüyle çarpıldığı için daha küçük bir fark

oluştugu görülmüştür. CO₂ korozyon hızı ölçüm yapılan sahalarda, gerçekçi kayma gerilimleri kullanıldığında daha yakın tahminler sağlamaktadır.

HAD ile tahmin edilen CO₂ korozyon hızlarıyla sahada ölçülen korozyon hızlarının karşılaştırılması

Şekil 5.13 farklı kısmi basınç, farklı sıcaklık, farklı akış hızı, farklı pH değerleri ve farklı su içerikleri dikkate alınarak hazırlanmıştır. Modelin öngördüğü CO₂ korozyon hızı 0,25 ile 1,42 mm/yıl aralığında, saha verileri 0,044 ile 1,15 mm/yıl aralığındadır. Daha az koruyucu tabaka oluşması, korozyon hızının artışı anlamına gelmektedir. HAD (Tez) modelinin sonucunun, saha verilerinden bir miktar sapma ile iyi bir sonuç verdiği gözlemlenmiştir. Bununla birlikte sahada su analizlerinde rapor edilen pH genellikle atmosferik koşullarda ölçüldüğü ve su fazındaki pH hakkında hiçbir bilgi vermediği için farklılıklar oluşmuş olabilir. Boru hattındaki gerçek pH, tezde yapıldığı şekilde CO₂ kısmi basıncından ve sudaki HCO³⁻ içeriğinden hesaplanmalıdır. Öte yandan sahada kayma gerilimleri daha önce bahsedildiği gibi teorik olarak hesaplandığı için farklılıklar oluştuğu değerlendirilmektedir. Şekil 5.13'te HAD ile hesaplanan CO₂ korozyon hızlarının saha verileri ile karşılaştırması sunulmuştur.



Şekil 5.13. HAD (Tez) ile hesaplanan ve sahadaki korozyon hızlarının karşılaştırması
T=15 ve 26 °C, P_{CO_2} = 0,25-0,3 bar, pH=5,8-6,3, v = 0,25-1 m/s, x_{su} =0,02-0,06

Yapılan bu karşılaştırmalar, türbülans modeli seçiminin ortaya çıkan tahminleri ne derece etkilediği, CO₂ korozyonuna ilişkin çeşitli parametreleri nasıl etkilediği hakkında fikir

vermiştir, tahmin etmede yakın sonuçlar elde edilmesiyle başarılı olduğu düşünülmüştür. Bununla birlikte, boru hattındaki gerçek koşulları simüle etme konusunda daha iyi bir iş çıkardığını tam olarak söylemek için daha fazla çalışmalarla desteklenmesi de gerekmektedir.

5.3. CO₂ Korozyonu İçin RBI

RBI için öncelikle söz konusu boru hattının RBI için kritik ekipman olup olmadığına karar verilmiştir. Bunu yaparken Bölüm 3'te bahsedilen tablolar kullanılmıştır. RBI uygulanan 12 inçlik hatta ilişkin bilgiler aşağıda sunulmuştur:

- 12 inçlik boru hattı çap: 304,8 mm
- 12 inçlik boru SCH30 için duvar kalınlığı: 8,38 mm (İşletme verisi)
- Operasyon sıcaklığı: 26°C
- Operasyon basıncı: 7,5 bar
- CO₂ % mol: % 0,30
- pH: 5,8
- CO₂ korozyon hızı (CR_i): 1,15 mm/yıl (en yüksek saha verisi)
- Borularda izin verilen gerilme: 1379 barg (ASME B31.3 (2010)'dan alınmıştır).
- Tasarım ömrü: 30 yıl
- Kaplama korozyon kontrol: uyumlu - % 40 (Çizelge 3.24)
- İnhibitör kullanımı korozyon kontrol: uyumlu - % 40 (Çizelge 3.24)

RBI uygulamasının ilk adımına göre; CO₂ korozyonu sonucu oluşacak aşınmayla sızıntı olmasıyla birlikte kaza meydana gelme olasılığı yüksektir, Çizelge 3.21'de PoF için “önemli” seçilir. Çizelge 3.22'de ise CoF yani arıza sonuçları değerlendirilmiştir, hatta meydana gelebilecek sızıntının personel güvenliği, çevre sağlığı ve ekonomik kayıplar bakımından çok yüksek riskli, “önemli” olduğu belirlenmiştir. Dolayısıyla Çizelge 3.23'te olasılık “önemli”, sonuçları “kabul edilemez” olduğu için iç korozyon oluşumu yüksek risk kabul edilmiştir ve bu sebeple boru hatları kritik ekipman seçilerek “detaylı RBI” kapsamına alınmıştır. Toplam korozyon kontrol uygunluğu hesaplanırken uygulanan tüm önlemler dikkate alınmıştır.

$$\text{Kontrol uygunluğu} = (1 - \text{önlem 1}) \times (1 - \text{önlem 2}) \times (1 - \text{önlem 3}) \dots$$

$$Kontrol\ uygunluğu = (1 - 0,4) \times (1 - 0,4) = 0,36 = \%36$$

Çizelge 3.25'ten denetim ve yaş faktörü seçilmiştir. Yaş faktörü boruların mevcut çalışması düşünüldüğünde 3 alınmıştır, denetim faktörü ise 0,5'tir. Eş. 3.146 ile iç korozyon arıza olasılığı hesaplanmıştır. Korozyonun çevresel şiddeti işletmede uygulanan tüm önlemler sebebiyle düşüktür, bununla birlikte güvenli tarafta kalmak için en kötü senaryo düşünülmüş ve Çizelge 3.24'ten korozyon şiddeti 5 alınmıştır.

$$PoF (iç korozyon) = 5 \times (1 - 0,36) \times 0,5 \times 3 = 4,8$$

PoF değeri yaklaşık 5 bulunmuştur, CoF arıza sonuçları ise büyük kaza olması sebebiyle 5'tir. Çizelge 5.19'da sunulan işletme risk matrisinde karşılaştırıldığında risk 25 yani Çizelge 3.26'ya göre "çok yüksek" olarak tespit edilmiştir (Çizelge 5.11).

Çizelge 5.11. İşletme risk matrisi

RİSK		CoF				
		1	2	3	4	5
PoF	5	5	10	15	20	25
	4	4	8	12	16	20
	3	3	6	9	12	15
	2	2	4	6	8	10
	1	1	2	3	4	5

İşletme ekonomik açıdan kaza olması halinde bunu çevre açısından "yüksek" bulmakla birlikte çevre ve insan sağlığı açısından "çok yüksek" olarak değerlendirmiştir. Bu sebeple iç korozyon riski "yüksek" yerine "çok yüksek" alınmıştır. Dolayısıyla RBI uygulanan 12 inçlik boru hattına ilişkin bilgiler Çizelge 5.12'de sunulmuştur.

Çizelge 5.12. RBI ilk adımında kritik ekipman olarak seçilen boru hattının değerlendirilmesi

Malzeme	Korozyon tipi	CoF personel	CoF Çevre	CoF Ekonomi	PoF	İç korozyon riski
Karbon çelik boru hatları	CO ₂ korozyonu	Çok yüksek	Çok Yüksek	Yüksek	Çok yüksek	Çok yüksek

Daha sonra boruya ilişkin verilerle WT_{kritik} değeri hesaplanmıştır.

$$WT_{kritik} = \frac{7,5 \text{ bar} \times 304,8 \text{ mm}}{2(1379 \text{ bar} \times 1 + 7,5 \text{ bar} \times 0,4)} = 0,83 \text{ mm}$$

Daha sonra kritik korozyon hızı hesaplandı:

$$CR_{kritik} = \frac{WT_n - WT_{kritik}}{L_{TD}} = \frac{8,38 \text{ mm} - 0,83 \text{ mm}}{30 \text{ yıl}} = 0,252 \text{ mm/yıl}$$

LTV değeri hesaplandığında:

$$LTV = \frac{CR_t}{CR_{kritik}} = \frac{1,15 \text{ mm/yıl}}{0,252 \text{ mm/yıl}} = 4,56$$

Çizelge 3.29'dan PoF değeri çok yüksek çıkmıştır. İşletmede aşılmaması gereken değerler için bir sınır belirlenmiştir. Bu sebeple boru hattında maksimum korozyon hızı $CR_{maksimum}$ ve minimum korozyon hızı $CR_{minimum}$ hesaplanırken sırasıyla olabilecek en yüksek ve en düşük LTV değeri dikkate alınarak hesaplanmıştır. Bu değer Çizelge 3.29'da gösterildiği üzere 1 ve 4 olarak bulunmuştur. Dolayısıyla en kötü koşullar için oluşabilecek maksimum ve minimum CO₂ korozyonu hız değerleri şu şekildedir;

$$CR_{maksimum} = \text{En yüksek LTV} \times CR_{kritik} = 4 \times 0,252 \approx 1,01 \text{ mm/yıl}$$

$$CR_{minimum} = \text{En düşük LTV} \times CR_{kritik} = 1 \times 0,252 \approx 0,252 \text{ mm/yıl}$$

HAD (Tez) ile hesaplanan ve sahada ölçülen CO₂ korozyon hızı tasarımda izin verilen 1,65 mm/yıl'dan az olduğu için malzeme seçimi sırasında gereksinim kriterlerini karşılamaktadır. Maksimum ve minimum hesaplanan korozyon hızları 1,65 mm/yıl'ın altındadır. Sahada ölçülen maksimum 1,15 mm/yıl değeri tasarımda izin verilen 1,65 mm/yıl'ın altında olmakla beraber işletmenin belirlediği ilk aşılmaması gereken 1,01 mm/yıl'ın üstündedir. Bu henüz kritik bir durum olmamakla birlikte, işletmenin teoride belirlemiş olduğu ilk acil önlemlerin alınması gerektiğini göstermektedir. Çizelge 5.13'te detaylı RBI ile incelenen boru hattına ilişkin veriler sunulmuştur.

Çizelge 5.13. Detaylı RBI ile incelenen 12 inçlik boru hattı verileri

Nominal duvar kalınlığı (mm)	Operasyon sıcaklığı (°C)	Operasyon basıncı (bar)	Mol CO ₂ (%)	pH	Maks. korozyon hızı (mm/yıl)	Minimum korozyon hızı (mm/yıl)	Kritik korozyon hızı (mm/yıl)	CO ₂ korozyon hızı (mm/yıl)	LTV (birimsiz)	İç korozyon riski
8,38	26	7,5	0,3	5,8	1,01	0,25	0,252	1,15	4,56	Çok yüksek

Bu çalışmadaki CO₂ korozyon hızı, sahadan elde edilen arıza yapma olasılığına ilişkin değerler saha raporu sonuçları kullanılarak hesaplandı, çünkü mevcut duruma ilişkin veriler mevcut değildi. Tüm mevcut CO₂ korozyon hızları maksimum değer in altında çıkmıştır, bu nedenle RBI neticesinde boru hatlarının sızıntıya karşı sık sık kontrol edilmesi ve izlenmesi, CO₂ mol oranının azaltılması, inhibitör kullanımının artırılması gerekmektedir. PoF değeri çok yüksek çıkan ekipmanın zaman kısıtlamaları nedeniyle bu tez dışında, daha fazla araştırılması gerekecektir. Sızıntı izleme sonuçlarına göre hattın değişiminin gerekli olup olmadığı uzmanlarca değerlendirilmelidir. Mevcut durumda işletmeye bakım için yeni bir denetim aralığı önerisi sunulmamıştır. Bununla birlikte büyük kazaları önlemek için mevcut tedbirler titizlikle uygulanmalıdır.



6. TARTIŞMA

Yapılan bu çalışmada FLUENT yazılımı kullanılarak akışın HAD simülasyonu ile petrol taşıyan boru hatlarında CO₂ korozyon hızını tahmin etmek ve korozyon süreciyle ilgili olayları anlamak amacıyla NORSOK M-506 modeli [5] UDF aracılığıyla HAD ile entegre edilmiştir. Model doğrulaması iki şekilde gerçekleştirilmiştir. Önce Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışması ile doğrulama yapılmış, daha sonra Akdeniz bölgesinde yer alan bir işletmeden temin edilen saha verileriyle doğrulama yapılmıştır. Türbülans modeli seçiminin sonuçları ne ölçüde etkilediğini değerlendirmek için standart k- ϵ ve gerçekleştirilebilir k- ϵ modelleri kullanılarak simülasyonlar yapılmıştır. Gerçekleştirilebilir k- ϵ modeli daha yakın sonuçlar göstermiştir. Simülasyonda kullanılmak üzere uygun bir ağ boyutu seçmek için ağ bağımsızlık analizi gerçekleştirilmiştir.

