

NİTRİK ASİT ÜRETİM PROSESİNDE AMONYAK OKSİDASYON REAKTÖRÜNÜN
İYİLEŞTİRİLMESİ VE CFD İLE ANALİZİ

Fadime Menekşe İKBAL

Kütahya Dumlupınar Üniversitesi

Lisansüstü Eğitim Öğretim ve Sınav Yönetmeliği Uyarınca

Lisansüstü Eğitim Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalında

DOKTORA TEZİ

Olarak Hazırlanmıştır.

Danışman: Doç. Dr. Oğuzhan ERBAŞ

Ortak Danışman: Prof. Dr. Özer AYDIN

Şubat - 2024

KABUL VE ONAY SAYFASI

Fadime Menekşe İKBAL tarafından hazırlanan “Nitrik Asit Üretim Prosesinde Amonyak Oksidasyon Reaktörünün İyileştirilmesi ve CFD ile Analizi” adlı tez çalışması, aşağıda belirtilen jüri tarafından Kütahya Dumlupınar Üniversitesi Lisansüstü Eğitim Öğretim ve Sınav Yönetmeliğinin ilgili maddeleri uyarınca değerlendirilerek OY BİRLİĞİ ile Kütahya Dumlupınar Üniversitesi Lisansüstü Eğitim Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalında DOKTORA TEZİ olarak kabul edilmiştir.

02/02/2024

Doç. Dr. Eray ACAR
Enstitü Müdürü, Lisansüstü Eğitim Enstitüsü

Prof. Dr. Ramazan KÖSE
Anabilim Dalı Başkanı, Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Doç. Dr. Oğuzhan ERBAŞ
Danışman, Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Sınav Komitesi Üyeleri

Doç. Dr. Oğuzhan ERBAŞ
Makine Mühendisliği Bölümü, Kütahya Dumlupınar Üniversitesi

Prof. Dr. Mustafa Özgür ÖTEKAYA
Elektronik ve Otomasyon Bölümü, Eskişehir Osmangazi Üniversitesi

Doç. Dr. Mustafa Ali ERSÖZ
Elektrik ve Enerji Bölümü, Uşak Üniversitesi

Dr. Öğr. Üyesi Feridun KARAKOÇ
Makine Mühendisliği Bölümü, Kütahya Dumlupınar Üniversitesi

Dr. Öğr. Üyesi Nuri CEYLAN
Makine Mühendisliği Bölümü, Kütahya Dumlupınar Üniversitesi

ETİK İLKE VE KURALLARA UYGUNLUK BEYANI

Bu tezin hazırlanmasında Akademik kurallara riayet ettiğimizi, özgün bir çalışma olduğunu ve yapılan tez çalışmasının bilimsel etik ilke ve kurallara uygun olduğunu, çalışma kapsamında teze ait olmayan veriler için kaynak gösterildiğini ve kaynaklar dizininde belirtildiğini, Yüksek Öğretim Kurulu tarafından kullanılmak üzere önerilen ve Kütahya Dumlupınar Üniversitesi tarafından kullanılan İntihal Programı ile tarandığını ve benzerlik oranının % 15 çıktığını beyan ederiz. Aykırı bir durum ortaya çıktığı takdirde tüm hukuki sonuçlara razı olduğumuzu taahhüt ederiz.

Doç. Dr. Oğuzhan ERBAŞ

Fadime Menekşe İKBAL

NİTRİK ASİT ÜRETİM PROSESİNDE AMONYAK OKSİDASYON REAKTÖRÜNÜN İYİLEŞTİRİLMESİ VE CFD İLE ANALİZİ

Fadime Menekşe İKBAL

Makine Mühendisliği, Doktora Tezi, 2024

Tez Danışmanı: Doç. Dr. Oğuzhan ERBAŞ

Ortak Danışman Prof. Dr. Özer AYDIN

ÖZET

Günümüzde enerji maliyetlerinin hafifletilmesi, enerjide arz güvenliğinin sağlanması, dışa bağımlılıktan kaynaklanan risklerin azaltılması ve çevrenin korunması gibi hedefleri kapsayan bir enerji verimliliği stratejisi büyük önem taşımaktadır. Başlıca enerji geri kazanım veya enerji verimliliği çalışmalarının başında, atık ısı ekserjisinden yararlanılarak, toplam sistemin ısı performansının iyileştirilmesi gelmektedir. Nitrik asit üretimi, reaktörde amonyakın hava ile katalitik oksidasyonunu, nitrojen oksiti ile ardından nitrojen dioksit oksitlenmesini ve suda emilmesini içermektedir. Bu çalışmada, bir kimyasal gübre üreten nitrik asit üretim tesisinde oksidasyon reaktörü öncelikli olmak üzere işletmenin enerji verimliliğini arttıracak parametrelere bakılmıştır. % 100 HNO_3 olarak 610 ton/gün kapasitede ve % 56'lık seyreltik nitrik asit ile 33 ton/h kızgın buhar üreten bu nitrik asit üretim tesisinde; enerji tüketiminin fazla olduğu süreçler belirlenmiş olup tüketim değerlerinin düşürülmesi hedeflenmiştir. Tüketimi düşürmek için çözüm alternatifi olarak enerji verimliliği odaklı çalışılmıştır. Nitrik asit üretim tesisinin kalbi olan amonyak oksidasyon reaktörü, işletme ve tasarım kriterleri göz önüne alınarak incelenmiştir. Bu amaçla; önce reaktör bölgesinin revize önce ve sonrası işletme değerlerinin karşılaştırılması yapılmış, ardından reaktördeki akış prosesinin iyileştirilmesi amacıyla ANSYS Fluent programı ile modellenerek sayısal olarak reaktörün akış özellikleri ve parametreleri incelenmiştir.

Anahtar Kelimeler: Amonyak Oksidasyon Reaktörü, CFD Analiz, Enerji Verimliliği, Nitrik Asit Üretimi

IN NITRIC ACID PRODUCTION PROCESS IMPROVEMENT OF AMMONIA OXIDATION REACTOR AND ANALYSIS WITH CFD

Fadime Menekşe İKBAL

Mechanical Engineering, PhD Thesis, 2024

Supervisor, Assoc. Dr. Oğuzhan ERBAŞ

Co-Supervisor Prof. Dr. Özer AYDIN

SUMMARY

Today, an energy efficiency strategy that covers goals such as mitigating energy costs, ensuring energy supply security, reducing risks arising from external dependence, and protecting the environment is of great importance. One of the main energy recovery or energy efficiency studies is to improve the thermal performance of the total system by utilizing waste heat exergy.

Nitric acid production involves the catalytic oxidation of ammonia with air in the reactor, followed by oxidation to nitrogen dioxide and absorption in water. In this study, the parameters that will increase the energy efficiency of the facility, primarily the oxidation reactor, in a nitric acid production facility that produces chemical fertilizer, were examined. In this nitric acid production facility, which produces 610 tons/day of capacity as 100% HNO₃ and 33 tons/h of superheated steam with 56% diluted nitric acid; Processes with high energy consumption have been identified and the aim is to reduce consumption values. Energy efficiency was focused on as a solution alternative to reduce consumption. The ammonia oxidation reactor, which is the heart of the nitric acid production facility, was examined considering the operation and design criteria. To this end; First, the operating values of the reactor area before and after the revision were compared, and then the flow characteristics and parameters of the reactor were numerically examined by modeling with the ANSYS Fluent program to improve the flow process in the reactor.

Keywords: Ammonia Oxidation Reactor, CFD Analysis, Energy Efficiency, Nitric Acid Production

TEŞEKKÜR

Tez çalışmam boyunca bana destek veren üniversite hayatım boyunca her zaman yol gösteren, desteğini esirgemeyen, bilgi birikimleri ve hayat tecrübeleri ile hayatıma yön vermemde bana yardım eden değerli danışmanlarım Doç. Dr. Oğuzhan ERBAŞ'a ve Prof. Dr. Özer AYDIN'a teşekkürü bir borç bilirim.

Bu çalışmamda desteklerini esirgemeyen başta değerli bölüm başkanımız Prof. Dr. Ramazan KÖSE'ye ve bölüm hocalarıma teşekkürlerimi sunarım.

Kütahya/İGSAŞ Arge Müdür Yardımcısı Ahmet Akbulut, Kütahya/İGSAŞ Kimya Mühendisi Kamil Dikmecik'e yardımlarından dolayı ayrıca teşekkür ederim.

Hayatım boyunca, desteklerini ve ilgilerini hiçbir zaman esirgemeyen, bugünlere gelmemde maddi ve manevi desteğini esirgemeyen hep yanımda olan kıymetli eşim Mete ve canım çocuklarım Burak, Berrak ve Hakan' ıma sabırlarından dolayı çok teşekkür ederim.

Bu Tezimi Rahmetli olan ANNECİĞİME ve BABACIĞIMA İthaf Ediyorum...