Önceki bölümlerde tartışıldığı gibi, modelde CO₂ korozyon hızı tahminlerini iyileştirmek için birçok değişiklik yapılmıştır. İlk olarak modelde denge sabiti olarak yer alan K_T 5 ile 150°C arasındaki sıcaklıklarda korozyon hızının tespit edilmesine imkân sağlamaktadır, mevcut durumda ara değerler yoktur. Bu nedenle iki farklı sıcaklık aralığı 5-90°C ve 90-150°C için Microsoft Excel ile ifadeler türetilmiştir. Böylece model sıcaklığa daha duyarlı hale gelmiş ve farklı sıcaklık koşullarında maksimum %1,523 hata ile değer elde imkanı sağlanmasına katkı sağlanmıştır. İkinci değişiklik olarak doğru bir korozyon tahmininin ilk adımı olan çökeltme sabitinin (K_{sp}) doğru tahmin edilmesi için Henry sabiti için Oddo-Tomson modeli kullanılmıştır. Model %23,45 hata ile tahminin iyileştirilmesine katkı sağlanmıştır.

Üçüncü değişiklik pH hesabının iyileştirilmesi amacıyla yapılmıştır. Modelde basınç, sıcaklık ve CO₂ giriş değerleri doğrudan ana formdan alındığı ve bu formda değişiklik yapılamadığı için sadece yaygın olarak bulunan iyonlar dikkate alınır, ancak gerçek sahada farklı iyonlar da bulunabilir. Doğru bir pH hesabı için tezde iyonik yük, mevcut bir iyonunkine dönüştürülerek bulunan tüm iyonlar da dikkate alınacak hale getirildi. Bu hesaplama örnekle sunulmuştur. pH bilinmediğinde bu değerler kullanılabilir. Dördüncü değişiklik ise çökeltme modellerine ilişkin yapılmıştır, modelde değişiklik yapılarak farklı bir çökeltme kullanılmıştır. Literatürde iyonik yüke duyarlı ve iyonik yükü hesaba katmayan farklı çökeltme modelleri incelenmiş, S&N, vP&H, Silva ve diğerleri, NORSOK M-506

çökeltme modelleri karşılaştırılmıştır. S&N [92] modelinin farklı pH değerlerine duyarlılığı NORSOK M-506 ile benzer çıkmıştır. Ancak pH değişimlerinde NORSOK M-506, daha keskin bir düşüş göstermiştir. Diğer modeller pH etkisini daha az dikkate almaktadır. pH etkisine duyarlılığı ve literatürle uyumlu sonuçlar vermesi sebebiyle tezde Sun ve Nešić (2009) [92] modeli tercih edilmiştir. Tüm bu değişiklikler sonucu model revize edilerek Ek A, B, C’de sunulan UDF hazırlanmıştır. Endüstrilerde pH hesabının deneyle yapılması gibi koşullar olabileceği düşünülerek UDF’de pH hesaplanması ayrı olarak hazırlanmıştır. Yapılan çalışmada sunulan bulgular CO₂ korozyonunu etkileyen çeşitli faktörlerin kapsamlı bir analizini içermekte olup, bunlar arasında akış hızı, sıcaklık, pH, fugasite, su oranı etkisi bulunmaktadır. Simülasyonla belli çalışma parametreleri alınarak CO₂ korozyon hızları mm/yıl olarak hesaplanmıştır.

Hesaplanan CO₂ korozyon hızları incelendiğinde akışın tam gelişmiş olduğu varsayımının doğrulandığı görülmüştür. CO₂ korozyon hızı sıcaklık ve akış hızındaki artışla artmakta, pH’taki artışla azalmaktadır. Bunun nedeni asetik asit konsantrasyonundaki artışın demir asetat oluşumuna yol açarak asetik asidin reaktivitesini azaltmasıdır. Paslanmaz çelik, sulu asetik asitte yüksek korozyon direncine sahiptir ve yüzeyde korozyon direncini artıran pasif film oluşur. Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında pH=4, T=20°C, v=2 m/s koşullarında minimum CO₂ korozyon hızı 1,45 mm/yıl, orijinal NORSOK M-506 modeliyle [5] 5,09 mm/yıl, modelin orijinal haliyle HAD ile entegre sonrası bir parça düşüş yazanmış ve 4,79 mm/yıl elde edilmiştir. Tezde değiştirilmiş model ve HAD ile entegre edilmiş model ile 1,79 mm/yıl elde edilmiştir. Değiştirilmiş NORSOK M-506 [5] HAD entegresiyle elde edilen CO₂ korozyon hızlarının, orijinal NORSOK M-506 ile hesaplanan değerlere kıyasla daha çok Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasıyla uyumlu olduğu tespit edilmiştir. Hata oranları sırasıyla %251,03 ve %23,45 bulunmuştur. Bu değerler bize değiştirilmiş modelin HAD ile entegrasyon sonrası daha gerçeğe yakın sonuçlar elde edildiğini ve NORSOK M-506 modelinin korumacı yaklaşımını koruduğunu ancak akış hızının etkisiyle daha yakın sonuçlar elde edilebildiğini göstermektedir. HAD entegrasyonu akışın hesaba katılmasıyla daha gerçekçi kayma gerilimi sunmasıyla değiştirilmiş NORSOK M-506 modelinin güvenilirliği desteklenmiştir. Bununla birlikte akış hızı, boru hattındaki CO₂ korozyon hızı üzerinde belirleyici bir faktördür. Hatlarda akış hızının CO₂ korozyon hızını artırdığı, yüksek akış hızlarında film korozif ortamın taşınmasının artmasıyla metal yüzeylerdeki korozyon hızı da artmıştır. Bununla birlikte hesaplanan CO₂ korozyon hızları üzerinde pH etkisi incelendiğinde, pH düştükçe korozyon hızının arttığı görülmüştür. Tezde

amaçlandığı gibi iyileştirilmiş pH hesabı ile doğru bir tahmin yapılması ihtimali artmıştır, aradaki farklılık kabul edilebilir orandadır. Bununla birlikte CO₂ korozyonu üzerinde pH'n, sıcaklık kadar yoğun bir etkisi olmayıp daha çok kayma gerilimi sebebiyle etkilendiği bulunmuştur. Düşük pH seviyelerinin korozyon hızlarını artırdığı ve metal yüzeyler üzerinde daha belirgin korozyona neden olduğu tespit edilmiştir. CO₂ korozyonu üzerinde türbülansın etkilenen kayma gerilimi sebebiyle akışın etkisi olmakla birlikte, aslında etkin olan elektrokimyasal reaksiyonlardır. Demirin çözünmesi ve karbonik asidin indirgenmesi akıştan etkilenmediğinden, akış hızının CO₂ korozyon hızı üzerinde önemli bir etkisi bulunmamaktadır. Hafif akış bağımlılığının nedeni H⁺ iyonlarının azalmasıdır.

Çalışmada sıcaklığın CO₂ korozyonu üzerindeki etkileri de değerlendirilmiştir. Yüksek sıcaklıkların, korozyon süreçlerini hızlandırabileceği ve metal yüzeylerin daha fazla zarar görebileceği gözlemlenmiştir. Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında elde edilen korozyon hızları kıyaslandığında HAD ile yapılan hesaplamaların 20°C'de pH 4 için uyumlu olduğu görülmüştür. Sıcaklık 50°C'de de pH 4 çözeltisi için sonuç benzer olmuştur. Ancak pH 5 ve 6 için HAD sonuçlarında biraz farklılık görülmüştür. Akışın stabilize olduğu bölgelerde tezde HAD ile elde edilen CO₂ korozyon hızı Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel verileriyle uyumluyken, uç noktalarda daha az uyumlu olduğu tespit edilmiştir. Benzer durum saha verilerinde de gözlemlendi. Chandra ve diğerleri (2017) yaptıkları çalışmada küçük çaplı hatlarda akışın CO₂ korozyon hızı üzerindeki etkisini anlamak için korozyon hızlarının farklı koşullarda hesaplanması ve deneysel verilerle karşılaştırılması yapılmıştır. Akışın stabilize olduğu bölgelerde deneysel verilerle uyumlu sonuçlar elde edilirken, karmaşık geometrilerde ve yoğunluklarda deneysel verilerle uyumsuzluklar gözlemlenmiştir [9]. Hesaplamaların genellikle pH değeri ve sıcaklık gibi faktörlere duyarlı olduğu görülmüştür. Özellikle, HAD ile yapılan hesaplamaların çoğu durumda benzer sonuçlar verdiği ancak bazı özel durumlarda farklılıkların olduğu belirlenmiştir. Sıcaklık arttıkça CO₂ korozyon hızı artmıştır. Mohyaldin ve diğerleri (2010) boru hatlarında CO₂ korozyonunu, farklı sıcaklık, pH, fugasite, sürtünme kat sayısı ve kayma gerilimi kullanarak NORSOK M-506 [5] modeliyle modellemişlerdir. Çalışmalarında üç farklı akış hızında analiz yapılmış ve ilgili parametrelerin (K_T, CO₂ kısmi basıncı ve pH) beklendiği gibi benzer şekilde sıcaklık düşüşleriyle korozyon hızındaki artışın azaldığı tespit edilmiştir [14]. Tezde de durum benzerdir.

CO₂ korozyonu üzerinde etkili bir başka önemli faktör de petrol içeriğindeki su oranıdır. Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmasında su içeriğine ilişkin bir bilgi olmadığı için bu etki sadece saha verileriyle incelenebilmiştir. Önceki bölümlerde bahsedildiği üzere su oranı CO₂ korozyonu üzerinde etkili bir faktördür. Yapılan simülasyonlarda, yüksek su oranlarının CO₂ korozyon hızını artırdığı, suyun özellikle düşük akış hızlarında boru hatlarının alt kısmında yoğunlaştığı görülmüştür. Hem sahada hem de modelleme sonucunda çalışılan aralıkta en yüksek korozyon hızı 1 m/s hızda %6'lık su oranında çıkmıştır, su oranı arttıkça CO₂ korozyon hızı da artmıştır. Hu ve Cheng (2016) [8] yaptıkları çalışmada boru hatlarında petrol-su iki fazlı akışta, boru hatlarının CO₂ korozyon hızını tahmin etmek için HAD tabanlı deneysel bir model geliştirmiş ve deneysel değerlerle doğrulama yapmışlardır. Çalışmada en yüksek kayma geriliminin %60 petrol ve %40 su karışımının 0,2 m/s akış hızında olduğunu ortaya koymuşlardır. Yapılan çalışmada da su oranı arttıkça CO₂ korozyonunu arttırdığı ve yatay borularda düşük akış hızlarında, su fazının borunun altında biriktiği bulunmuştur.

Hesaplanan CO₂ korozyon hızına fugasitenin etkisi saha verileriyle birlikte incelendiğinde P_{CO_2} 'nin 0,25'ten 0,27 bar'a artmasıyla CO₂ korozyon hızında da artış olmuştur. NORSOK M-506 nokta modeli hala aşırı uçlardaki CO₂ korozyon hızını aşırı tahmin etmekle birlikte kısmi basınç söz konusu olduğunda daha küçük bir fark oluştuğu görülmüştür, bunun NORSOK M-506 [5] modelinde kısmi basıncın 0,36 ve 0,62 üssü ile çarpılmasının etkisi olabileceği düşünülmüştür. pH 5,8'de çözeltilde yüksek karbonik asit konsantrasyonu olması sonucu artan P_{CO_2} değerlerinde elde edilen yüksek korozyon hızlarına bakıldığında P_{CO_2} 'nin etkisinin güçlü olduğu tespit edilmiştir. En düşük akış hızı (0,25 m/s) ve en düşük P_{CO_2} (0,25 bar) değerinde bir miktar sapma olmakla birlikte akış modeliyle entegre edilmiş NORSOK M -506 modeli, her iki etkiyi de çok iyi tespit etmiştir. CO₂'in kısmi basıncının daha doğru bir ifadeyle fugasitesinin artması korozyon hızında en etkili parametre olarak görülmüştür. Nitekim CO₂, çözeltilerin pH'ını ve sıcaklığa bağlı olarak çözünen madde konsantrasyonunu belirlemektedir. Tezde elde edilen CO₂ korozyonu hızlarına boru boyutlarının etkisi incelendiğinde ise boru çapındaki artış ile su hacminin artması sonucu değiştirilmiş NORSOK M-506 [5] HAD entegresiyle elde edilen korozyon hızının azaldığı görülmüştür. Borunun boyutu, birim alan başına toplam ısı transfer kat sayısına bağlı olarak çevreye olan ısı kaybı miktarını da belirler. Isı kaybı arttıkça korozyon hızı da azalır. Bu nedenle, borunun

apı arttırdıkça, su ıslatma olasılığının artması ve akışkan sıcaklığının azalmasının sonucunda CO₂ korozyon hızının azaldığı görölmüşür.

Sahada elde edilen en yüksek değeri olan 1,15 mm/yıl korozyon hızı için hatlarda olası bir kazaya sebep verme potansiyelinin incelenmesi için hatta korozyon riski değeriendirilmiştir. Literatürde pek çok yöntem varken tezde örnek olması için RBI çalışması uygulanmıştır. Hattın öncelikle RBI kapsamına girip girmeyeceğı değeriendirilmiş ve yüksek riskli çıktığı için RBI kapsamına alınmıştır. Maksimum ve minimum hesaplanan CO₂ korozyon hızları sırasıyla 1,01 ve 0,252 mm/yıl'dır, bu değerieler ve sahada ölçölen değerieler tasarımda izin verilen sınırlar içinde olduğı için 30 yıllık işletme süresince hattın bütönlüğünü kaybetmeyeceğı tespit edilmiştir. Bununla birlikte işletme korozyon riskinin yönetimi için bulunan tedbirlerin sıklaştırılarak uygulanması büyük kazaları önlemek için çok önemlidir.



7. SONUÇ VE ÖNERİLER

Bu çalışmada sunulan bulgular, yatay deniz petrol boru hatlarında CO₂ korozyon modelleme konusundaki karmaşık yönleri ele almaktadır. Tez, korozyonu etkileyen çeşitli faktörlerin kapsamlı bir analizini içermekte olup, bunlar arasında akış hızı, sıcaklık, pH, fugasite, su oranı etkisi bulunmaktadır. CO₂ korozyon süreçlerini anlamak ve önlemek adına önemli olan bu faktörler, geniş bir perspektiften değerlendirildi. Gerçekleştirilen sayısal simülasyonlar, NORSOK M-506 korozyon modelinin değiştirilmesiyle elde edilen değişiklikleri doğrulama amacını taşıdı. Simülasyon sonuçları ile literatürden elde edilen Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel veriler ve Akdeniz’de faaliyet gösteren bir işletmeden elde edilen saha verileri arasındaki karşılaştırmalar, modelin CO₂ korozyon hızlarını tahmin etmedeki etkinliğini doğrulayarak makul bir uyumu göstermiştir. Korozyon süreçlerinin karmaşıklığı ve doğru bir temsilin gerekliliği gibi faktörler çeşitli zorluklar oluştursa da, NORSOK M-506 modelinin entegrasyonu, iyileştirmeler ve HAD tekniklerinin kullanımı, bu zorlukların üstesinden gelmede katkı sağlayabilir. Analiz sonuçları CO₂ korozyonu konusundaki mevcut literatürle uyumludur. Modelleme ve simülasyonun birleşimi aracılığıyla geliştirilen korozyon önleme stratejileri, yatay deniz boru hatlarının bütünlüğünü ve güvenilirliğini artırmak için katkı sunabilir. Sınırlamalar ve zorluklar göz önüne alındığında, gelecek çalışmalar için korozyon modellerinin daha fazla geliştirilmesi, ek inhibitörlerin keşfi ve ileri HAD tekniklerinin uygulanması gibi alanlarda getirilen öneriler, bilinmezliklerin daha çok açılması ve devam eden zorluklara çözüm bulmak için yapılmıştır.

NORSOK M-506 modelinin kullanılmasında standartta sahadan kayma gerilimi elde edilmesinin gerekliliğine vurgu yapılır. Karşılaştırmadaki farklılıklar bu sebeple ortaya çıkmış olabilir. İncelenen deneysel çalışmada araştırmacılar hızdan teorik hesaplama ile kayma gerilimlerini bulmuştu, bu gerçek değer olmayıp, sadece bir varsayımdı. Bununla birlikte sahada kayma gerilimleri net olarak ölçülmediği için NORSOK M-506 sahadaki sonuçları doğru belirlemede sınırlı kalmıştır. HAD ise kayma gerilimlerini her noktada hesaplayabilmiş ve saha sonuçlarıyla uyumlu olarak korozyon hızı tahmininde başarılı olmuştur. Karmaşık çok fazlı akış olgusunu içermesine rağmen, bir tasarımın genel CO₂ korozyon performansını kabul edilebilir bir doğrulukla değerlendirmek için modellenabilir, bu da inhibitör kullanımı spesifikasyonlarında aşırı kullanımı durumlarını azaltır ve nihayetinde tasarımın maliyetini düşürür. Geleceğe yönelik olarak, bu araştırmanın sonuçları

yalnızca CO₂ korozyonunun akademik çalışmalara katkıda bulunmakla kalmayıp aynı zamanda petrol ve gaz endüstrisi için pratik öneme sahiptir. Bulgular, korozyon önleme stratejilerini geliştirmek, hedefe yönelik muayene planları oluşturmak ve sonuç olarak denizdeki yatay boru hatlarının bütünlüğünü ve güvenilirliğini, Norsok M-506 standardının sıkı yönergeleriyle uyumlu bir şekilde sağlamak için bir temel sunulmuştur. Bu karşılaştırma çalışması aynı zamanda deniz altı sistemindeki CO₂ korozyonu davranışının daha iyi anlaşılmasını sağlayabilir ve akış güvencesi için mühendislerin mevcut deniz altı tesislerinin işletme kılavuzlarını birleştirmesine ve zorlukların giderilmesi ve hem deniz üstü hem de deniz altı tesislerinin gelecekteki gelişimi için daha yenilikçi çözümler tasarlamasına olanak tanır.

Bu çalışma ile aşağıdaki sonuçlara varılmıştır:

- Tezde değiştirilmiş Norsok M-506 [5] modelinin HAD ile entegrasi sonucunda elde edilen korozyon davranışı Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışması ile kabul edilebilir uyumluluktur. Sonuçlar, akış hızının korozyon hızı üzerinde önemli bir etkiye sahip olduğunu ve CO₂ korozyon hızının doğru tahmininin elde edilmesi için doğru şekilde modellenmesi gerektiğini göstermiştir. Esas olarak yer çekiminin etkisiyle, petroldeki su ön, arka ve yan duvarlardan aşağı doğru akıp boru hattının tabanında birikerek, basınç nedeniyle hattın ucuna doğru akan küçük kabarcıklar oluşturduğu simülasyonda da görülmüştür. Öngörülen akış alanının niteliksel özelliklerinin tümü mevcut literatürle uyumludur.
- Maksimum CO₂ korozyonunun boru hattında, saat 6 yönünde meydana gelir ve konumu maksimum duvar kayma gerilimiyle ilişkilidir. Simülasyonlarda, maksimum duvar kayma geriliminin hattın girişinin hemen aşağısında, tabanda meydana geldiği görülmüştür.
- Türbülans modeli seçiminin sonuçları ne ölçüde etkilediğini değerlendirmek için standart k-ε ve gerçekleştirilebilir k-ε modelleri standart duvar ve gelişmiş duvar fonksiyonu kullanılarak simülasyonlar yapılmıştır. Gerçekleştirilebilir k-ε modeli gelişmiş duvar fonksiyonu incelenen Nešić ve diğerleri (1995) [6] deneysel çalışmaya daha yakın sonuçlar göstermiştir.

- Simülasyonda kullanılmak üzere uygun bir ağ boyutu seçmek için ağ bağımsızlık analizi gerçekleştirilmiştir. Kullanılan ağ yapısının sonuçları etkilemesinin önlenmesi için ağ bağımsızlık analizi yapılmalıdır.
- HAD temelli değiştirilmiş NORSOK M-506 [5] modeli, literatürde mevcut deneysel korelasyonlara dayalı olarak oluşturulması zor olan karmaşık akış durumlarında CO₂ korozyon tahmini için iyi tahmin yapan bir temel oluşturmuştur. CO₂ korozyon modeli oldukça genel boru hatları için hazırlanmıştır, uygun kodlar ile herhangi geometriyle kullanılabilir.
- Değiştirilmiş model saha ile uyumlu sonuçlar vermiştir. Ölçüm yapmanın zor olduğu ve maliyetli sahalar için CO₂ korozyon tahmini için kullanılabilir.

Tezde doğrulama için kullanılan Nesić ve diğerleri (1995) [6] makalesindeki kadar detay veren çok fazla makale bulunamamıştır. Bu sebeple, model güvenilir CO₂ korozyon hızı sonuçları veren başka deneysel verilerle de doğrulanmalıdır. Literatürde CO₂ korozyonu simülasyonu için bir ağın ne kadar kaba veya ince olması gerektiği hakkında çok fazla rapor bulunmamaktadır, tezde yapıldığı gibi daha fazla ağ bağımsızlık analizi geliştirme çalışmasına ihtiyaç vardır. Çünkü ideal bir ağ sonuçlar için çok önemli olabilir. Simülasyonlardan elde edilen sonuçların daha çok doğrulanması gerekmektedir. UDF aracılığıyla daha fazla etkinin simülasyonlara dâhil edilmesiyle korozyon mekanizması daha iyi anlaşılabilir.

CO₂ korozyon hızı, daha kararlı koruyucu filmlere atfedilen artan pH seviyeleri ile birlikte hafifçe azalır. Bu, ortamın daha yüksek pH'ının (daha alkalik) metal yüzeylerde daha stabil ve koruyucu bir film oluşturmasından kaynaklanır. Yani, pH seviyeleri arttıkça, metal yüzeylerin çevresinde oluşan koruyucu tabaka daha etkili hale gelir. Bu da metalin korozyona karşı daha dirençli olmasını sağlar. Bu nedenle, koruyucu filmlerin geliştirilmesi ve pH seviyelerinin artması, korozyonun azalması için önemli adımlardır.

Yumuşak çeliğin tek tip CO₂ korozyonu, artık korozyon bilimi ve mühendisliği bağlamında son yıllarda uzun yol kat edilmiş olursa da, hala birçok zorluk bulunmaktadır. Çeliğin lokalize korozyonunun modellenmesine kazaların önlenmesi için özel önem verilmelidir. Lokalize saldırıyı yöneten tek bir neden veya mekanizma olmadığı için günümüzdeki en zorlu konu oluşumun ortaya konmasıdır. Bununla birlikte, bu konuyla ilgili araştırmalar devam etmektedir ve bazı ilerlemeler de kaydedilmiştir. Petrol iletim hatlarında suyun çeperi

ıslatmasını ve ıslak gaz hatlarında su yoğuşmasını etkileyen çok fazlı akıştan kaynaklanan karmaşıklıklar diğer bir önemli modelleme zorluğudur. Dünya çapında bir dizi araştırma grubu şu anda bu konular üzerinde çalışıyor ve çalışmalar olgunlaştıkça geleceğin mekanik CO₂ korozyon modellerinde bu sorunların da çözüleceği düşünülmektedir.