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
ÖZET	v
SUMMARY	vi
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	x
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	xi
KISALTMALAR VE SİMGELER DİZİNİ	xiv
1. GİRİŞ.....	1
2. LİTERATÜR ÇALIŞMASI.....	3
3. NİTRİK ASİT ÜRETİM PROSESİ.....	20
3.1. Ostwald Prosesi.....	20
3.2. Verimliliği Etkileyen Parametreler	26
3.3. Amonyak Oksidasyon Reaktörü	27
3.3.1. Yakma ünitesi.....	29
3.3.2. Atık ısı kazanı.....	31
4. MATERYAL VE YÖNTEM.....	34
4.1. Giriş	34
4.2. Amonyak Oksidasyon Reaktörü İçin Kütle ve Enerji Denkliği Hesapları.....	35
4.2.1. Amonyak oksidasyon reaktörü için kütle denkliği hesapları	35
4.2.2. Amonyak oksidasyon reaktörü için enerji denkliği hesapları	37
4.3. Oksidasyon Reaktöründe Revizyon Çalışmaları.....	43
4.4. ANSYS Fluent için Model Parametreleri	45
4.4.1. Ağ yapısı	46
4.4.2. Sonlu hacimler metodu (FVM)	49
4.4.3. Türbülanslı akışın modellenmesi.....	53
4.5. Amonyak Oksidasyon Reaktörünün Sayısal Analizi	55
4.5.1. Sayısal model oluşturma	56
4.5.2. Mesh oluşturma	59
4.5.3. Başlangıç ve sınır şartlarının tanımlanması.....	71
4.5.4. Çözüm ayarları-program ayarları	76
5. BULGULAR VE TARTIŞMA.....	78

İÇİNDEKİLER (devam)

	<u>Sayfa</u>
5.1 Reaktör Verimliliğini Artırmak Amacıyla Yapılan Revizyon Çalışması Sonuçları	78
5.2. Oksidasyon Reaktörünün ANSYS Fluent CFD Modelleme Sonuçları.....	84
5.2.1. Sayısal analiz sonuçları	85
5.2.2. Reaktör işletme verileri ile sayısal verilerin karşılaştırılması	99
6. SONUÇ VE ÖNERİLER.....	101
KAYNAKLAR DİZİNİ	104
ÖZGEÇMİŞ	

ÇİZELGELER DİZİNİ

<u>Cizelge</u>	<u>Sayfa</u>
4.1. Amonyak oksidasyon reaktörü giren ve çıkan ürünler.....	35
4.2. Amonyak oksidasyon reaktörü giren ürünlerin mol sayıları.	35
4.3. Amonyak oksidasyon reaktörü çıkan ürünlerin mol sayıları.	36
4.4. Amonyak oksidasyon reaktörü çıkışı gaz analizi ile kütle denkliği.	36
4.5. Amonyak oksidasyon reaktörü ürünlerin (a),(b/100),(c/1000),(d/e09) polinom değerleri ..	38
4.6. 2015-2020 yılları arası reaktör kaynaklı duruşlar	45
4.7. Skewness değerleri ve hücre kalitesi arasındaki ilişki.....	47
4.8. Orthogonal kalite değerleri.....	49
4.9. ANSYS fluentte elde edilen desing point.	69
4.10. Su termofiziksel özellikleri.	71
4.11. NH ₃ gazı termofiziksel özellikleri.....	72
4.12. Havanın sıcaklığa bağlı termofiziksel özellikleri.....	72
4.13. NO ve NO ₂ , HNO ₃ gazı termofiziksel özellikleri.	72
4.14. Amonyak oksidasyon reaktörü giriş gazının özellikleri.....	73
4.15. Amonyak oksidasyon reaktörü malzeme özellikleri.	73
4.16. Sayısal model için çözüm ayarları-program ayarları.	77
5.1. Revizyon öncesi saatlik bazda işletme verileri.	82
5.2. Revizyon sonrası saatlik bazda işletme verileri.	82
5.3. Revizyon sonrası izlenimler.	83
5.4. Reaktörün revizyon öncesi ve sonrası karşılaştırılması.	84
5.5. Ansys fluent programı ile elde edilen katalizör gaz sonuçları.	87
5.6. Ansys fluent programı ile elde edilen kızdırıcı bölgesi sonuçları	90
5.7. Ansys fluent programı ile elde edilen buharlaştırıcı gaz sonuçları.	92
5.8. Ansys fluent programı ile elde edilen ön buharlaştırıcı gaz sonuçları	95
5.9. Ansys fluent programı ile elde edilen ekonomizer gaz sonuçları.	97
5.10: Ansys fluent programı ile elde edilen çıkış bölgesi gaz sonuçları.	99
5.11: Ansys fluent programı ile elde edilen sayısal model sonuçları.....	100
6.1. Ansys fluent programı ile elde edilen mevcut model sonuçları.	103

ŞEKİLLER DİZİNİ

<u>Sekil</u>	<u>Sayfa</u>
3.1. Nitrik asit tesisinin proses akış diyagramı.....	23
3.2. Nitrik asit üretim tesisi	24
3.3. Seyreltik nitrik asit işletmesi	25
3.4. Amonyak oksidasyon reaktörü.....	28
3.5. Amonyak oksidasyon reaktörü kısımları şematik gösterimi.	29
3.6. Pt-Rh katalizör ve rashing halkaları	31
3.7. Oksidasyon reaktörü atık ısı kazanı kısmı.	33
4.1. Revizyon öncesi eski reaktör kare şeklinde sarımlı serpantinler.	43
4.2. Yeni reaktör ve spiral şeklinde sarımlı serpantinler.	44
4.3. Eşkenar üçgen hacmine bağlı olarak çarpıklık değerinin hesaplanması.	47
4.4. Normalize eşkenar açısı değerinden sapmaya bağlı olarak çarpıklık değerinin hesaplanması.	47
4.5. Hesaplama bölgesinde hücre ölçülerinin değişimi a) yumuşak değişim, b)geniş zıplama. .	48
4.6. Hesaplama bölgesindeki hücrelerin uzunluk/hacim oranları a) =1, b) >1.	48
4.7. Hesaplama bölgesindeki hücrelerin uzunluk/hacim oranlarının yetersiz ve iyi olduğu değişimlerin gösterimi.	49
4.8. Sonlu hacimler metodu için ağ yapısı.	50
4.9. Nitrik asit üretim prosesi cad çizimi.	56
4.10. Amonyak oksidasyon reaktörü CAD çizim modeli.	57
4.11. WHB-atık ısı kazanı cad çizim modeli.	58
4.12. Reaktör simetrik sayısal modeli.	58
4.13. Sayısal modelin ağ (mesh) ve kesit alanı.	60
4.14. Sayısal ağ (mesh) kesit-eşanjör bölgesi.	61
4.15. Sayısal ağ (mesh) kesit-eşanjör boruları.	61
4.16. Reaktör mevcut model kısımları.	62
4.17. 1.Sayısal model giriş ve katalizör bölgesi mesh gösterimi.	63
4.18. Sayısal model giriş ve katalizör bölgesi mesh sonuçları.	63
4.19. Sayısal model kızdırıcı bölgesi mesh gösterimi.	64
4.20. Sayısal model kızdırıcı bölgesi mesh sonuçları.	64
4.21. Sayısal model buharlaştırıcı bölgesi mesh gösterimi.	65
4.22. Sayısal model buharlaştırıcı bölgesi mesh sonuçları.	65
4.23. Sayısal model ön-buharlaştırıcı bölgesi mesh gösterimi.	66

ŞEKİLLER DİZİNİ (devam)

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
4.24. Sayısal model ön-buharlaştırıcı bölgesi mesh sonuçları.	66
4.25. Sayısal model ekonomizer bölgesi mesh gösterimi.	67
4.26. Sayısal model ekonomizer bölgesi mesh sonuçları.	67
4.27. Sayısal model çıkış bölgesi mesh gösterimi.	68
4.28. Sayısal model çıkış bölgesi mesh sonuçları.	68
4.29. Ansys fluentte mesh bağımsızlığı parametreleri.	70
4.30. Eleman boyutuna karşılık elde edilen çıkış sıcaklığı baz alınarak oluşturulan mesh bağımsızlığı grafiği.	71
4.31. Amonyak oksidasyon reaktörü sınır koşulları.	74
4.32. İşletme verisi eşanjör ortalama sıcaklık dağılımı.	75
4.33. Referans düzlemi (plane 1).	75
4.34. Amonyak oksidasyon reaktörü - eşanjör ortalama sıcaklık dağılımı.	76
5.1. Revizyon öncesi yıllık bazda reaktör kaynaklı duruşlar (h).	78
5.2. Revizyon öncesi ve sonrası reaktörde gaz giriş sıcaklık değerleri.	79
5.3. Revizyon öncesi ve sonrası reaktörde gaz çıkış sıcaklık değerleri.	79
5.4. Revizyon öncesi ve sonrası reaktörde eco giriş sıcaklık değerleri.	80
5.5. Revizyon öncesi ve sonrası reaktörde kızdırıcı çıkış sıcaklık değerleri.	80
5.6. Reaktör sayısal model bölgeleri.	85
5.7. Giriş bölgesi ve katalizöre ait inlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.	86
5.8. Giriş bölgesi ve katalizöre ait simetri düzlem üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.	86
5.9. Giriş bölgesi ve katalizöre ait outlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.	87
5.10. Kızdırıcıya ait inlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.	88
5.11. Kızdırıcıya ait simetri üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.	88
5.12. Kızdırıcıya ait outlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.	89
5.13. Kızdırıcıya eşanjörlerine ait a) Boru ve b) Su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları	89
5.14. Buharlaştırıcıya Ait inlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık Dağılımı.	90
5.15. Buharlaştırıcıya ait simetri düzleminde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.	91

ŞEKİLLER DİZİNİ (devam)

<u>Sekil</u>	<u>Sayfa</u>
5.16. Buharlaştırıcıya ait outlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.....	91
5.17. Buharlaştırıcı eşanjörlerine ait a) Boru ve b) Su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları.....	92
5.18. Ön buharlaştırıcıya ait inlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.....	93
5.19. Ön buharlaştırıcıya ait simetri düzleminde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.....	93
5.20. Ön buharlaştırıcıya ait outlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı...	94
5.21. Ön buharlaştırıcı eşanjörlerine ait a) Boru ve b) Su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları.....	94
5.22. Ekonomizere ait inlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.....	95
5.23. Ekonomizere ait simetri düzleminde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.	96
5.24. Ekonomizere ait outlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.....	96
5.25. Ekonomizer eşanjörlerine ait a) boru ve b) Su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları.....	97
5.26. Çıkış bölgesine ait inlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.....	98
5.27. Çıkış bölgesine ait simetri düzlem oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.....	98
5.28. Çıkış bölgesine ait outlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.....	99
6.1. Referans düzlemi üzerindeki hız ve sıcaklık dağılım kontörü.....	102

KISALTMALAR VE SİMGELER DİZİNİ

Sembol	Anlamı	Birimi	Sembol	Anlamı	Birimi
C_p	Özgül ısı	(J/kg ⁰ C)	T	Sıcaklık	(⁰ C)
D	Serpantin(Boru) çapı	(m)	Δt	Sıcaklık farkı	(⁰ C)
F	Dış kuvvetler	(N)	t	Zaman	(s)
g	Yerçekimi ivmesi	(m/s ²)	W	İş	kJ/kg
ΔH	Tepkime ısısı (Entalpi Değişimi)	kJ/kg	v	Hacim	(m ³)
$\Delta H_{giriş}$	Giriş entalpisi	kJ/kg	v	Hız	(m/s)
$\Delta H_{çıkış}$	Çıkış entalpisi	kJ/kg	y +	Boyutsuz duvar mesafesi	--
ΔH_{rxn}	Ürünler ve reaktanlar arasındaki entalpi farkı	kJ/kg	Q	Isı	W
k	Türbülans kinetik enerjisi	W/m ⁰ K	∇	Gradyant operatör	
ΔKE	Kinetik enerji değişimi	(J)	τ	Gerilme Tensörü	
Nu	Nusselt sayısı	--	β	BSL türbülans modeli katsayısı	--
Pr	Prandtl sayısı	--	μ	Dinamik viskozite	kg/ms
P	Basınç	Pa	θ	Sıcaklık fonksiyonu	--
ΔP	Basınç farkı	Pa	ω	Omega	--
ΔPE	Potansiyel enerji farkı	(J)	∂	Kısmi türev işareti	--
r	Yarıçap	(m)	ρ	Yoğunluk	(kg/m ³)
Re	Reynolds sayısı	--	σ	Stefan Boltzman sabiti	--
S_m	Sisteme Eklenen Kütle	kg	u, v, w	Akışkanın ortalama hız bileşenleri	--
δ_{ij}	Kronecker Delta fonksiyonu	--	x, y, z	Kartezyen koordinatlar	--

Kısaltmalar

ANSYS Fluent	Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği	NH ₃	Nitrik asit
ANSYS Workbench	Mesh programı	NO	Azot monoksit
CAD	Bilgisayar Destekli Tasarım	NO ₂	Azot dioksit
CFD	Computational Fluid Dynamics	O ₂	Oksijen
HAD	Hesaplamalı akışkanlar dinamiği	N ₂	Azot
RXN	Kimyasal Tepkime	H ₂ O	Su
SST	Shear stress transpor	HNO ₃	Amonyak
Solidworks	Çizim programı	DENox	Azot oksit artım
WHB	Atık Isı Kazanı		

1. GİRİŞ

Dünya genelinde küresel nüfus artışıyla birlikte gıda ve besin ihtiyaçlarının karşılanabilmesi amacıyla daha fazla tarımsal üretime ihtiyaç duyulmuştur. Bu sebeple insanoğlu giderek artan nüfusun talebi doğrultusunda daha verimli kaynaklar bulmaya çalışmış ve bunun sonucunda da çeşitli bitkiler için gübrelerin kullanıldığı tarım sistemleri geliştirilmiştir. 19. yüzyılın başında ilk defa Carl Bosch bitkilerin büyümesi için gerekli besin maddelerini sağlamak üzere organik veya inorganik maddeleri toprağa ilave ederek gübreleme uygulamasını başlatmıştır. 1913 yılında ise Haber-Bosch prosesinin ticari hale getirilmesinden yaklaşık 10-20 yıl sonra dünya nüfusunda daha hızlı bir artış gözlemlenmiş ve daha fazla gübre ihtiyacı oluşmuştur (Kimyasal Gübre Rehberi, 2018).

Nitrik asidin (HNO_3) en eski kayıtları 14. yüzyıla ve ilk cesur simya girişimlerine kadar uzanmaktadır. O yıllarda kraliyet suyunu (aqua regia) üretmek için kullanılmaktaydı. Kraliyet Suyunun en önemli özelliği altın ve platini çözebilen bir çözelti olmasıydı. Günümüzde ise daha çok gübre üretimi, kimyasal madde üretimi, patlayıcı madde üretimi, boya kimyasalları sektörü vb. kullanılmak üzere üretilmektedir. Nitrik Asit, oksitleyici veya asidik nitelikleri nedeniyle birçok endüstriyel uygulamada kullanılmaktadır.

Nitrik asit, son derece keskin kokulu ve aşındırıcı özelliklere sahip renksiz bir sıvıdır. Uzun süre depolandığında ve sıcaklığa maruz kaldığında, nitrojen oksitlere ve suya kendiliğinden ayrışma nedeniyle sararır. Çok sayıda madde ile kolayca reaksiyona girer ve suda çözündüğünde ısı üretir. Onu içeren reaksiyonların önemli bir kısmı patlayıcıdır. Hem nitrik asidin kendisi hem de tuzları güçlü oksitleyicilerdir.

Piyasa koşullarına zamanında uyum gösteren bir işletmenin başarısına etki eden etken en önemli faktör işletmenin etkin verimlilik ölçütüdür. Serbest rekabete dayanan bir ekonomide işletmelerin uzun dönemlerdeki kârlılık oranları, verimliliklerini yansıtan bir ölçüttür. Bu ölçüt kriteri ise, işletmelerin kâr oranlarındaki artışlar ile girdilerin gerçek maliyetlerinin azalmasına yani verimliliğin artışına bağlıdır.

Genel olarak enerji verimliliği; gaz, buhar, ısı, hava ve elektrikteki enerji kayıplarını önlemek, çeşitli atıkların geri kazanımı ve değerlendirilmesi veya ileri teknoloji ile üretimi düşürmeden enerji talebini azaltması, daha verimli enerji kaynakları, gelişmiş endüstriyel süreçler, kojenerasyon ve enerji geri kazanımları gibi etkinliği artırıcı önlemlerin bütünüdür. Enerji verimliliği çoğu gelişmiş ülkelerin politikalarında önemli bir yere sahiptir. Bir politika hedefi olarak enerji verimliliğinin önemi, ticari, endüstriyel rekabet ve enerji güvenliği

faidalarına bağlıdır. Bunun yanında CO₂ emisyonlarının azaltılması gibi çevresel faidaları da artırmaktadır. Enerji verimliliği konusu, enerji üretimi ve tüketimi alanında genel etkinlik çalışmalarının tümünü kapsamaktadır (Yıldız vd., 2018).

Bu çerçevede, bir yandan en az kaynak kullanımıyla en çok enerji üretiminin gerçekleşmesi, diğer yandan aynı miktar enerji kaynağı kullanılarak daha çok üretimin sağlanmasına yönelik çalışmalar önem kazanmıştır. Bu çalışmaların daha çok gelişmiş ülkelerde kamu kurumları, büyük şirketler ve üniversiteler tarafından yürütölen programlarla gerçekleştirildiği gözlenmektedir. Enerji verimliliği, ölkemiz için öncelikli konu olup hem sektörel rekabeti artıracak hem de ekonomimizin sürdürülebilir büyümesine öncölük edecektir (Daloğlu, 2007).

Bu çalışmada, bir kimyasal gübre üreten nitrik asit üretim tesisinde işletmenin kendi dinamiği göz önüne alınarak enerji verimliliğini arttıracak parametrelere bakılmıştır. % 100 HNO₃ olarak 610 ton/gün % 56'lık seyreltik nitrik asit ve 33 ton/h kızgın buhar üreten bu nitrik asit üretim tesisinde; enerji tüketiminin fazla olduğu süreçler belirlenmiş olup tüketim değerlerinin düşürölmesi hedeflenmiştir. Tüketimi düşürmek için çözüm alternatifi olarak enerji verimliliği odaklı çalışmalar yapılmıştır.

1. aşamada; tesiste arıza veren problemler ele alınmıştır. Makina kaynaklı duruşlar irdelenmiştir (Erbaş vd., 2021). Arızaların % 90 nın reaktör kaynaklı olduğu görölmüştür. Bu sebeble; Nitrik asit üretim tesisinde duruşların nedeni araştırılmıştır.

2. aşamada, ilk öncelik amonyak oksidasyon reaktörü ele alınıp incelenmiştir. Eski ve yeni reaktörlerin parametreleri değerlendirilip verimlilikleri analiz edilmiştir (Akbulut vd., 2021).

3. aşamada; yeni reaktör 3D boyutlu olarak modellenmiştir. ANSYS Fluent programında sayısal analizi yapılmış ve mevcut güncellenen reaktörün akış özellikleri ve parametreleri incelenmiştir.

2. LİTERATÜR ÇALIŞMASI

Bartosz vd. (2019), bir nitrik asit tesisinde çalışan amonyak oksidasyon reaktörünün çeşitli tasarım değişikliklerinin bir hava-amonyak karışımının akış dağılımı üzerindeki etkisini araştırmıştır. Türbülanslı akışın CFD (Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği) simülasyonları, RANS (Reynolds Ortalamalı Navier-Stokes) denklem sistemini kapatmak için SST k- ω türbülans modeli ile gerçekleştirilmiştir. Simülasyon sonuçları, uygun şekilde seçilmiş delikli plaka ekranının ve konik difüzörün, amonyak oksidasyon katalizörleri ve nitroz oksit ayrışması için katalizörler üzerinde düzgün gaz akışı sağladığını göstermiştir. Katalitik gazlı bezler altında farklı yerlerde nitroz gazların tek tip sıcaklığına ve amonyak oksidasyonunun ve nitroz oksit ayrışmasının yüksek verimine deneysel olarak ulaşıldığı kanıtlanmıştır.

Abbasfarda vd. (2014), Şiraz Petrokimya Kompleksi'ndeki (SPC) amonyak oksidasyon reaktörü içindeki akış dağılımını, hesaplamalı akışkanlar dinamiği kullanarak simüle etmiştir. CFD sonuçları, reaktörün uygun olmayan başlık tasarımı nedeniyle akışın reaktör içinde düzgün olmayan bir şekilde dağıldığını göstermiştir. Amonyak oksidasyon reaktörü içindeki gaz akışının CFD modellemesi geliştirilmiş ve reaktörün uygun olmayan başlık tasarımı nedeniyle akış hatlarındaki sapma ortaya çıkarılmıştır. Ayrıca, bu tür bir hatalı dağılımın olası sakıncaları analiz edilmiş ve endüstriyel gözlemlerle karşılaştırılmıştır. Sonuç olarak, reaktör içindeki gaz akışının hatalı dağılımının reaktörün performansını doğrudan etkileyebileceği bulunmuştur.