Tezde CO₂ korozyonunu önleme stratejilerinin çevresel ve ekonomik etkileri dikkate alınmamıştır, bu etkiler de göz önüne alınmalıdır. Gelecekteki çalışmalarda, bu stratejilerin çevresel sürdürülebilirlik ve ekonomik maliyet açısından nasıl optimize edilebileceği konusunda daha fazla araştırma yapılmalıdır. Sunulan öneriler, gelecekteki çalışmaların daha geniş bir perspektiften bilgi üretmesine ve endüstri için daha etkili çözümler sunmasına yardımcı olabilir. NORSOK M-506 [5] modelini HAD ile birlikte kullanarak CO₂ korozyonu başarıyla modellenmiştir. Ancak, daha spesifik ve karmaşık operasyonel koşulları içeren CO₂ korozyon modellerinin geliştirilmesi, gerçek uygulamalara daha yakın sonuçlar elde etmek açısından önemlidir. Gelecek çalışmalarda, belirli endüstriyel senaryoları temsil eden modellerin oluşturulması ve deneysel verilerle karşılaştırılması önerilmektedir. HAD teknikleri, boru hatlarındaki karmaşık akış ve korozyon süreçlerini modellemede etkili olabilir. Gelecek çalışmalarda, daha gelişmiş HAD tekniklerinin kullanılması yeni sonuçlar için faydalı olacaktır. Böylelikle daha hassas ve gerçekçi sonuçlar elde etmek için modellemenin daha ayrıntılı bir şekilde yapılmasına olanak sağlanabilir. Yapılan çalışma belirli operasyonel koşulları temsil etmiş olsa da, gerçek koşulların daha iyi temsil edilmesi gerekir. Gelecekteki araştırmalar, farklı deniz altı koşullarını, akış rejimlerini ve sıcaklık değişimlerini içeren daha geniş kapsamlı çalışmalar yürüterek, elde edilen sonuçların endüstri uygulamalarına uygulanabilirliğine katkı sağlayabilir. Sürdürülebilir enerji, çevre ve proses güvenliği için gelecekteki CO₂ korozyonunu önleme çalışmalarının, endüstri uygulamalarının ve politikalarının artırılmasına ihtiyaç vardır.

KAYNAKLAR

1. İnternet: Van Wijk V., L., Wood, M., Vetere Arellano A., (2013). Corrosion-related accidents in petroleum refineries – Lessons learned from accidents in EU and OECD countries. *Joint Research Centre, Institute for the Protection and Security of the Citizen Publications Office*. URL: <https://data.europa.eu/doi/10.2788/37909>. Son Erişim Tarihi: 22 Nisan 2018.
2. İnternet: Koch, G.H., Thompson, N. G., Moghissi, O., Payer, J.H., & Varney, J. (2016). IMPACT (International measures of prevention, application, and economics of corrosion technologies) study. Report No. OAPUS310GKOC (AP110272). *NACE International*. URL: <http://impact.nace.org/documents/Nace-International-Report.pdf>. Son Erişim Tarihi: 22 Nisan 2018.
3. İnternet: ARIA database, France. Accident numbers 5611, 163, 30934, 32675. *ARIA*. URL: <https://www.aria.developpement-durable.gouv.fr/> Son Erişim Tarihi: 22 Nisan 2018.
4. İnternet: Catastrophic explosion of a cyclohexane cloud June 1, 1974 Flixborough United Kingdom. *ARIA, France*. URL: https://www.aria.developpement-durable.gouv.fr/wp-content/files_mf/FD_5611_flixborough_1974_ang.pdf, Son Erişim Tarihi: 22 Nisan 2018.
5. NORSOK (2017). *CO₂ Corrosion rate calculation model*. (3. Revision). NORSOK Standard No. M-506. Strandveien, Norway.
6. Nešić S., Solvi G. T. and Enerhaug J. (1995). Comparison of the rotating cylinder and pipe flow test for flow-sensitive carbon dioxide corrosion. *Corrosion*, 51(10), 773–786.
7. Nyborg, R., Andersson, P., and Nordsveen, M. (2000). *Implementation of CO₂ corrosion models in a three-phase fluid flow model*. NACE Corrosion/2000. Houston, Texas, 2-4.
8. Hu, H., and Cheng, Y. F. (2016). Modelling by computational fluid dynamics simulation of pipeline corrosion in CO₂-containing oil-water two-phase flow. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 146, 134-141.
9. Chandra, A, Parsi, M, Vera, J. and Sharma, P. (2017). *CFD-based prediction of flow-induced corrosion*. NACE International Conference Series, Corrosion/2017, Houston, Texas, 2-5.
10. Hu, H., Xu, H., Huang, C., Chen, X., Li, X., and Li, Y. (2018). Numerical predictions of uniform CO₂ corrosion in complex fluid domains using low Reynolds number models. *Metals*, 8(12), 1001-1002.
11. Dana, M. M., Javidi, M. (2021). Corrosion simulation via coupling computational fluid dynamics and NORSOK CO₂ corrosion rate prediction model for an outlet header piping of an air-cooled heat exchanger. *Journal of Engineering Failure Analysis*, 122, 105-285.

12. Elmoghrabi, B., Aref, N., Sultan, A., and Elmabrouk, O. (2018). Modeling and prediction of CO₂ corrosion penetration rate of pipeline using fuzzy logic technique. *Journal of Engineering Research, University of Tripoli*, 26, 15-24.
13. Omolegbe, A., Appah D. (2009). *A probabilistic approach to CO₂ corrosion rate assessment in gas pipelines*. Nigeria Annual International Conference and Exhibition, Abuja, 3-4.
14. Mohyaldin, M. E., El-Khatib, N. and Ismail, M. C. (2010). *A computational tool for erosion/corrosion prediction in oil/gas production facilities*. Proceedings of the ICSSST2010 3rd International Conference on Solid State Science and Technology, Kuching, Sarawak, Malaysia, 2-5.
15. Mohyaldin, M. E., El-Khatib, N. and Ismail, M. C. (2011). Coupling NORSOK CO₂ corrosion prediction model with pipelines thermal/hydraulic models to simulate CO₂ corrosion along pipelines. *Journal of Engineering Science and Technology*, 6, 706–719.
16. Simičić, M., Govedarica, D. (2011). Internal corrosion of carbon steel piping in hot aquifers service. *Hemijska industrija*, 65(3), 303-311.
17. Ntunde, D. I, Iyasele, E. O. (2016). Algorithm for determining the corrosion rate of oil pipelines using modified NORSOK M-506 model: a case study. *The Umudike Journal of Engineering and Technology*, 2(2), 170–181.
18. Iyasele, E. O., Oyatogun M. G. (2018). Development of a computer software for the prediction of the CO₂ corrosion rate of oil pipelines using NORSOK M-506 model. *International Journal of Scientific Research in Science, Engineering and Technology*, 9(5), 2199-2216.
19. Sholihin, M. Y. M., Kusyanto, H. S., Wijaya, R. H. and Haryadi, W. (2019). Remaining life and corrosion rate prediction of well casing material in the CO₂ environment. *IOP Conference Series Materials Science and Engineering*, 553(1), 012066.
20. Gartland, P. O. and Johnsen, R. (2003). *Application of internal corrosion modeling in risk assessment of pipeline*. NACE International Conference Series, Corrosion/2003, Houston, Texas, 2-4.
21. İnternet: The BP US Refineries Independent Safety Review Panel (2007). The report of the BP US refineries independent safety review panel. URL: http://www.bp.com/liveassets/bp_internet/globalbp/globalbp_uk_english/SP/STAGI/NG/local_assets/assets/pdfs/Baker_panel_report.pdf. Son Erişim Tarihi: 10 Mayıs 2023.
22. CCPS (2006). *Guidelines for mechanical integrity systems*. New York: Wiley, AIChE, 2-4.
23. CCPS (2007). *Guidelines for asset integrity management*. New York: Wiley, AIChE, 2-4.

24. Internet: Eye of fire: Gas leak sparks huge blaze on ocean surface off Mexico. (2021, July 3). *The Guardian*. URL: <https://www.theguardian.com/world/2021/jul/03/eye-of-fire-gas-leak-sparks-huge-blaze-on-ocean-surface-off-mexico>. Son Erişim Tarihi: 10 Temmuz 2023.
25. Internet: Offshore Energy. (2023, July 10). Fire at Gulf of Mexico platform leaves two dead. URL: <https://www.offshore-energy.biz/fire-at-gulf-of-mexico-platform-leaves-two-dead/> Son Erişim Tarihi: 10 Temmuz 2023.
26. Groysman, A. (2011). *Corrosion for everybody*. New York: Springer Science and Business Media, 2 - 3.
27. Simbolon, F. (2012). *Key performance indicators: managing risk from RBI analysis alvheim fpso topsides*. Master's Thesis, Faculty of Science and Technology, University of Stavanger, Stavanger, 28-29, 33-37.
28. JRC - MAHB. (2013). Corrosion-related accidents in petroleum refineries: lessons learned from accidents in EU and OECD countries. *JRC – MAHB*. Luxembourg: European Commission Publications Office, 2 - 3.
29. De Stefani, V., Carr, P. (2010). *A model to estimate the failure rates of offshore pipelines*. 8. International Pipelines Conference, Calgary, Alberta, 437–447.
30. Marcjan, K., Dzikowski, R. and Bilewski, M. (2017). Criteria of accidental damage by ships anchors of subsea gas pipeline in the Gdańsk Bay area. *TransNav, The International Journal on Marine Navigation and Safety of Sea Transportation*, 11(3), 441-446.
31. Yang, Y., Khan, F., Thodi, P. and Abbassi, R. (2017). Corrosion induced failure analysis of subsea pipeline. *Reliability Engineering and System Safety*, 159, 214-215, 222.
32. Stadie-Frohbös, G. and Lampe, J. (2013). *Risk-based inspection for aged offshore pipelines*. Proceedings of the ASME 2013 32nd International Conference on Ocean, Offshore and Arctic Engineering, Nantes, France, 3.
33. Papavinasam, S. (2014). *Corrosion control in the oil and gas industry*. (1. Edition). San Diego: Gulf Professional Publishing, 8, 13, 28, 32, 68-70, 354- 355.
34. Barker, R., Neville, A., Cushnaghan, S. (2014). Empirical prediction of carbon-steel degradation rates on an offshore oil and gas facility: predicting CO₂ erosion-corrosion pipeline failures before they occur. *SPE Journal*, 19(3), 4.
35. Koch G. H., Brongers M. P. H., Thompson N. G., Virmani Y.P., Payer J.H. (2002). Corrosion cost and preventive strategies in the United States, supplement to materials performance. Report No FHWA-RD-01–156. *Technologies Laboratories, FHWA*. McLean, VA. C. C: FHWA Publishing, 3-9.

36. İnternet: World Bank Indicator URL: <https://data.worldbank.org/indicator/NY.GDP.MKTP.CN?end=2022&locations=ES&start=2022&view=map>. Son Erişim Tarihi: 15 Kasım 2023.
37. Ropital F., Chauvin Y. (2010). *Corrosion and degradation of metallic materials: understanding phenomena and applications in petroleum and process industries*. Paris: Editions Technip, 4-9, 13, 16, 80-83, 106, 108, 110-11.
38. McMahon A.J., Paisley D. M. E. (1997). Corrosion prediction modelling, a guide to the use of corrosion prediction models for risk assessment in oil and gas production and transportation facilities. Sunbury Report No. ESR.96.ER.066, 3.
39. El-Sherik, A. M. (2017). *Trends in oil and gas corrosion research and technologies production and transmission*. (1.st Edition). Cambridge: Woodhead Publishing, 4, 5, 14, 37-389, 393.
40. İnternet: INERIS (2010). DRA71–Operation A4-DRA73–Operation C2.1 industrial installation ageing management refinery piping benchmark 05/02/2010. Study Report No DVM– 10-102957-08343B. URL: chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcgiclfendmkaj/https://www.ineris.fr/sites/ineris.fr/files/contribution/Documents/dvm-10-102957-08343b-medde-1357719815.pdf b Son Erişim Tarihi: 3 Nisan 2022.
41. Ossai C.I., Boswell B., Ian J., Davies I. J. (2015). Pipeline failures in corrosive environments–A conceptual analysis of trends and effects. *Engineering Failure Analysis*, 53, 36–58.
42. Groysman, A. (2017). Corrosion problems and solutions in oil refining and petrochemical industry. *KOM-Corrosion and Material Protection*, 61(3), 100-117.
43. Revie R.W. and Uhlig H. H. (2011). *Uhlig's corrosion handbook*. (3. Edition). New York: Wiley, 5-12.
44. Mohd F. I. (2013). *Effect of different sodium chloride (NaCl) concentrations on corrosion of coated steel*. Bachelor Degree Report, Faculty of Mechanical Engineering, Universiti Malaysia Pahang, 5-15.
45. Poursee A. (2016). *Corrosion of steel in concrete structure*. (1.Edition). London: Woodhead Publishing, 249-267.
46. Skovhus T. L., Enning D., Lee J. S. (2017). *Microbiologically influenced corrosion in the upstream oil and gas industry*. (1. Edition). Florida: RCR Publications, 7, 9, 373, 375.
47. Ajayi F., O. (2015). *Mitigating corrosion risks in oil and gas equipment by electrochemical protection: top of the line corrosion*, Ph. D. Dissertation, Manchester University, Manchester, 31-39-45, 48-50.