Wiser (2020), daha önce Kraehnert ve Baerns tarafından yayınlanan platin üzerinde amonyak oksidasyonunun mekanik bir modelinin hız eşleme yaklaşımı [Vot209] kullanılarak bir CFD simülasyonunda uygulandığı bir modelleme yaklaşımını açıklamıştır. Bu modelleme yaklaşımı için üç ana uygulama alanı ele alınmıştır: • Katalitik gazlı bezin proses performansı üzerindeki geometri etkisi • Katalizör yüzeyinin yeniden yapılanmasının proses performansı üzerindeki etkisi • Laboratuvar ölçekli reaktörün CFD modellemesi tel gazlı bezler. Ayrıca, bu çalışmada sunulanlar gibi çok ölçekli simülasyonlar, reaktörün kusurlarını modele dahil ederek ve ardından laboratuvar ölçümlerini model tahminleriyle karşılaştırarak, kusurlu reaktör verileriyle bile kinetik mekanizmaları doğrulama imkanı sunabilmiştir.

Granda vd. (2020), durağan ve durağan olmayan durumdaki buhar kızdırıcısının bir CFD modelini sunmuştur. Geliştirilen model, seçilen buhar ile baca gazı parametrelerinin ve buhar kızdırıcı tüplerinin duvar sıcaklığının ayrıntılı dağılımlarının elde edilmesini sağlamıştır. Geçici bir durumu çözerken iki durum dikkate alınmıştır. Ayrıca SST ve k- ϵ türbülans modellerinin yanı sıra ağ parametrelerinin elde edilen sonuçlar üzerindeki etkisini de açıklamıştır. SST türbülans modelinde ve ölçümlerden elde edilen değerlerle ilgili olarak buhar ve baca gazı çıkışındaki kütle

sıcaklığının $y+1$ relatif hatası sırasıyla % 0,2 ve % 0,7'tür. $k-\varepsilon$ modeli için bağıl hata, buhar sıcaklığı için % 3,2 ve baca gazı sıcaklığı için % 7,3'tür. Ayrıca baca gazından buhara aktarılan ısı akışı ve buharın baca gazından emdiği ısı akışı hesapların kalitesini doğrulamak için belirlenmiştir. Elde edilen ısı akış değerleri arasındaki farklar % 0,4 düzeyinde olmuştur.

Carlucci vd. (2022), dünya genelinde amonyak tesislerinde dikey atık ısı kazanı (WHB) sorunlarına çözüm aramak için CASALE tasarımını geliştirmiştir. Bu atık ısı kazanlarının tasarımı sayesinde en yüksek müşteri faydası elde edilmiştir. Dikey yeni WHB sayesinde; çamur birikme derdi bitmiştir, yüksek derecede sistem esnekliği sağlanmıştır. % 100 boşluksuz tasarım sayesinde çatlak korozyonu riski yok edilmiş ve titreşim sorunu ortadan kalkmıştır

Abbasfarda vd. (2012), bir amonyak oksidasyon reaktöründe termal olarak bağlanmış bir atık ısı kazanına entegre edilmiş $1C_{-0.5M_o}$ çelikten yapılmış birkaç süper ısıtıcı tüpünün çıkış bölgesinde tekrarlanan arızaları gözlemlenmiştir. Arızalı bir tüpün vaka çalışması yapılmıştır. Tüpler normal çalışma sıcaklığı $480\text{ }^{\circ}\text{C}$ ve iç basınç 44 bar iken, kızdırıcı tüplerin bazı kısımlarında şişkinlik gözlemlenmiştir. Tüp sertlik ölçümleri, kopmuş, kırılmamış ve başlıklar dahil olmak üzere seçilen kızdırıcı tüpler üzerinde gerçekleştirilmiştir. Kızgın ısıtıcı tüplerinin tekrarlayan arızalarının ana temel nedeni, zamanla süper ısıtıcı tüplerinin termal direncini düşüren tüplerin hızlı soğumasını takiben kısa süreli aşırı ısınması olduğundan çıkış hattındaki bir havalandırma valfi vasıtasıyla buhar tamburunun basıncının alınmasıyla sağlanabilen kızdırıcı tüplerin güvenli bir şekilde soğutulması için yeterli buhar akışının olması tavsiye edilmiştir.

Janiczek ve Simplified (2014), sıvı nitrik asit çözeltilerindeki düşük konsantre gaz halindeki nitrojen oksitlerin fiziksel emilimini hesaplamak için bir yöntem sunmuştur. Bu yöntem, gaz/sıvı oranına, absorpsiyon sistemine karşılık gelen teorik plaka sayısına ve diğer proses parametrelerine bağlı olarak absorpsiyon verimliliğinin hesaplanmasından oluşmuştur. Burada amaç, nitrik asit tesislerinden çıkan egzoz gazındaki nitrojen oksit içeriğini azaltmak ve nitrik oksit absorpsiyonunun verimliliğini artırmanın bir metodunu oluşturmaktır. Uygun şekilde seçilmiş bir konsantrenin nitrik asit çözeltisi elde edilmiştir. Çıktı parametrelerinin varsayılan değerlerine dayanan hesaplamaların sonuçları sunulmuştur. Sonuçlar, özellikle rejenerasyon aşaması için AR sürecinin rasyonel şekillendirilmesi için sunulan hesaplamalardan oluşmuştur. Ozonun nitrik asit üretim teknolojisine dahil edilmesinin önemli teknik ve ekonomik olduğu kadar ekolojik ilerleme de sağlayacağı görüşünü sunmuştur.

Ardy vd. (2021), bir amonyak tesisindeki birincil atık ısı kazanında (WHB) kapak sızıntısını incelemiştir. Arızanın temel nedenleri, görsel inceleme, kimyasal analiz, metalografik

inceleme, sertlik testi ve tortu analizi dahil olmak üzere laboratuvar incelemeleriyle araştırılmıştır. Dış ile iç kapak ve boru yüzeylerinin genel durumunu ve farklılıklarını gözlemlemek için görsel inceleme yapılmıştır. Sonuç olarak; sızdıran kapağın tasarımı 2,4 mm daha kısa olan uygun olmayan dikey kısmı, kapak içindeki türbülanslı akışı tetikleyebileceği, iç yüzeyde duvar incilmesi olacağı ve korozyona (FAC) yol açabileceği için kapağın boyutları ve malzemesini değiştirilmiştir.

Zornitza (2010), üç atık buhar ve/veya yoğunlaşma arıtma yöntemini analiz etmiştir. Analiz edilen sistemlerin ekserji kayıplarının ve mükemmellik derecesinin hesaplanması, daha makul sonuçlar elde etmek için AN üretim sahasının tamamının analiz edilen sisteme dahil edilmesi gerektiğini göstermiştir. Sonuçlar, analiz edilen arıtma proseslerinin çevresel etkilerine ilişkin makul bir tahmin ve karşılaştırma elde etmek için genel enerji ile ekserji bazlı endeks setlerinin kullanılması gerektiğini göstermiştir.

Abián vd. (2021), NH_3 'ün farklı sıcaklıklar ve stokiyometrilere için dönüşümü incelemiştir. Oksitleyici koşullar altında NO oluşumu meydana gelirken, kayda değer NO_2 ve N_2O oluşmadığı gözlemlenmiştir. Deneyler, 875 ila 1450 K sıcaklık aralığını kapsayan ve farklı hava fazlalık oranları için bir laboratuvar kuvars borulu akış reaktöründe atmosfer basıncında gerçekleştirilmiştir. Deneysel sonuçlar, ayrıntılı bir kimyasal-kinetik mekanizma açısından simüle edilmiş ve yorumlanmıştır. Bu sonuçlar, O_2 mevcudiyetinin amonyağın dönüştürülmesi için önemli bir faktör olduğunu göstermiştir. NO_2 ve N_2O mevcut çalışmanın herhangi bir koşulunda ölçülmemiştir.

Scheuer vd. (2011), amonyağın oksidasyonu için yüksek verimli tek kanallı monolit reaktör modeli uygulamıştır. Platin üzerinde amonyak oksidasyonu için mekanik bir model kullanılmış, tüm dahili ve harici kütle transfer etkileri dahil edilmiştir. Model verimliliği, kütle dengesi denklemlerinin önceden hesaplanmış çözümlerinin kullanımından elde edilmiştir. Spline interpolasyon fonksiyonları, reaktör modelinin bir hacim elemanının kütle dengelerinin önceden hesaplanmış çözümlerinden oluşturulmuştur. Çözüm haritalama yaklaşımının uygulanması, kütle dengelerinin sayısal çözümüne kıyasla, konsantrasyon profillerinin çözümünü 3200'den daha fazla hızlandırmıştır. Bu şekilde, bir amonyak oksidasyon katalizöründeki bir kararlı durum konsantrasyon profili, 0.003' ten daha az bir sürede hesaplanabilmiştir.

Einaga vd. (2015), etilenin fotokatalitik oksidasyonu, iki tip ideal olmayan sabit yataklı akış reaktörü kullanılarak 295 °K'de bir TiO_2 katalizörü üzerinde giriş gazındaki çeşitli gaz akış hızlarında ve etilen konsantrasyonlarında dikdörtgen ile silindirik reaktörlerde gerçekleştirmiştir. Silindirik reaktör ile dikdörtgen reaktördeki etilen oksidasyon davranışı karşılaştırılmıştır.

Dikdörtgen reaktörde, tüm koşullar altında etilen oksidasyonu için kararlı durum aktiviteleri elde edilmiştir. CFD analizi yoluyla elde edilen yüzey reaksiyonları için kinetik parametreler, deneysel verilerle iyi uyum sağlamıştır. CFD analizi ayrıca reaktördeki etilen konsantrasyonu dağılımının gaz kalma süresi dağılımına bağlı olduğunu da ortaya çıkarmıştır.

Zhuchenko vd. (2020), reaktör alanı dinamiğinin basitleştirilmiş bir matematiksel modelinin kullanımını ele almıştır. Bu model temelinde araştırma yapılmış ve APS oksidasyon reaktörünün hızlanma eğrisi oluşturulmuştur. Bu nedenle, matematiksel model, belirli bir zamanda reaktör işletiminin dinamiklerinde ve sürecin teknolojik parametrelerinde her katmanın sıralı bir hesaplamasıyla basitleştirilmiş bir denklem sistemi sağlamıştır. Oksidasyon reaktörü, otomatik kontrolün bir nesnesi olarak kabul edilmiş ve diferansiyel denklemler şeklinde matematiksel bir dinamik modeli ile tanımlanmıştır. Reaksiyon hacminin dinamiği modeli, temas katmanındaki sıcaklığın yük akışına bağımlılığını, ayrıca azot oksit konsantrasyonunun akış hızına ve temas anında reaksiyon karışımının sıcaklığına bağımlılığını yansıtmıştır. Önerilen matematiksel model, amonyak-hava karışımının maksimum dönüşüm derecesinin elde edilmesini sağlayan maksimum yük modunda üç temas katmanına sahip bir reaktörün dikkate alınmasına izin vermiştir.

Balıkcı vd. (2022), kendinden kanatlı (finli) borulu ekonomizer kullanılarak termal performans artırılmaya çalışmıştır. Çalışmayı hem deneysel hem de nümerik olarak karşılaştırmıştır. Termal performansı ölçebilmek için deney seti kurulmuştur. Ayrıca ısı transfer analizi için Solidworks Flow Simulation programı, performans ölçümü için FireCAD programı kullanılmıştır. Çalışmanın diğer çalışmalardan en önemli farkı, kanat aralık mesafeleri değiştirilerek farklı tip finli boruların kullanılmasıdır. Kanat aralıkları 5, 10 ve 14 mm olarak belirlenmiştir. Kanat aralıklarına göre tüm borularda ısı transferleri ve basınç düşümleri için hesaplamalar yapılmıştır. Ekonomizer performansına en iyi etki de bulunan fin aralığı teorik ve deneysel olarak incelenip gözlenmiştir.

Kishan vd. (2020), çeşitli boru desenlerine sahip borulu ve kutulu ısı eşanjörü tasarlamıştır. ANSYS programlama aracını kullanarak boru ve kabın giriş ve çıkış noktalarındaki akış ile sıcaklık alanını incelemiştir. Bu incelemede 175 mm çapında çeşitli silindir yapılarına sahip üç tip ısı eşanjörü planlanmıştır. Isı değiştiricinin ısı değişim oranını artırmak için, ısı değiştiricilerin en iyi parametre kombinasyonunu ayırt etmeye çalışan ilerleme yapılmıştır. Tüp genişliği bir bilgi değişkeni olarak kullanılmış ve verim parametresi en aşırı sıcaklık seçilmiştir. ANSYS 14.0'da ısı eşanjörünün boru çeşitleri baz alınarak üç tip model tasarlanmış ve CFX incelemesi tamamlanmıştır.

Manickam vd. (1998), hem gaz hem de partikül yanıcı maddelerden oluşan tipik fabrika atık gaz kullanan bir atık ısı geri kazanım kazanı için bir model geliştirmiştir. Model, kazan içindeki gaz ile partiküllerin sıcaklıklarının ve dolayısıyla kazan duvarlarında birikme olasılığının hesaplanmasına izin vermektedir. Model, tipik bir atık ısı kazanı geometrisine, yanıcı maddeler (kömür) ve yanıcı olmayan partiküllerin bir karışımını içeren tipik bir gaz bileşimine uygulanmıştır. Brülör bölgesindeki karışım, yanması ve karışım partikül sıcaklığı model kullanılarak analiz edilmiştir. Yanma kararlılığı, yanma kinetiğini açıklayan basit bir Eddy ayrışma modeli kullanılarak da incelenmiştir.

Salmana vd. (2018), iki farklı NO konsantrasyonunda nitrik oksidin oksidasyonunu incelemek için ağırlıkça % 1 Pt/Al₂O₃ katalizörü kullanmıştır. Katalizör, N₂ adsorpsiyonu ve CO kimyasal adsorpsiyonu kullanılarak karakterize edilmiştir. Sıcaklığın ve besleme konsantrasyonunun katalitik aktivite üzerindeki etkisi araştırmıştır. % 10 NO ve % 6 O₂ içeren bir besleme için Pt/Al₂O₃, 300 °C'nin üzerinde önemli katalitik aktivite sergilemiştir. Beslemede %15 H₂O ilavesinin katalizör aktivitesi üzerinde önemsiz bir etkisi olmuştur. 33 kJ/mol'lük görünür bir aktivasyon enerjisi gözlemiştir.

Bang vd. (2020), bir fırına yüksek sıcaklıkta kızgın buhar üretmek için silindirik bir kızdırıcı yerleştirilmiş ve ısı akış özelliklerini incelemiştir. Isı transfer performansını iyileştirmek için çeşitli eğrilik açılarına sahip dairesel kanatçıkların kızdırıcının içine uygulanmasının etkisi analiz edilmiştir. Silindirik kızdırıcıya akan buhar, kızdırıcının dibine düşerken duvar yüzeyi boyunca dönen bir akış göstermiş ve yüksek sıcaklıktaki yanma gazından ısı almıştır. Sonuç olarak, kanatsız kızdırıcı ile karşılaştırıldığında, basınç düşüşü düz kanatlarda % 2,2, 30° kanatlarda % 2,8 ve 60° kanatlarda % 3,8 artmıştır. Tahliye buhar sıcaklığı düz kanatlarda % 0,5, 30° kanatlarda % 1,8 ve 60° kanatlarda % 2,4 artmıştır. Ayrıca Nusselt sayıları düz kanatlarda % 19,6, 30° kanatlarda % 20,3 ve 60° kanatlarda % 21,5 artmıştır.

Ashcrof vd. (2020), temel neden analizinin kullanılmasıyla performanstaki düşüşün potansiyel nedenlerini derinlemesine ve hızlı bir şekilde gözden geçirmiştir. Müşteri tesis mühendisleri ve JM mühendisleri, birlikte çalışarak ve yerleşik sorun çözme metodolojilerini kullanarak çok sayıda potansiyel nedeni az sayıda olası temel nedene indirgeyebilmiştir. Bu bilgi, fabrika mühendislerinin sepet arızası durumunda olası sepet onarımlarını hazırlamasına ve düzenlemesine ve gazlı bez sisteminin kirlenmesi veya hasar görmesi durumunda herhangi bir ek gazlı bez sipariş etmek için bilinçli karar vermesine olanak tanımıştır. Sonuç olarak, kapatma için harcanan süre genellikle en aza indirilmiş ve daha fazla üretim kaybının etkisi azaltılmıştır.

Salam vd. (2016), bir nitrik asit tesisinde nitrik oksit üretimi için katalitik amonyak oksidasyon reaktörünün Pt/Rh katalizörünün gazlı bezleri üzerinde modellenmesi üzerine çalışmıştır. Reaktörü besleyen gaz karışımı için viskozite, kütle transferi ve kinetik denklemler kullanılmış, kısmi basınç ve amonyağın mol fraksiyonu esas alınmış, ayrıca oksidasyon işlemi sırasında platin kayıplarını tespit etmek için tel çapı dikkate alınmıştır. Katalitik oksidasyon reaktörünün performansını araştırmak için, amonyağın nitrik okside dönüşüm verimlerinin belirlenmesine yönelik adi denklem matematiksel modelde sayısal olarak çözülmüştür. Döngü boyunca giriş karışım sıcaklığı, karışım konsantrasyonu, giriş basıncı ve gazlı bez sıcaklığı ile dönüşümün değişimi incelenmiştir. Platin oksit (PtO_2) olarak platin kayıp oranı, matematiksel modelin sayısal çözümü kullanılarak gazlı bezlerin yüzey sıcaklığı ile incelenmiştir. Modelleme sonuçları endüstriyel bir reaktör verileriyle karşılaştırılmıştır. İncelenen tüm değişkenler için endüstriyel verilerin matematiksel model kullanılarak elde edilen verilerle karşılaştırılması, modelin çalışma değerlerini minimum sapma ile tahmin etme doğruluğunun daha yüksek olduğunu göstermiştir.

Mashruk vd. (2022), atmosferik koşullarda amonyak/hidrojen karışımları için nitrojen oksit emisyonlarının eğilimlerini araştırmıştır. NO, NO₂ ve N₂O üretimleri/tüketimleri yanmamış amonyak ile birlikte detaylı olarak ele alınmıştır. Tüm durumlar, hidrojen yakıtı boyunca türbülanslı, girdap dengeli alev konfigürasyonunda ölçülmüştür. Ayrıntılı reaksiyon kimyası kullanan bir kimyasal reaktör ağı (CRN) kullanılarak ayrıntılı bir kimya analizi yapılmıştır. Sonuçlar, NO ve NO₂ emisyonlarının $\Phi = 0.8$ civarında zirve yapmış, çok zayıf koşullarda önemli miktarda N₂O üretilmiştir, Alevlerdeki OH radikallerinin ve O/H havuzlarının mevcudiyeti yakıt NO oluşumuna katkıda bulunmuştur ve bu da NO₂ ve N₂O üretmiştir. Bununla birlikte, çok zayıf koşullar N₂O'nun hayatta kalmasını sağlayan daha düşük sıcaklıklara yol açmıştır.