48. Shittu A., Kara F., Ayuba S., Abejide O.S. (2016). Design of a typical offshore transportation system for internal corrosion. *International Journal of Research in Engineering and Applied Sciences*, 6(6), 212.
49. Abbas, M. A. (2016). *Modelling CO₂ corrosion pipelines steels*. Ph. D. Thesis, Newcastle University, New Castle, Australia, 17-19, 27, 34-48, 62-72.
50. Pots, B. F. M., John R. C., Rippon I. J., Thomas M. J. J. S., Kapusta S. D., Magdy M. G. (2002). *Improvements on De Waard-Milliams corrosion prediction and applications to corrosion management*, NACE International Conference Series, Corrosion/2002. Houston, Texas, 2-3.
51. Dunlop, A. K., Hassell, H. L. and Rhodes, P. R. (1983). *Fundamental considerations in sweet gas well corrosion*, NACE International Conference Series, Corrosion/1983, Houston, Texas, 3-5.
52. Smith, S., Pacheco, J. L. (2002). *Prediction of corrosion in slightly sour environments*. NACE International Conference Series, Corrosion/2002, Denver, Colorado, 2-4.
53. American National Standards Institute/NACE International Standard. (2015). *ANSI/NACE MR0175/ISO 15156 Parts 1, 2 and 3: 2015 Third Edition, Petroleum and natural gas industries - Materials for use in H₂S-containing environments in oil and gas production*. Houston, Texas: NACE.
54. American National Standards Institute/NACE International Standard. (2018). *ANSI/NACE SP0110-2018 SG. Wet gas internal corrosion direct assessment methodology for pipelines*. Houston, Texas: NACE.
55. NACE Standard (2003). *MR 0103-2003: Materials resistant to sulfide stress cracking in corrosive petroleum refining environments*. Houston, Texas: NACE.
56. Sonke, J., Grimes W. D. (2017). *Guidelines for corrosion inhibitor selection for oil and gas production. Part 2: Corrosion inhibition performance validation*. International Conference Series, Corrosion/2017, NACE International, 2-6.
57. Perez, T. E. (2013). Corrosion in the oil and gas industry: an increasing challenge for materials. *The Journal of The Minerals, Metals and Materials Society*, 65(8), 1033-1042.
58. Schmitt, G., Mueller, M., Papenfuss, M., Effertz, E. (1999). *Understanding localized CO₂ corrosion of carbon steel from physical properties of iron carbonates scales*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/1999, NACE, Houston, Texas, 2-4.
59. Nyborg, R. (1998). *Initiation and growth of mesa corrosion attack during CO₂ corrosion of carbon steel*, NACE Corrosion Conference, Corrosion/1998, NACE, Houston, Texas, 27, 51.
60. Nyborg, R., A., Dugstad, A. (2003). *Understanding and prediction of mesa corrosion attack*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2003, NACE, Houston, Texas, 2-6.

61. Palmer, A. C., King, R. A. (2008). *Subsea pipeline engineering*. (2. Edition). Oklahoma: PennWell Publishing, 2-25.
62. Dugstad, A. (2006). *Fundamental aspects of CO₂ metal loss corrosion part I: mechanism*. NACE International Conference Series, NACE, Houston, Texas, 2-4.
63. ISO (2000). *ISO 13703:2000, Petroleum and natural gas industries design and installation of piping systems on offshore production platforms*. ISO, Washington DC.
64. NORSOK (2006). *Process design*. (5. Revision). NORSOK Standard, Norway, 33-48.
65. API (1991). *API RP 14E: Recommended practice for design and installation of offshore production platform piping systems*. API, Washington DC.
66. Lam-Maldonado, M., Aranda-Jiménez, Y. G., Arvizu-Sanchez, E., Melo-Banda, J. A., Díaz-Zavala, N. P., Pérez-Sánchez, J. F., and Suarez-Dominguez, E. J. (2023). Extra heavy crude oil viscosity and surface tension behavior using a flow enhancer and water at different temperature conditions. *Heliyon*, 9(2), e12120, 3-7.
67. Nešić, S., Lee, K. L. J. (2003). A mechanistic model for carbon dioxide corrosion of mild steel in the presence of protective iron carbonate films - Part 3: Film growth model. *Corrosion*, 59(7), 616-628.
68. Nešić S., Cai J. and Lee K. L. J. (2005). *A multiphase flow and internal corrosion prediction model for mild steel pipelines*. Corrosion/2005. NACE, Houston, Texas, 8.
69. Tanupabrungsun, T. (2012). *Thermodynamics and kinetics of carbon dioxide corrosion of mild steel at elevated temperatures*. Ph. D. Thesis, Ohio University, Ohio, 31-35,
70. Kermani, M. B. and Morshed, A. (2003). Carbon dioxide corrosion in oil and gas production—a compendium. *Corrosion*, 59(8), 659–683.
71. Wang, S., George, K., Nešić, S. (2004). *High-pressure CO₂ corrosion electrochemistry and the effect of acetic acid*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2004, NACE, Houston, Texas, 4-6.
72. George, K., Wang, S., Nešić, S., De Waard, C. (2004). *Modeling of CO₂ corrosion of mild steel at high partial pressures of CO₂ and in the presence of acetic acid*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2004, Houston, Texas, 6.
73. George, K., Nešić, S., De Waard, C. (2004). *Electrochemical investigation and modeling of CO₂ corrosion of mild steel in the presence of acetic acid*, Corrosion/2004, NACE, Houston, Texas, 3-5.
74. Nešić, S. (2007). Key issues related to modeling of internal corrosion of oil and gas pipeline – A review. *Corrosion Science*, 49(12), 4308-4338.
75. Hedges, B. and Chapman, R. (2005). *A prophetic CO₂ corrosion tool – But when is it to be believed?*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2005, Houston, Texas, 2-5.

76. Zhao, S., Liao, K., Liu, Y., Miao C., Wei C. and He G. (2022). Corrosion prediction model of submarine mixed pipeline X65 steel under a CO_2/Cl^- synergistic system. *Arabian Journal for Science Engineering*, 47, 11673-11685.
77. Nesić, S., Postlethwaite, J. and Vrhovac, M. (1997). CO_2 corrosion of carbon steel - from mechanistic to empirical modelling. *Corrosion Reviews*. 15.
78. Heidersbach, R. (2011). *Metallurgy and corrosion control in oil and gas production*. (1. Edition). New Jersey: John Wiley and Sons, Inc, 2-25.
79. Doğruöz, G. N. (2014). Endüstriyel sistemlerde mikrobiyolojik korozyon ve önlenmesi. *Nevşehir Bilim ve Teknoloji Dergisi*, 3(1), 26-38.
80. Devold, H. (2006). *Oil and gas production handbook, an introduction to oil and gas production*. Oslo: ABB, 17.
81. İnternet: Korunma Yöntemleri Ders Notu. *Düzce Üniversitesi*. URL: http://www.kmyocorrosionlab.duzce.edu.tr/Dokumanlar/6_Koruma%20Yontemleri.pdf. Son Erişim Tarihi: 12 Mart 2018.
82. Adetunji, O. (2013). *Corrosion and materials in the oil and gas industries*. London: CRC Press, 384-394.
83. Turgoose, S., Cottis, RA. and Lawsoq K. (1990). *Modelling of electrode processes and surface chemistry in carbon dioxide containing solutions*. ASTM Symposium on Computer Modelling of Corrosion, San Antonio, 2-4.
84. Nešić, S. (1993). *Prediction of transport processes in CO_2 corrosion*. 10th European Corrosion Congress, Understanding and Prevention of Corrosion, 1, 539. 28.
85. Pots B. F. M. (1995). *Mechanistic models for the prediction of CO_2 corrosion rates under multi-phase flow conditions*, NACE International Conference, Corrosion/9, Houston, Texas, 7-9.
86. Bai, Y., Bai Q. (2018). *Subsea engineering handbook*. (2. Edition). Cambridge: Gulf Professional Publishing, 10-14.
87. Greenberg, J., Tomson, M. (1992). Precipitation and dissolution kinetics and equilibria of aqueous ferrous carbonate vs temperature. *Applied Geochemistry*, (7)2, 185-190.
88. Johnson, M., Tomson M. (1991). *Ferrous carbonate precipitation kinetics and its impact CO_2 corrosion*. Corrosion/91, NACE, Houston, Texas, 2-4.
89. Van Hunnik, E. W. J., Pots, B. F. M., and Hendriksen, E. L. J. A. (1996). *The formation of protective FeCO_3 corrosion product layers in CO_2 corrosion*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/1996, Houston, Texas, 3-5.
90. Silva, C. A. R., Liu, X. and Millero, F. J. (2002). Solubility of siderite (FeCO_3) in NaCl solutions. *Journal of Solution Chem.* 31, 97–108.

91. Braun R. D. (1991). Solubility of iron (II) carbonate at temperatures between 30 and 80°C. *Talanta*, (38), 2, 205-211.
92. Sun W., Nešić S., Woollam, R. C. (2009). The effect of temperature and ionic strength on iron carbonate (FeCO_3). *Corrosion Science*, 51, 1273–1276.
93. Helgeson, H. C. (1969). Thermodynamics of hydrothermal systems at elevated temperatures and pressures. *American Journal of Science*, (267), 7, 729-804.
94. De Motte, R. A. (2016). *A combined experimental and modeling approach to elucidate FeCO_3 scale formation kinetics*. Ph. D. Dissertation Thesis, University of Leeds, Leeds, United Kingdom, 3-7.
95. Barker, R., Burkle, D., Charpentier, T., Thompson, H., Neville, A. (2018). A review of iron carbonate (FeCO_3) formation in the oil and gas industry. *Corrosion Science*, 142.
96. Nešić, S., Li H., Sormaz D. and Huang, J. A. (2009). *Free open-source mechanistic model for prediction of mild steel corrosion*. 17th International Conference Series, Corrosion/2009, NACE, Georgia, 2-4.
97. Mohd, M. H., Paik J. K. (2013). Investigation of the corrosion progress characteristics of offshore sub sea oil well tubes. *Corrosion Science*. 64, 130–41.
98. Nešić, S., Postlethwaite, J., Olsen, S. (1995). *An electrochemical model for prediction of CO_2 corrosion*. NACE International Conference Series, Corrosion/95, Houston, Texas, 3-6.
99. Zuber, N. F. and Findlay J. A. (1965). Average volume concentration in two-phase flow systems, *A.S.M.E. Journal of Heat Transfer*, 87(4), 453-455.
100. De Waard, C., Milliams, D. E. (1975). Carbon acid corrosion of steel. *Corrosion*, 31(5), 177-181.
101. Javaherdashti, R. (2017). Subsea corrosion management: challenges and limitations. *International Journal of Coastal and Offshore Engineering*. 1, 27-32.
102. Nešić, S., Postlethwaite, J. (1996). An electrochemical model for prediction of CO_2 corrosion. *Corrosion*, 52(4), 280-293.
103. Lee, A. H., Sun, J. Y. and Jepson, W. P. (1993). *Study of flow regime transitions of oil-water-gas mixtures in horizontal pipelines*. 3. International Offshore Polar Engineering Conference Series, Singapore, 159-164.
104. Vuppu, A. K., and Jepson, W. P. (1994). *Study of sweet corrosion in horizontal multiphase, carbon steel pipelines*. Offshore Technology Conference, Houston, Texas, 2-4.
105. Nešić, S. and Vrhovac, M. (1998). A Neural network model for CO_2 corrosion of carbon steel. *Journal of Corrosion and Science Engineering*, 1(6), 1-11.

106. Dugstad, A., Lunde, L. and Videfl, K. (1994). *Parametric study of CO₂ corrosion of carbon steel*. NACE International Conference, Corrosion/94, Houston, Texas, 2-4.
107. Mishra, B., Al-Hassan, S., Olson, D. L. and Salama, M.M. (1997). Development of a predictive model for activation-controlled corrosion of steel in solutions containing carbon dioxide. *Corrosion*, 1997, 53(11), 852-859.
108. Nešić, S., Nordsveen, M., Maxwell, N. and Vrhovac, M. (2001). Probabilistic modelling of CO₂ corrosion laboratory data using neural networks. *Corrosion Science*, 43(7), 1373-1392.
109. Gunaltun, Y. M. (1996). *Combining research and field data for corrosion rate prediction*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2004, Houston, Texas, 9-11.
110. Jepson, W. P., Stitzel, S., Kang, C., and Gopal, M. (1997). *Model for sweet corrosion in horizontal multiphase slug flow*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/1997, Houston, Texas, 2-4.
111. Nešić, S., Wang, S., Cai, J. and Xiao, Y. (2004a). *Integrated CO₂ corrosion – multiphase flow model*. NACE Corrosion Conference, Corrosion//2004, Houston, Texas, 2-6.
112. Nešić, S., Xiao, Y. and Pots, B. F. M. (2004b). *A quasi 2-D localized corrosion model*. NACE International Conference Series, Corrosion/2004, NACE International, Houston, Texas, 2-6.
113. Xiao, T., Nešić, S. (2005). *A stochastic prediction model of localized CO₂ corrosion*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2005, Houston, Texas, 2-4.
114. De Waard, C. and Milliams, D. E. (1976). Prediction of carbonic acid corrosion in natural gas pipelines. *Ind. Finish Surf Coatings*, 28(340), 24-26.
115. De Waard, C., Lotz U. and Milliams D. E. (1991). Predictive model for CO₂ corrosion engineering in wet natural gas pipelines. *Corrosion*, 47(12), 976-985.
116. Li C. (2009). *Effect of corrosion inhibitor on water wetting and carbon dioxide corrosion in oil-water two-phase flow*, Ph. D. Dissertation, Ohio University, The faculty of the Russ College of Engineering and Technology, Ohio, 40-42.
117. Adams, C.D., Garber, J.D., Walters, F.H., Singh C. (1993). *Verification of computer modeled tubing life predictions by field data*, NACE Corrosion/93, Houston, Texas, 1-3.
118. De Waard C., Lotz U., Dugstad A. (1995). *Influence of liquid flow velocity on CO₂ corrosion: A semi-empirical model*. NACE International Conference Series, Corrosion/95, Houston, Texas, 2-4.
119. De Waard, C. and Lotz, U. (1993). *Prediction of CO₂ corrosion of carbon steel*, NACE International Conference Series, Corrosion/93, NACE, Houston, Texas, 3-5.

120. De Waard, C., Smith, L., and Craig, B.D. (2001). *The influence of crude oil on well tubing corrosion rates*. Paper presented at the EUROCORR 2001, The European Corrosion Congress, Nice, France, 2-4.
121. Wang H. (2002). *CO₂ corrosion mechanistic modeling in horizontal slug flow*, Ph.D. Dissertation, The Faculty of the Fritz J. and Dolores H. Russ College of Engineering and Technology Ohio University, Ohio, 62-64.
122. Bonis, M. R. and Crolet, J. L. (1998). *Basics of the prediction of the risks of CO₂ corrosion in oil and gas wells*. NACE International Conference Series, Corrosion/89, NACE, Houston, Texas, 218-223, 228-235.
123. Gray, L. G. S. Anderson, B. G. Danysh, M. J. and Tremaine, P. R. (1989). *Effect of pH and temperature on the mechanism of carbon steel corrosion by aqueous carbon dioxide*. Corrosion/90, NACE, Houston, Texas, 2-4.
124. Wang S., Nešić S., (2003). *On coupling CO₂ corrosion and multiphase flow models*. NACE International Conference Series, Corrosion/2003 San Diego, California, 2-4.
125. Nešić S., Wang S., Fang H., Sun W. and Lee J. K-L. (2008). *A new updated model of CO₂/H₂S corrosion in multiphase flow*. Corrosion Conference and EXPO 2008, Ohio, 3-5.
126. Nyborg R. (2009). *Guidelines for Prediction of CO₂ Corrosion in Oil and Gas Production Systems*, IFE/KR/E-2009/003. Kjeller, Norway: Institute for Energy Technology, 2-4.
127. Norsok Owners. (2016). *NORSOK Analysis Project: Recommendations from the NORSOK Owners Concerning Resource Commitments and Priorities for Further Work with the Norsok Standards Report*, NORSOK, Stavanger, 78.
128. Nyborg, R. (2002). *Overview of CO₂ corrosion models for wells and pipelines*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2002, Houston, Texas, 2-6.
129. Nyborg, R. (2010). *CO₂ corrosion models for oil and gas production systems*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2010, Houston, Texas, 2-9, 15.
130. Gabetta, G. (2005). *Corrosion and fitness for service*. 11th International Conference on Fracture, Italy, 3-4.
131. Qui, J. H. (2016). CO₂ corrosion prediction: considering validation. *Journal of Pipeline and Gas*, (3) 243, 35-36.
132. Hosseini, S. M. K. (2015). *Avoiding common pitfalls in CO₂ corrosion rate assessment for upstream hydrocarbon industries*. 16th Nordic Corrosion Conference, Stavanger, 11-13.
133. Mnasri, H., Wassar, T., Franchek, M. A., and Marotta, E. (Ed) (2019). *Data-driven modeling of carbon dioxide corrosion for integrity management application*. *SPE Journal Prod and Oper*, 28, 1-14, 667–677.

134. Yang, Z., Sannaes, B., Kjeldby, T., Pavlov, A., Amundsen, L. and Asa, Statoil and Norway (2015). *Experimental study of multiphase viscous oil transport solutions*, IV Journeys in Multiphase Flows Conference, Campinas, SP, Brazil, 3-6.
135. Elseth, G. (2001). *An experimental study of oil / water flow in horizontal pipes*, Ph. D. Dissertation, The Norwegian University of Science and Technology (NTNU), Department of Technology (HiT-TF) Telemark University College Kjølnes Ring, N-3914 Porsgrunn, Norway, 30-32.
136. Cai, J., Nešić, S., and De Waard, C. (2004). *Modeling of water wetting in oil-water pipe flow*. NACE Corrosion Conference, Corrosion/2004, Houston, Texas, 2-6.
137. Arirachakaran, S., Oglesby, K. D., Malinowsky, M. S., Shoham, O., and J. P. Brill. (1999). *An analysis of oil/water flow phenomena in horizontal pipes*. SPE Production Operations Symposium, Oklahoma City, Oklahoma, 2-4.
138. Anjali, A. B. Desamala, A. K. Dasmahapatra, and Mandal T. K. (2011). *Flow pattern of viscous oil-water flow: Prediction by probabilistic neural network (PNN) and validation with experimental data*, Published in the proceedings of 64th annual session of the IIChe, 2011, December, 26–29, Bangalore, India, 3-5.
139. Trallero J. L. (1995). *Oil-water flow patterns in horizontal pipes*, Ph.D. Dissertation, The University of Tulsa, Tulsa, 2-9.
140. Trallero, J.L., Sarica, C., and J.P. Brill. (1996). *A study of oil-water flow patterns in horizontal pipes*. SPE Annual Technical Conference and Exhibition Held in Denver, Colorado, 363-375.
141. Tannehill, J. C., Anderson, D. A., Richard, H., (1997). *Computational fluid mechanics and heat transfer*. (2.Edition). London: Taylor and Francis, 2-5.
142. Fang, Y. (2011). *Simulation, measurement and images analysis of corrosion initiation and the growth rate for aluminium 2024 and steel 304*. Ph. D. Dissertation, University of Virginia, Virginia, 4-8.
143. Zikanov O. (2010). *Essential computational fluid dynamics*. New York: John Wiley and Sons, 261-263.
144. Versteeg, H. K., Malalasekera, W. (2007). *An introduction to computational fluid dynamics*. Harlow: Pearson Education Limit Edition, 1-5.
145. Fluent Inc. (2006). *Fluent 6.3 User's Guide*, Lebanon: Fluent, Inc., 5-15.
146. Fluent Inc. (2008). *ANSYS Fluent Theory Guide*, Lebanon: Fluent, Inc., 5-15.
147. İnternet: ANSYS Fluent. ANSYS, Inc., Southpointe, 2600 ANSYS Drive, Canonsburg. URL: <http://www.ansys.com/Products/Fluids/ANSYS-Fluent>. Son Erişim Tarihi: 10 Mayıs 2020.

148. Cengel Y. A. (2008). *Introduction to thermodynamics and heat transfer*. (2. Edition). New York: McGrawHill, 3-7.
149. Pope S. B. (2000). *Turbulent flows*, Cambridge: Cambridge University Press, 3-7.
150. CCPS (2007). *Guidelines for risk-based process safety*. American Institute of Chemical Engineers, Center for Chemical Process Safety, New York City: AIChE, 5-8.
151. NACE (2007). *Basic corrosion course manual*. Texas:NACE International, 3-7.
152. Perumal K. E. (2014). Corrosion risk analysis, risk based inspection and a case study concerning a condensate pipeline. *Procedia Engineering*, 86, 597-605.
153. American Petroleum Institute API RP 580 Standard. (2009). *Risk-based inspection*. American Petroleum Institute.
154. American Petroleum Institute API RP 581 Standard. (2016). *Risk-based inspection methodology*. American Petroleum Institute
155. CRC (Edited by David R. Lide) (2006). *Handbook of chemistry and physics*. (86th Edition). Florida: Taylor and Francis Group and CRC Press, 34-35.
156. Beggs, H.D., and Robinson, J.R. (1975). Estimating the viscosity of crude oil systems. *Journal of Petroleum Technology* 27(9), 1140–1144.
157. Shaltout, M., Omstedt, A. (2014). Recent sea surface temperature trends and future scenarios for the Mediterranean Sea. *Oceanoglia*, 56(3), 411–443.
158. İnternet: MGM İstatistikleri, URL: <https://www.mgm.gov.tr/FILES/resmi-istatistikler/denizSuyu/Akdeniz-DenizSuyu-Sicakligi-Analizi.pdf> Son Erişim Tarihi: 7 Ekim 2018.
159. İnternet: Ryan, D. K. Chemical Oceanography, Lecture 3, Department of Chemistry, University of Massachusetts Lowelland Intercampus Graduate School of Marine Sciences and Technology. URL: http://faculty.uml.edu/David_Ryan/84.653. Son Erişim Tarihi: 5 Mayıs 2022.