Chernyshev ve Zjuzin (2001), bir nitrik asit tesisinde amonyak oksidasyon sürecinde güvenlik ve platin kaybı açısından çalışmıştır. Tüm en önemli aşamalardan biri olan yeni bir elektrikli ısıtma platin alaşımlı gazlı bez katalizörü araştırılmıştır. Platin-Rodyum telli katalizörler için elektrikli ısıtma cihazı ve yeni prosedür, çalıştırma sırasında patlama tehlikesini ve platin kayıplarını azaltmıştır.

Sadykov vd. (2000), yüksek basınçlı iki yataklı (Pt gazlı bezler + yekpare oksit katmanları) teknolojisindeki nitrik asit üretiminde amonyak oksidasyonu için endüstriyel oksit katalizörlerinin araştırılması ve geliştirilmesine yönelik uzun vadeli çabaların sonuçlarını incelemiştir. Değerli metallerin ve oksitlerin yüksek sıcaklıkta amonyak oksidasyonunda

performansını belirleyen ana faktörler dikkate alınmıştır. Yüzey atomik yapısı tarafından belirlenen yüzey oksijen bağ kuvveti en önemlisi olduğundan; kontrollü nitrik oksit seçiciliği ve yüksek sıcaklıktaki amonyak oksidasyon sürecinde iyi stabiliteye sahip perovskitler dahil olmak üzere karışık oksit sistemlerinin sentezine yönelik mevcut yaklaşımlar analiz edilmiştir.

Rebrov vd. (2003), izotermale yakın koşullarda oldukça ekzotermik reaksiyonların kinetik çalışmalarının yanı sıra, kayda değer ısı transferi yoğunlaşması potansiyelinin olduğu prosesler için gerekli olan minyatür reaktör sistemlerinin avantajlarının gösterilmesine odaklanmıştır. Bir mikroyapılı reaktör/ısı eşanjörünün (MRHE) dört farklı çapraz akış tasarımının ısı transfer özellikleri, model reaksiyon olarak bir platin katalizör üzerinde amonyak oksidasyonu kullanılarak CFD simülasyonu ile incelenmiştir. Sonuçlar, yüksek ekzotermik reaksiyonlar durumunda uygun ısı yönetiminin yanı sıra kinetik araştırma için güvenilir araçlar olarak mikro yapıli cihazların açık potansiyelini göstermiştir.

Rajeshkumar vd. (2021), ısı eşanjörlerinin performansının iyileştirilmesi için borulu ısı eşanjörünün performansı, CFD kullanılarak farklı bir Kanat düzenlemesi ile incelemiştir. Bu analiz, giriş debisinin belirtilen koşullarına sahip mevcut bir borulu ısı eşanjörü için yapılmış ve üç farklı nozul arasındaki ısı alışverişi ANSYS aracılığıyla modellenmiştir. CFD formülasyonu sürecinde üretilen ısı, matematiksel ve analitik sonuçların karşılaştırılmasına yardımcı olmuştur.

Banu vd. (2022), ANSYS-2021 Fluent kullanılarak yapılan analiz için kanatlı ve tüplü ısı eşanjörü ele almıştır. Aynı model simüle edilmiş ve MATLAB Simulink ile karşılaştırmıştır. Kanat tarafı ısı transfer katsayıları ile kanat verimi gibi ısı transfer parametrelerinin kütledebiler ve geometrik parametrelerle değişimi gözlemlemiştir. Elde edilen sonuçlar CFD analizleri matematiksel simülasyon ile doğrulanmış ve sonuçlardaki farklılıkların sebepleri belirlenerek tartışılmıştır. Her iki eserle elde edilen bazı çıkarımlar ele alınmıştır.

Perez-Ramirez ve Vigeland (2005), amonyağın yüksek sıcaklıkta oksidasyonu için oksijen ileten zarlara dayalı bir amonyak oksidasyon prosesi uygulamıştır. Bu uygulamayla nitrik asit üretiminde önemli bir adım atılmıştır. Üstün NO seçiciliğinin yanı sıra, O₂'nin havadan membranlarla yerinde ayrılması, son derece kompakt ve yoğunlaştırılmış üretim birimleri sağlamıştır. Toplam akıştaki azalma, boru tesisatında yoğunlaşmanın yanı sıra, soğurma kulesi ve artık gaz dizisi dahil olmak üzere ana tesis birimlerinde ciddi bir boyut küçülmesine olanak sağlamıştır. Ayrıca, yüksek basınç gerektiren absorpsiyon aşamasından önce NO_x gazının sıkıştırılması için enerji tasarrufu, gelişmiş nitrik asit oluşumuna katkıda bulunmuştur. Daha verimli ve sürdürülebilir bir süreç elde edilmiştir.

Perez-Ramirez vd. (2003), nitrik asit üretiminde N_2O kontrolü için mevcut N_2O oluşumunun süreç içindeki konumuna bağlı olarak emisyonlarını azaltmak için analizler yapmıştır. Birincil azaltma seçenekleri, amonyak oksidasyon katalizöründeki modifikasyonlarla, ikincil azaltma, amonyak dönüştürücü ile soğurucu arasındaki seçeneklerle, üçüncül azaltma, genleştiricinin akış yukarısındaki artık gaz seçenekleriyle ve dördüncül azaltma ise genleştiricinin akış aşağısındaki artık gazdaki seçeneklerle ilgili sunulmuştur. Azaltma teknolojileri, teknik avantaj ile dezavantajlara ve maliyet etkinliğine göre değerlendirilmiştir.

Pottbacker vd. (2022), endüstriyel amonyak oksidasyonunu, ayrıntılı tamamlayıcı CFD simülasyonları ile birlikte çözümlenmiş ölçümler kullanarak incelemiştir. Amonyak oksidasyon reaktörleri içindeki yüksek konsantrasyon gradyanlarının çözülmesine izin veren profil ölçüm tekniğinin yüksek çözünürlüğü gösterilmiştir. Bu yaklaşım kullanarak, endüstriyel çalışma koşulları aralığında çok yönlü sistematik amonyak oksidasyonu çalışmaları yürütülmüş olup model koşullarında mevcut deneysel verilerle boşluklar doldurulmuştur. Böylece endüstriyel amonyak oksidasyonu hakkında yeni ayrıntılı bilgiler sağlanmıştır.

Mirvakili vd. (2021), radyal eksenel akışlı üç yataklı bir sentez amonyak reaktörü ve reaktörün ortasında iki ısı eşanjörü incelemiştir. İki boyutlu eksenel-radyal akışlı ve ara soğutuculu akışkan rejim tipine göre çalışılmıştır. Reaktör boyunca sıvı akışı, konsantrasyon ve sıcaklık profillerini tahmin etmek için iki boyutlu matematiksel modelleme kullanılmıştır. Navier-Stokes, kütle ve ısı kısmi diferansiyel denklemleri, sonlu eleman üzerinde ortogonal eşdizimlilik yoluyla aynı anda çözülmüştür. Sonuçlar endüstriyel verilerle karşılaştırılmış ve iyi bir uyum gözlemlenmiştir.

Mahmoodi vd. (2017), ticari bir CFD aracı kullanılarak endüstriyel bir kükürt geri kazanım ünitesinin termal reaktör fırınındaki gaz akışı davranışı, ısı transferi ve kimyasal türlerin taşınmasını incelemiştir. Kütle, momentum, enerji ve türlerin korunumu denklemleri sonlu hacim yöntemiyle çözülmüştür. Bu CFD simülasyonlarında RNG-k- ϵ türbülans modeli kullanılmıştır. Ayrıca 432 reaksiyon ve reaksiyona giren 87 tür içeren detaylı kimyasal reaksiyon mekanizmaları da modelde açıklanmıştır.

Abdoli vd. (2018), bir petrol rafinerisi'nde ticari Ansys Fluent yazılımı ile kuru havadaki O_2 zenginleştirmesinin üretilen kükürt miktarı, kirleticiler ve reaksiyon fırını sıcaklığı üzerindeki etkisini araştırmıştır. Sırasıyla türbülanslı akışı, yanmayı ve radyasyonu modellemek için k- ϵ , girdap dağılımı ve P1 modelleri kullanılmıştır. Ayrıca, reaktör sıcaklığı ve ürünlerin mol fraksiyonunun sayısal tahminleri deneysel verilerle doğrulanmıştır. O_2 zenginleştirmesi, nemsiz giriş havası varsayılarak üç durumda yapılmıştır. O_2 konsantrasyonu arttıkça, yanma sıcaklığı

üniform olarak artmış ve yüksek O_2 konsantrasyonunda kükürt geri kazanımı maksimuma ulaşmıştır. Ayrıca, yüksek O_2 konsantrasyonu ile COS ve CS_2 gibi kirleticilerin miktarı önemli ölçüde azalmıştır. Önceki çalışmalara kıyasla daha doğru tahminler veren sayısal simülasyon amacıyla altı aşamalı bir kimyasal kinetik kullanılmıştır.

Abbasfard vd. (2013), nitrik asit tesisinin baca gazındaki NO_x 'i tutmak için bir endüstriyel radyal akışlı reaktörün simülasyonu içeren bir matematiksel model geliştirmiş ve doğrulamıştır. Konfigürasyonların performansını araştırmak için kütlenin korunumunu içeren bir matematiksel model geliştirmiştir. Model, yerli petrokimya kompleksinde bulunan bir nitrik asit fabrikasında kontrol edilmiştir. Modelleme sonuçları ile tesis verileri arasında iyi bir uyum gözlenmiştir. Basınç ve sıcaklık gibi bazı önemli parametrelerin NO_x üzerindeki dönüşüm etkileri analiz edilmiştir.

Taler vd. (2018), kızdırıcı modellemesi için yeni bir yöntem önermiştir. Bu yöntem, yüksek doğruluk sağlarken sayısal hesaplamalarının kısa sürmesi nedeniyle kızdırıcıların kül kirlenmesini çevrimiçi olarak izlemek için geliştirilmiştir. Dağıtılmış parametrelere sahip sonlu farklar modeli, buhar, boru duvarı ve baca gazı için enerji korunumu denklemlerinin çözümüne dayanmaktadır. CFD kızdırıcı modeli de sonlu fark modelini doğrulamak için geliştirilmiştir.