EKLER

EK-1. CO₂ korozyonunun hesaplanması

```

*****/
/* corrosion.c                                     */
/* UDF for specifying corrosion rate                */
/******/
#include "udf.h"

DEFINE_PROPERTY(k_t, c, t)
{
    real get_temp_c = C_T(c, t);
    real k_t;

    if (temp_c >= 5.0 && temp_c < 90.0)
    {
        k_t = -6.0e-4 * pow(temp_c, 4) - 3.0e-3 * pow(temp_c, 3) + 0.0016 * pow(temp_c, 2)
+ 0.2311 * temp_c - 1.0414;
    }
    else if (temp_c >= 90.0 && temp_c <= 150.0)
    {
        k_t = -0.0023 * pow(temp_c, 2) + 0.5275 * temp_c - 22.832;
    }
    else
    {
        //
        k_t = 0.0;
    }

    return k_t;
}

DEFINE_PROPERTY(f_ph, temp_c, ph_in)
{
    real get_f_ph_t(real temp_c, real ph_in) {
        real f_ph_t;
        if (temp_c <= 5) {
            if (ph_in >= 3.5 && ph_in < 4.6) {
                f_ph_t = 2.0676 - 0.2309 * ph_in;
            } else if (ph_in >= 4.6 && ph_in < 6.5) {
                f_ph_t = 4.342 - 1.051 * ph_in + 0.0708 * pow(ph_in, 2);
            }
        } else if (temp_c <= 15) {
            if (ph_in >= 3.5 && ph_in < 4.6) {
                f_ph_t = 2.0676 - 0.2309 * ph_in;
            } else if (ph_in >= 4.6 && ph_in < 6.5) {
                f_ph_t = 4.986 - 1.191 * ph_in + 0.0708 * pow(ph_in, 2);
            }
        } else if (temp_c <= 40) {

```

EK-1. (devam)

```

    if (ph_in >= 3.5 && ph_in < 4.6) {
        f_ph_t = 2.0676 - 0.2309 * ph_in;
    } else if (ph_in >= 4.6 && ph_in < 6.5) {
        f_ph_t = 5.1885 - 1.2353 * ph_in + 0.0708 * pow(ph_in, 2);
    }
} else if (temp_c <= 60) {
    if (ph_in >= 3.5 && ph_in < 4.6) {
        f_ph_t = 1.836 - 0.1818 * ph_in;
    } else if (ph_in >= 4.6 && ph_in < 6.5) {
        f_ph_t = 15.444 - 6.1291 * ph_in + 0.8204 * pow(ph_in, 2) - 0.0371 * pow(ph_in,
3);
    }
} else if (temp_c <= 80) {
    if (ph_in >= 3.5 && ph_in < 4.6) {
        f_ph_t = 2.6727 - 0.3636 * ph_in;
    } else if (ph_in >= 4.6 && ph_in < 6.5) {
        f_ph_t = 331.68 * exp(-1.2618 * ph_in);
    }
} else if (temp_c <= 90) {
    if (ph_in >= 3.5 && ph_in < 4.57) {
        f_ph_t = 3.1355 - 0.4673 * ph_in;
    } else if (ph_in >= 4.57 && ph_in < 5.62) {
        f_ph_t = 21254 * exp(-2.1811 * ph_in);
    } else if (ph_in >= 5.62 && ph_in < 6.5) {
        f_ph_t = 0.4014 - 0.0538 * ph_in;
    }
} else if (temp_c <= 120) {
    if (ph_in >= 3.5 && ph_in < 4.3) {
        f_ph_t = 1.5375 - 0.125 * ph_in;
    } else if (ph_in >= 4.3 && ph_in < 5) {
        f_ph_t = 0.4014 - 1.157 * ph_in;
    } else if (ph_in >= 5 && ph_in < 6.5) {
        f_ph_t = 0.546125 - 0.071225 * ph_in;
    }
} else if (temp_c <= 150) {
    if (ph_in >= 3.5 && ph_in < 3.8) {
        f_ph_t = 1;
    } else if (ph_in >= 3.8 && ph_in < 5) {
        f_ph_t = 17.634 - 7.0945 * ph_in + 0.715 * pow(ph_in, 2);
    } else if (ph_in >= 5 && ph_in < 6.5) {
        f_ph_t = 0.037;
    }
}
}
return f_ph_t;
}

```

DEFINE_PROPERTY(p_h, temp_c, ph_in)

EK-1. (devam) CO₂ korozyonunun hesaplanması

```

{

real get_p_h(real temp_c, real temp_k, real temp_f, real p_in, real co2_p_in, real bicarb_in,
real ion_str_in, real calc_of_ph_in) {
    real bicarb = bicarb_in / (1000 * 61.2);
    real ion_str = ion_str_in / 58.44;
    real p_psi = p_in * 14.503774;
    real temp_f_2 = pow(temp_f, 2);
    real ion_str_05 = pow(ion_str, 0.5);
    real h_0 = (14.5 / 1.00258) * pow(10, (-(2.27 + 0.00565 * temp_f - 0.00000806 *
temp_f_2 + 0.075 * ion_str)));
    real k_0 = 0.00258;
    real k_1 = 387.6 * pow(10, -(6.41 - 0.001594 * temp_f + 0.00000852 * temp_f_2 -
0.0000307 * p_psi - 0.4772 * ion_str_05 + 0.118 * ion_str));
    real k_2 = pow(10,
    -(10.61 - 0.00497 * temp_f + 0.00001331 * temp_f_2 - 0.00002624 * p_psi - 1.166 *
ion_str_05 + 0.3466 * ion_str));
    real k_sp_feco3 = pow(10, -(10.13 + 0.0182 * temp_c));
    real k_w = pow(10, -(29.3868 - 0.0737549 * temp_k + 7.47881 * pow(10, -5) *
pow(temp_k, 2)));
    real sat_ph_coeff = 0;
    int teller = 0, q = 0;
    real h_ion = 0, fh_ion = 0, fd_ion = 0, oldh_ion = 0, p_h = 0;
    for (real ph_calc_no = 1; ph_calc_no <= calc_of_ph_in; ph_calc_no = ph_calc_no + 1) {
        if (ph_calc_no > 1)
            sat_ph_coeff = 2 * k_sp_feco3 / (h_0 * k_0 * k_1 * k_2 * co2_p_in);
        teller = 0;
        q = 0;
        h_ion = pow(10, -3.5);
        if (co2_p_in > 20)
            h_ion = pow(10, -2.9);
        while (q == 0) {
            fh_ion = sat_ph_coeff * pow(h_ion, 4) + pow(h_ion, 3) + bicarb * pow(h_ion, 2) -
h_ion * (k_1 * k_0 * h_0 * co2_p_in + k_w) - 2 * k_1 * k_2 * k_0 * h_0 * co2_p_in;
            fd_ion = 4 * sat_ph_coeff * pow(h_ion, 3) + 3 * h_ion * h_ion + 2 * bicarb * h_ion
- (k_1 * k_0 * h_0 * co2_p_in + k_w);
            oldh_ion = h_ion;
            h_ion = oldh_ion - fh_ion / fd_ion;
            teller = teller + 1;
            if (fh_ion == 0 || teller == 0 || (fabs(h_ion - oldh_ion) < pow(10, -6) * oldh_ion))
                q = 1;
        }
        if (h_ion > 0)
            p_h = -(log(h_ion) / 2.3026);
        else
            p_h = 99.99;
    }
}

```

EK-1. (devam) CO₂ korozyonunun hesaplanması

```
return p_h;
```

```
DEFINE_ON_DEMAND(corrosion_calc) {
```

```
Domain *d;
```

```
real wall_shear_force;
```

```
real area;
```

```
cell_t c, c0;
```

```
Thread *t, *t0, *c_thread;
```

```
int Zone_ID = 6; /* Zone ID of the wall on which corrosion has to be calculated */
/* It can be obtained from the boundary condition panel.*/
```

```
d = Get_Domain(1);
```

```
/* Initialize the UDM value to zero in complete domain */
```

```
thread_loop_c(c_thread, d) {
```

```
begin_c_loop(c, c_thread) {
```

```
    C_UDMI(c, c_thread, 0) = 0;
```

```
}
```

```
end_c_loop(c, c_thread)
```

```
}
```

```
FILE *output_file;
```

```
output_file = fopen("corrosion_data.txt", "w");
```

```
real co2_input = 0.01;
```

```
real ia_input = 0.9;
```

```
real ie_input = 0.;
```

```
real cr_mit_input = 0.1;
```

```
real ph_input = 7;
```

```
real A[ND_ND]; /* this will hold the position vector */
```

```
real k_t = 0.;
```

```
real temp_k, temp_c, temp_f;
```

```
face_t f;
```

```
real p_co2, f_co2, p_h, f_ph_t;
```

```
real p_in;
```

```
real a_factor;
```

```
real cr, cr_inh_eff, cr_mit = 0.1;
```

```
real shear_str;
```

```
int counter = 0;
```

```
c_thread = Lookup_Thread(d, Zone_ID);
```

```
begin_c_loop(c, c_thread) {
```

```
    temp_k = C_T(c, c_thread);
```

```
    temp_c = temp_k - 273.15;
```

```
    temp_f = temp_k * (9 / 5) - 459, 67;
```

```
//KT
```

```
k_t = get_k_t(temp_c);
```

```
printf("k_t : %g \n", k_t);
```

EK-1. (devam) CO₂ korozyonunun hesaplanması

```

//fCO2

p_in = C_P(c, c_thread);
p_co2 = p_in * co2_input;
if (p_in <= 25000000) {
    a_factor = pow(10, p_in * (0.0031 - (1.4 / temp_k)));
} else {
    a_factor = pow(10, 250 * (0.0031 - (1.4 / temp_k)));
}

f_co2 = a_factor * p_co2;

//pH
p_h = get_p_h(temp_c, temp_k, temp_f, p_in, p_co2, 0, 50, ph_input);

//f(pH)T
f_ph_t = get_f_ph_t(temp_c, p_h);
//get_shear_stress
F_AREA(A, f, t);
area = NV_MAG(A);
wall_shear_force = NV_MAG(F_STORAGE_R_N3V(f, t, SV_WALL_SHEAR));
shear_str = wall_shear_force / area;
//corrosion
if (temp_c >= 5.0 && temp_c < 15.0) {
    cr = k_t * pow(f_co2, 0.36) * f_ph_t;
} else if (temp_c >= 15.0 && temp_c < 20.0) {
    cr = k_t * pow(f_co2, 0.36) * pow(shear_str / 19, 0.146 + 0.0324 * log10(f_co2)) *
f_ph_t;
} else if (temp_c >= 20.0 && temp_c < 150.0) {
    cr = k_t * pow(f_co2, 0.62) * pow(shear_str / 19, 0.146 + 0.0324 * log10(f_co2)) *
f_ph_t;
} else {
    // unexpected condition
    cr = 0.0;
}

fprintf(output_file, "Node: %d, Temp(C): %g, P_CO2: %g, pH: %g, Corrosion: %g\n",
C_NODE(c, c_thread), temp_c, p_co2, p_h, cr);
counter = counter + 1;
if (counter % 100 == 0

) {
    Message("p_co2 : %g , temp(C) : %g , ph : %g , corrosion : %g \n", p_co2, temp_c,
p_h, cr);
}
}
fclose(output_file)); //
*****

```


EK-2. Akışkan özelliklerinin hesaplanması

```

/*****
/* shearstress.c
/* UDF for defining properties
*****/

#include "udf.h"

DEFINE_PROPERTY(api_gravity, c, t)
{
    real temperature = C_T(c, t);
    real density15 = 880.0;
    real rho_oil = density15 * (1.0 - 0.0007 * (temperature - 15.0));
    real rho_water = 998.2 / (1.0 + 0.0002 * (temperature - 20.0));
    real specific_gravity = rho_oil / rho_water;
    real api_gravity = (141.5 / specific_gravity) - 131.5;
    return api_gravity;
}

DEFINE_PROFILE(mixture_density, thread, position)
{
    real rho_15 = 880.0;
    real alpha_w = 5.0;
    real rate_w = alpha_w / 100.0;
    real rate_o = 1.0 - rate_w;
    real temp_k, temp_c;

    Thread *current_thread = NULL;
    face_t f;

    begin_f_loop(f, thread)
    {
        temp_k = F_T(f, thread);
        temp_c = temp_k - 273.15;

        if (temp_c < 5.0 || temp_c >= 90.0) {
            Message("Temperature out of range for the mixture density calculation.\n");
            continue;
        }

        real o_d = rho_15 * (1.0 - (0.0007 * (temp_c - 15.0)));

```

EK-2. (devam) Akışkan özelliklerinin hesaplanması

```

    real w_d = 998.2 / (1.0 + (0.0002 * (temp_c - 20.0)));
    real mix_d = (rate_w * w_d) + (rate_o * o_d);

    F_PROFILE(f, thread, position) = mix_d;
}
end_f_loop(f, thread)
}

DEFINE_PROFILE(oil_density, thread, position)
{
    real rho_15 = 880;
    real temp_k, temp_c;
    face_t f;

    begin_f_loop(f, thread)
    {
        temp_k = F_T(f, thread);
        temp_c = temp_k - 273.15;
        real o_d = rho_15 * (1 - (0.0007 * (temp_c - 15)));

        F_PROFILE(f, thread, position) = o_d;
    }
    end_f_loop(f, thread)
}

DEFINE_PROFILE(mixture_viscosity, thread, position)
{
    real s_g = 0.0; // input
    real o_v = 0.0;
    real w_v = 0.0;
    real ref_v = 0.001002;
    real alpha_w = 5.0;
    real rate_w = alpha_w / 100.0;
    real rate_o = 1.0 - rate_w;
    real temp_k, temp_c;

    Thread *current_thread = NULL;
    face_t f;

    begin_f_loop(f, thread)
    {
        temp_k = F_T(f, thread);
        temp_c = temp_k - 273.15;

        if (temp_c < 5.0 || temp_c >= 90.0) {
            Message("Temperature out of range for the mixture viscosity calculation.\n");

```

EK-2. (devam) Akışkan özelliklerinin hesaplanması

```

        continue; //
    }

    real api = (141.5 / s_g) - 131.5;
    if (api < 0.0 || api > 100.0) {
        Message("API gravity out of range for the mixture viscosity calculation.\n")
    }
    continue;
}

o_v = pow(10.0, pow(10.0, (1.67083 - (0.017628 * api) - (0.61304 * (log(temp_k) /
log(10.0))))));
w_v = ref_v * pow(10.0, (((1.3272 * (20.0 - temp_c)) - (0.001053 * pow((20.0 -
temp_c), 2))) / (temp_k + 105.0)));
real mix_v = (o_v * w_v) / ((rate_o * w_v) + (rate_w * o_v));

F_PROFILE(f, thread, position) = mix_v;
}
end_f_loop(f, thread)
}

DEFINE_EXECUTE_AT_END(print_results)
{
    Thread *thread = NULL;
    cell_t cell;
    real shear_stress, temperature;
    Domain *domain = Get_Domain(1);

    FILE *file = fopen("shearresults.csv", "w");
    if (file == NULL)
    {
        Message("Error opening file for writing.\n");
        return;
    }

    thread_loop_c(thread, domain)
    {
        begin_c_loop(cell, thread)
        {
            /* Get the shear stress and temperature at the cell */
            shear_stress = C_SHEAR_STRESS_XY(cell, thread);
            temperature = C_T(cell, thread);

            /* Write the cell ID, shear stress, and temperature to the file */
            fprintf(file, "%d,%e,%e\n", cell, shear_stress, temperature);

            /* Print the shear stress and temperature results to the console */

```

EK-2. (devam) Akışkan özelliklerinin hesaplanması

```

        Message("Shear stress at cell %d: %e\n", cell, shear_stress);
        Message("Temperature at cell %d: %e\n", cell, temperature);
    }
    end_c_loop(cell, thread)
}

fclose(file);
}

DEFINE_PROFILE(water_density, thread, position)
{
    real temp_k, temp_c;
    face_t f;

    begin_f_loop(f, thread)
    {
        temp_k = F_T(f, thread);
        temp_c = temp_k - 273.15;
        real w_d = 998.2 / (1 + (0.0002 * (temp_c - 20)));

        F_PROFILE(f, thread, position) = w_d;
    }
    end_f_loop(f, thread)
}

DEFINE_PROFILE(water_viscosity, thread, position)
{
    real ref_v = 0.001002;
    real temp_k, temp_c;
    face_t f;

    begin_f_loop(f, thread)
    {
        temp_k = F_T(f, thread);
        temp_c = temp_k - 273.15;
        real w_v = ref_v * pow(10, (((1.3272 * (20 - temp_c)) - (0.001053 * pow((20 -
temp_c), 2)))) / (temp_k + 105)));

        F_PROFILE(f, thread, position) = w_v;
    }
    end_f_loop(f, thread)
}

#ifdef UDF_CALCULATE_SHEAR_STRESS_H
#define UDF_CALCULATE_SHEAR_STRESS_H

```

EK-2. (devam) Akışkan özelliklerinin hesaplanması

```

/* Function prototype for calculating shear stress on each face */
real CalculateShearStress(face_t f, Thread *t);

#endif /* UDF_CALCULATE_SHEAR_STRESS_H */

/* Macro using shear stress calculation */
DEFINE_EXECUTE_ON_THREAD(CalculateMacro, t)
{
    Thread *current_thread = NULL;
    face_t current_face;

    /* Loop over all faces in the thread */
    start_f_loop(current_face, current_thread)
    {
        real shear_stress = CalculateShearStress(current_face, current_thread); // Call shear stress
        calculation function
        /* Perform calculations or operations using the shear stress value */
        }
        end_f_loop(current_face, current_thread)
    }

    DEFINE_ON_DEMAND(CalculateShearStressOnAllFaces)
    {
        Domain *domain = Get_Domain(1);
        Thread *current_thread;

        /* Loop over all non-ghost threads */
        thread_loop_c(current_thread, domain)
        {
            /* Execute the desired macro for each thread */
            EXECUTE_ON_THREAD(CalculateMacro, current_thread);
        }
    }
}

```

EK-3. pH düzeltme

```

*****/
/* corrosionph.c                                     */
/* UDF for pH calculation                             */
/*****/

#include "udf.h"

real calculate_ionic_strength(real bicarb, real sulfate, real chloride, real magnesium, real
sodium, real potassium, real iron, real strontium) {

    bicarb = fmax(0.0, bicarb);
    sulfate = fmax(0.0, sulfate);
    chloride = fmax(0.0, chloride);
    magnesium = fmax(0.0, magnesium);
    sodium = fmax(0.0, sodium);
    potassium = fmax(0.0, potassium);
    iron = fmax(0.0, iron);
    strontium = fmax(0.0, strontium);

    real ionic_strength = 0.5 * (
        pow(bicarb, 2) +
        pow(2 * sulfate, 2) +
        pow(chloride, 2) +
        pow(2 * magnesium, 2) +
        pow(sodium, 2) +
        pow(potassium, 2) +
        pow(2 * iron, 2) +
        pow(2 * strontium, 2)
    );
    return ionic_strength;
}

//  $\gamma$  Activation Constant Calculation
real calculate_gamma_activation_constant(real ionic_strength) {
    //  $\gamma$  activation constant calculation
    real A = 1.17;
    real gamma_activation_constant = -A * pow(1.0, 2) * (pow(ionic_strength, 0.5) / (1 +
pow(ionic_strength, 0.5)) - 0.2 * ionic_strength);
    return gamma_activation_constant;
}

real calculate_pH(real temp_c, real temp_k, real temp_f, real p_in, real co2_p_in, real
bicarb_in, real ion_str_in, real calc_of_ph_in) {
    real bicarb = bicarb_in / (1000 * 61.2);
    real ion_str = ion_str_in / 58.44;
    real p_psi = p_in * 14.503774;
    real temp_f_2 = pow(temp_f, 2);
    real ion_str_05 = pow(ion_str, 0.5);

```

EK-3. (devam) pH düzeltme

```

    real h_0 = (14.5 / 1.00258) * pow(10, (-(2.27 + 0.00565 * temp_f - 0.00000806 *
temp_f_2 + 0.075 * ion_str)));
    real k_0 = 0.00258;
    real k_1 = 387.6 * pow(10, -(6.41 - 0.001594 * temp_f + 0.00000852 * temp_f_2 -
0.0000307 * p_psi - 0.4772 * ion_str_05 + 0.118 * ion_str));
    real k_2 = pow(10, -(10.61 - 0.00497 * temp_f + 0.00001331 * temp_f_2 - 0.00002624 *
p_psi - 1.166 * ion_str_05 + 0.3466 * ion_str));
    real k_sp_feco3 = pow(10, -(10.13 + 0.0182 * temp_c));
    real k_w = pow(10, -(29.3868 - 0.0737549 * temp_k + 7.47881 * pow(10, -5) *
pow(temp_k, 2)));

    real sat_ph_coeff = 0;
    int teller = 0, q = 0;
    real h_ion = 0, fh_ion = 0, fd_ion = 0, oldh_ion = 0, p_h = 0;

    for (real ph_calc_no = 1; ph_calc_no <= calc_of_ph_in; ph_calc_no = ph_calc_no + 1) {
        if (ph_calc_no > 1)
            sat_ph_coeff = 2 * k_sp_feco3 / (h_0 * k_0 * k_1 * k_2 * co2_p_in);

        teller = 0;
        q = 0;
        h_ion = pow(10, -3.5);
        if (co2_p_in > 20)
            h_ion = pow(10, -2.9);

        while (q == 0) {
            fh_ion = sat_ph_coeff * pow(h_ion, 4) + pow(h_ion, 3) + bicarb * pow(h_ion, 2) -
h_ion * (k_1 * k_0 * h_0 * co2_p_in + k_w) - 2 * k_1 * k_2 * k_0 * h_0 * co2_p_in;
            fd_ion = 4 * sat_ph_coeff * pow(h_ion, 3) + 3 * h_ion * h_ion + 2 * bicarb * h_ion
- (k_1 * k_0 * h_0 * co2_p_in + k_w);
            oldh_ion = h_ion;
            h_ion = oldh_ion - fh_ion / fd_ion;
            teller = teller + 1;

            if (fh_ion == 0 || teller == 0 || (fabs(h_ion - oldh_ion) < pow(10, -6) * oldh_ion))
                q = 1;
        }
    }
    return -log10(h_ion);
}

real ion_strength = calculate_ionic_strength(bicarb_concentration, sulfate_concentration,
chloride_concentration, magnesium_concentration, sodium_concentration,
potassium_concentration, iron_concentration, strontium_concentration);
printf("Ionic Strength: %g\n", ion_strength);

real gamma_activation_constant = calculate_gamma_activation_constant(ion_strength);

```

EK-3. (devam) pH düzeltme

```

printf("γ Activation Constant: %g\n", gamma_activation_constant);

co2_pressure = 0.02;
real bicarb_input = 300.0;
real ion_strength_input = 150.0;
real calc_of_ph_input = 5.0;

real pH_result = calculate_pH(temperature_celsius, temperature_kelvin,
temperature_Fahrenheit, pressure, co2_pressure, bicarb_input, ion_strength_input,
calc_of_ph_input);

pH_values[array_index] = calculate_pH(temperature_celsius, temperature_kelvin,
temperature_Fahrenheit, pressure, co2_pressure, bicarb_input, ion_strength_input,
calc_of_ph_input);

output_file = fopen("pH_results.txt", "w");
if (output_file == NULL) {
    Message("Error opening file for writing.\n");
    return;
}

if (array_index >= 0 && array_index < 100) {
    // pH değeri sınırlar içinde ise dosyaya yaz
    fprintf(output_file, "Calculated pH: %g\n", pH_values[array_index]);
} else {
    Message("Array index out of bounds.\n");
}

fclose(output_file);

// Adjust pH if it's outside the range of 3.5 to 6.5
if (pH_values[array_index] < 3.5) {
    pH_values[array_index] = 3.5;
} else if (pH_values[array_index] > 6.5) {
    pH_values[array_index] = 6.5;
}

```


EK-3. (devam) pH düzeltme

```

fprintf(output_file, "Calculated pH: %g\n", pH_values[array_index]);

fclose(output_file);

printf("Calculated pH: %g\n", pH_values[array_index]);
}

DEFINE_EXECUTE_AT_END(print_results) {
    Domain *domain;
    Thread *thread;
    cell_t cell;
    Node *node;
    real shear_stress;
    real temperature;
    FILE *file;

    domain = Get_Domain(1);
    if (domain == NULL) {
        Message("Error: Domain is NULL.\n");
        return;
    }

    thread = Lookup_Thread(domain, 1);
    if (thread == NULL) {
        Message("Error: Thread is NULL.\n");
        return;
    }

    file = fopen("shearresults.csv", "w");
    if (file == NULL) {
        Message("Error opening file for writing.\n");
        return;
    }

    fprintf(file, "Node ID,Shear Stress,Temperature\n"); // Header for CSV file

    begin_c_loop(cell, thread)
    {
        node = C_NODE(cell, thread);

        /* Get the shear stress and temperature at the node */
        shear_stress = C_SHEAR_STRESS_XY(cell, thread);
        temperature = C_T(cell, thread);
    }
}

```

EK-3. (devam) pH düzeltme

```
    /* Write the node ID, shear stress, and temperature to the file */  
    fprintf(file, "%d,%e,%e\n", node->id, shear_stress, temperature);  
  
    /* Print the shear stress and temperature results to the console */  
    Message("Shear stress at node %d: %e\n", node->id, shear_stress);  
    Message("Temperature at node %d: %e\n", node->id, temperature);  
}  
end_c_loop(cell, thread)  
  
fclose(file); // Close the file  
}
```



Gazili olmak ayrıcalıktır