Kim vd. (2019), bir kızdırıcı doymuş buhar ile egzoz (baca) gazı arasındaki ısı alışverişini yoluyla aşırı ısıtılmış buhar üretmek için bir yakma fırınından gelen atık ısı kullanmıştır. Hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD), son zamanlarda kızdırıcıları başarılı bir şekilde analiz etmek için kullanılmaktadır. Bu çalışmada, 180 °C ve 3,4 bar'daki buhar, silindirik bir kızdırıcı aracılığıyla, katı atık yakıt yakıcıdan çıkan 900 °C'deki egzoz gazı kullanılarak 700 °C ve 3 bar'ın üzerindeki aşırı ısıtılmış buhara dönüştürülmüştür. Aşırı ısıtılmış buhar daha sonra su elektrolizinin hidrojen üretim verimliliğini artırmak için yüksek sıcaklıktaki katı oksit elektrolit hücresine verilmiştir. Fırın boyutunun, kızdırıcı boyutunun, giriş ve çıkış çaplarının ve buhar üretim miktarının çıkış sıcaklığı üzerindeki etkilerini incelemek için ticari bir Fluent simülatörü kullanılarak CFD analizleri de yapılmıştır. CFD simülasyon sonuçlarının geçerli olduğu, deneysel ölçümler ile simülasyon sonuçları arasındaki hata oranının % 2'den az olduğunu gösteren bir pilot deney cihazı tarafından belirlenmiştir.

Rahimi vd. (2006), plaka uzun kızdırıcı tüplerindeki tüp hasarının nedenini bulmak için uzun ve kısa tüplerde çalışma koşullarını analiz etmiştir. İlk adımda, kazan içindeki akış hidrodinamiği ve sıcaklık alanları incelenmiştir. Gerçek süreçte uzun ve kısa boruların çalışma koşulları arasındaki farkları incelemek için tahmin edilen hız analiz edilmiştir. Sonuçlar, her iki

tüp için ayarlanan eşit basınç farkına rağmen, uzun tüpteki genel hız büyüklüğünün kısa tüpteki karşılık gelen değerden daha küçük olduğunu göstermiştir.

Madejski vd. (2022), hem sabit hem de geçici durumlarda, büyük ölçekli kömür yakıtlı dolaşımli akışkan yataklı kazan (CFB) kazanında çalıştırılan buhar kızdırıcısının termal ve akış modelleme sonuçlarını sunmuştur. Kızdırıcı duvarın matematiksel modeli; “Kontrol Hacmi Tabanlı Sonlu Elemanlar Yöntemi” olarak ayarlanmıştır. Toplam ısı transfer katsayısı, mevcut ölçüm verileri ve Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği (CFD) modellemesi kullanılarak elde edilen sonuçlar tam yükte ve sabit durum koşullarında analiz edilen kazan tipi için hesaplanmıştır. Makalede sunulan yöntemler, karmaşık akış düzenlemelerine sahip kızdırıcılardaki geçici akışın ve termal süreçlerin modellenmesine uygulanabilmiştir. Önerilen yöntemin avantajı, ayrıntılı ve karmaşık 3D modellere kıyasla kısa bir hesaplama süresi olmuştur.

Madejski vd. (2019), dolaşımli akışkan yataklı kazanda (CFB); kızdırıcının sayısal modellemesinin sonuçlarını sunmuştur. Kızdırıcı, boru kesitinin karmaşık şekli ile karakterize edilmiştir. Sayısal analiz yapmak ve geçici durumda kızdırıcı çalışmasını hesaplamak için kızdırıcının matematiksel modeli oluşturulmuştur. Sıcaklık ve basınca bağlı kullanım parametreleri, evrensel bir kızdırıcı modeli geliştirmeye izin vermiştir. Sayısal modeli doğrulamak için kararlı durumdaki sıcaklık dağılımları, CFD kullanılarak elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Son olarak, buhar kızdırıcısının geçici çalışmasının sayısal analizi yapılmıştır. Hesaplama üç farklı kısmi yük ve kızdırıcı girişindeki değişen buhar sıcaklığı için yapılmıştır.

Mahulkar vd. (2014), Karışım kızdırıcı tüpündeki sıvı-buhar sprey akışı, ANSYS Fluent 13.0 kullanılarak bir Euler-Lagrangian yaklaşımına dayalı olarak simüle etmiştir. Buhar fazında asılı duran veya bir tüp duvarında biriken çok bileşenli damlacıkların buharlaşması dikkate alınmıştır. Bu çalışma, ağır bir besleme krakerlendiğinde buhar kraker konveksiyon bölümündeki kok oluşumunu en aza indirmek için yönergeler sağlamıştır. Ayrıca, ağır beslemelerin kırılması sırasında koklaşma sorununu tamamen ortadan kaldırmak için olası çözümler sunmuştur.

Yuan vd. (2019), hem sıralı hem de kademeli düzenlere sahip boru demetlerinde birleştirilmiş konvektif ve ışımsal ısı transferi hesaplaması için bir Isı Transferi Analizi (HTA) modeli geliştirmeyi amaçlamıştır. İlk aşamada HTA modelini doğrulamak için hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD) kullanmıştır. HTA modeline dayalı olarak, 30 t/h besleme kapasiteli bir endüstriyel buhar fırını için konveksiyon bölümünün birleştirilmiş kararlı durum simülasyonları gerçekleştirmiştir. Çalışma, konvektif ısı transferinin, baca gazı sıcaklıklarının

besleme stoğunu etkili bir şekilde ısıtmak için çok düşük olduğu boru demetlerindeki kanatçıklar tarafından önemli ölçüde artırıldığını göstermiştir.

Bilirgen vd. (2013), hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD) yazılımı ANSYS Fluent kullanılarak dairesel kanatçıklı tüplerin sayısal bir araştırmasını yapmıştır. Kanat aralığı, kanat yüksekliği, kanat kalınlığı ve kanat malzemesinin toplam ısı transferi ve basınç düşüşü üzerindeki etkileri, çapraz akıştaki tek sıra kanatlı borular için belirlenmiştir. Kanat yüksekliği (hf) arttıkça, tahmin edilen toplam ısı transferi artmıştır. Kanat yüksekliği arttıkça basınç düşüşü artmıştır. Kanat kalınlığının arttırılması, ısı transferinde küçük artışlar ve basınç düşüşünde mütevazı artışlar göstermiştir. Malzemenin termal iletkenliği arttıkça ısı transferi de artarken, sonuçlar sade karbon çeliği, alüminyum ve bakır için ısı transferinde nispeten küçük farklılıklar göstermiştir.

Dsilva vd. (2021), bir gübre fabrikasında buhar kızdırıcı tüplerini analiz etmiştir. SA 213 kalite T11 çelikten yapılmış ısı eşanjörü boru demeti, bölmelerin yakınında duvar incelmeye maruz kalmış ve bu da boruların duvar kalınlığında azalmaya yol açarak hizmet sırasında delinmeye ve boru tarafından kabuk tarafına buhar sızıntısına neden olmuştur. Çalışmanın analizinin ayrıntıları: saha incelemesi, görsel inceleme, kimyasal analiz, Xray kırınımı, mikroyapı analizi ve hesaplamalı akışkanlar dinamiği analizi olmuştur. Sadece belirli yerlerde inceleme mekanizmasını ve boru demeti arızasının nedenlerini anlamak için, sıcak gazın akış modelini simüle eden ısı eşanjörü modeli üzerinde ayrıntılı bir CFD analizi yapılmıştır. Analiz, hem korozyon hem de aşındırıcı akışkan taşıyan sıcak gazın, tüp-bölme bağlantı noktası çevresindeki tüplerde erozyon-korozyona neden olduğunu ve bunun da duvarın incelmeye ve ardından tüp demetinin bozulmasına yol açtığını kapsamlı bir şekilde göstermiştir. Gelecekte bu tür arızaları en aza indirmek için uygun düzeltici önlemler önerilmiştir.

Deshmukh ve Dhamangaonkar (2022), borulardaki arızaların en tipik nedenlerini simüle etmiştir. Çeşitli işleme endüstrilerinden gelen kömür yakıtlı elektrik santrali kazan boruları, basınçlı sıvı ile yüklendiğinde ve daha yüksek bir sıcaklık bölgesine yerleştirildiğinde aynı boru arızalarını göstermiştir. Geleneksel CFD (Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği) ve FEA (Sonlu Eleman Analizi) modellerini birleştiren bu araştırma, akışkan yapılarına dayalı bir teknik sağlamıştır. Tüp deformasyonunun termal-yapısal davranışı, tüp yükleme arızasının birleşik bir CFD-FEA simülasyonu kullanılarak tahmin edilmiştir. CFD modelleme, metal borunun içindeki sıvı basıncındaki artışı ile metal borunun içindeki ve dışındaki sıcaklıktaki artışı çözmüştür. FEA modellemesi, termal yüklerin neden olduğu radyal deformasyon ile termal genleşme nedeniyle termal ve yapısal davranışı çözmeyi amaçlamaktadır. Birleştirilmiş CFD-FEA Simülasyonu, daha sıcak bir bölgede şişen boru arızası, yüksek basınç ve artan sıcaklık, boru arızası olasılıklarının

daha yüksek olduğu boru duvarının sürünen sünek deformasyonu hakkında net bir fikir göstermiştir.

Ma vd. (2023), bir metil metakrilat üretim tesisinde dokuz yıldır kullanılmış olan borulu ısı eşanjörünün birkaç bölgesindeki sızıntı üzerine detaylı arıza analizi yapmıştır. Isı eşanjörü için benzer ekipmanların güvenli çalışmasına ve arızaların önlenmesine yardımcı olan bazı öneriler de sunulmuştur. Test sonuçlarına ve ısı eşanjörünün gerçek çalışma koşullarına göre, borulardaki sızıntının temel nedeni belirlenmiştir. Bu çalışma; bir dizi kimyasal analiz, malzeme incelemesi, morfoloji gözlemi ve saha incelemesi yoluyla ısı eşanjörünün arıza analizini ele almıştır. Analiz sonuçlarına göre sızıntının kök nedeni tespit edilmiş ve karşı önlemler ortaya konulmuştur.

Parsi vd. (2017), çapı 76,2 mm ($r/D=1,5$) olan yatay-yatay (HH) standart bir dirsekte hava-su-kum akışını analiz etmek için bir hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD) modeli benimsemiştir. Bu yapılandırma için, erozyon slug/pseudo-slug akış rejimleri altında incelenmiştir. CFD modeli daha önce bir ultrasonik teknik kullanılarak elde edilen deneysel veriler kullanılarak değerlendirilmiştir. Bu tür çok fazlı akış koşulları altında erozyon mekanizmasını araştırmak için faz dağılımları, parçacık konsantrasyonu, parçacık hızı ve erozyon paterni gibi nitel sonuçlar kullanılmıştır.

Liv vd. (2022), bir çimento fabrikasından çıkan bir hava soğutmalı soğutucu atık ısı kazanındaki kızdırıcı borularının arızasını incelemiştir. Tüpler, ASTM SA210C'ye göre belirtilen malzemeden yapılmıştır. Üç aylık hizmetten sonra, borulardan birinde bükülmüş kısmı üzerinde bir sızıntı tespit edilmiştir. Daha sonra, aynı kazanın diğer borularında da birkaç sızıntı bulunmuştur. Sızıntıların temel nedenini bulmak için, arızalı tüpler görsel inceleme, optik emisyon spektroskopisi, metalografik analiz, çekme testi, mikro sertlik ölçümleri ve SEM/EDS analizi ile incelenmiştir.

Echi vd. (2019), endüstriyel bir kazan için hesaplamalı bir akışkanlar dinamiği simülasyonu geliştirmeyi amaçlamıştır. ANSYS-Fluent kullanılarak sayısal bir model gerçekleştirilmiştir. Simülasyonlar, endüstriyel kazan ve önerilen yeni bir tasarım durumu için geliştirilmiştir. Simülasyonlardan yanma prosesi ve kazan içindeki sıvı akışının net bir şekilde anlaşılması sağlanmıştır. Akışkan tipi ve sıcaklık gibi ısı transferinin yerel özellikleri; hız büyüklüğü ve yoğunluk dağılımları sunulmuş ve analiz edilmiştir. Sayısal sonuçlar ile deneysel veriler arasında karşılaştırma yapılmış ve iyi bir uyum bulunmuştur.

Manentia vd. (2012), ortak bir model benimsenerek termik reaktör ve atık ısı kazanı sistemini tasarımı önermiştir. Ayrıntılı bir kinetik şema içeren model, kazandaki rekombinasyon reaksiyonlarını dikkate almıştır. Açıklanan model iki işletim sistemine uygulanmış ve tartışılan deneysel gözlemler ve sonuçlarla uyumlu çıkmıştır.

Panda vd. (2020), hem geleneksel EMP modelinin hem de sıvı hacmi (VOF) modelinin birleşik avantajlarına sahip, ilki dağılık fazları tespit ederken, ikincisi faz ayırma arayüzlerini yakalayan model üretmiştir. Tüp Yerleştirme başlığı ve Loop başlığı olmak üzere iki tip dikey başlık için bir tasarım çalışması yapılmıştır. Model, termal kızılötesi görüntüler kullanılarak deneysel olarak ve CFD analiz olarak doğrulanmıştır. Döngü başlığının üstün dağıtım performansı gösterdiği bulunmuştur. Dağılımı iyileştirmek için kritik olan parametrelerin etkilerini anlamak için tüp yerleştirme derinliği, giriş kütle akış hızı ve başlık halkası boyutları gibi parametreler için bir duyarlılık analizi yapılmıştır.

Mas vd. (2019), yüksek hassasiyet düzeyine sahip OTEC ısı eşanjörü performansını değerlendirmiştir. İlk analiz, ısı transferinin birbirine bağlı termal ve hidrolik parametreler tarafından yönlendirildiğini ve bu nedenle doğru bir şekilde modellenmesi için 2D veya 3D sayısal modellere ihtiyaç duyduğunu göstermiştir. Bu nedenle Naval Energies ve Naval Group, 3D ile ilişkilendirmek için bir ısı transferi kalifikasyon yöntemi tanımlamış ve uygulamıştır. Rankine Cycle elektrik üretiminin belirsizliğini % 2'ye düşürerek, 2 fazlı akış koşullarında taşmalı gövde ve borulu evaporatörün kabuk tarafı ısı transfer katsayısında % 10'dan daha az bir belirsizlik elde edildiğinden, sonuçlar yüksek beklentileri karşılamıştır.

Wang vd. (2021), yüksek sıcaklık ve yüksek basınçta dikey tüp demetlerinde eksenel yukarı doğru buhar-su iki fazlı akışın yerel parametrelerine dayalı akış rejimi tanımlaması yapmıştır. Bu çalışma, optik problemler kullanarak %2'den daha az ölçüm hatasıyla dikey boru demetlerinde yüksek basınçlı buhar-su iki fazlı akışın yerel parametrelerini ve akış modeli özelliklerini araştırmıştır. Sonuçlar, op-1 tüp demetindeki yerel boşluk fraksiyonunun op-2 tüp demetindekinden çok daha büyük olduğunu ve op-1 ile op-2 arasındaki yerel boşluk fraksiyonu farkının önce arttığını ve ardından kademeli olarak azaldığını göstermiştir.

Swain ve Das (2014), sade ve güçlendirilmiş tüp demetleri üzerinde doymuş sıvıların kaynatılmasına ilişkin analizler gerçekleştirmiştir. Araştırmacılar tarafından incelenen çeşitli geometri ve performans parametrelerinin deneysel gözlemleri, kompakt, verimli ısı eşanjör cihazlarının tasarımı ve geliştirilmesinde endüstrilerin mevcut talebini koruyarak analiz edilmiştir. Çalışma, boru aralığının ısı eşanjörünün kompaktlığının belirlenmesinde önemli bir rol oynadığını göstermiştir.

Reddy vd. (2016), boru içinde sarmal sargılı bir ısı eşanjörü, hem iç hem de dış borudaki farklı akış hızları ve ısı transfer karakteristikleri için bir CFD analizi yapmıştır. Geometri PRO-E 5.0'da ICEM-CFD'de gerçekleştirilen ağ oluşturma ile geliştirilmiş ve Fluent 14.0'a aktarılmıştır. Çalışmada, dış ve iç boru akış hızlarının ısı transfer katsayıları üzerindeki etkisini incelemek için ısı eşanjöründe ısı transferinin CFD analizi gerçekleştirilmiştir. CFD ve ampirik olarak her iki değer arasındaki hatanın % 10'dan az olduğu gözlemlenmiştir.

Hanan vd. (2021), ısı transfer yüzey alanının etkili bir şekilde geliştirilmesi için, gövde borulu ısı eşanjörünün tasarım iyileştirmesine dayalı bir çalışmada optimizasyon algoritmasını sunmuştur. Buhar giriş hızı, tüplerin ve bölmelerin malzemesi, tüp su sıcaklığı, bölme aralığı ve tüplerin düzeni vb tasarım optimizasyon parametrelerinden bazılarını incelemek ve analiz etmek için sekiz CFD modeli (Model 1 ila Model 8) temel alınarak simüle edilmiştir. Başlangıçta standart bir model (Model 1) tanımlanmış ve karşılaştırmalı analizi gerçekleştirmek için Model 1'e kıyasla değişken bir parametreye sahip yedi model oluşturulmuştur. Sonuçlar, giriş hızındaki azalmanın ısı iletkenliğinin artmasına ve bölme aralığındaki azalma ile üçgen boru demeti kullanılmasında yoğunlaşma sıcaklığının düşürülmesinde önemli etkiye sahip olduğunu göstermiştir. Aynı parametrelerin sıcaklık dağılımı ve ısı transfer hızı üzerindeki etkileri de tartışılmıştır.

Tendulkar ve Jorapur (2017), farklı bölme tasarımına sahip gövde borulu ısı eşanjörlerinin tasarımını yapmıştır. Bu araştırma, borulu ısı eşanjörlerinin performansına ilişkin çeşitli deneysel araştırma analizlerine odaklanmıştır. Borulu ısı eşanjörü, ucuz maliyeti ve bakım söz konusu olduğunda kullanışlı olması nedeniyle çeşitli endüstrilerde kullanılmaktadır. Bu çalışmada borulu ısı eşanjörlerinin performansının iyileştirilmesi amacıyla hem deneysel hemde CFD analizi yapılarak karşılaştırma yapılmıştır. Analizlerde k-epsilon türbülans modeli seçilmiştir.

Park vd. (2022), hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD) ve kül birikintilerinin özelliklerini dikkate alan bir termal transfer verimlilik modeli ile bir kurum üfleyicinin optimum çalışma koşullarını belirlemek için yeni bir yöntem önermiştir. Bu metodoloji kullanılarak çeşitli kül birikintisi kalınlıkları ile kurum üfleyici konumları ve açıları için çıkarılan kül birikintisi miktarını hesaplamak üzere vaka çalışmaları yapılmıştır. Hesaplanan kül birikintisi giderim miktarı ve termal transfer verim modeli kullanılarak kazan ısı transfer verimi hesaplanmış ve optimum ısı transfer verimine sahip kurum üfleyici için optimum çalışma koşulları elde edilmiştir. Bu çalışma, kurum üfleyicilerin kül birikintisi özelliklerine göre verimli bir şekilde

çalıştırılması için bir kılavuz sunmuştur. Bu çalışmada, $k-e$ akışkanın sıkıştırılabilirliğini ifade eden uygun bir türbülans modeli kullanılmıştır.

Yongho vd. (2021), gaz kanalı tepesinde oluşan ve atık ısı kazanının değişim verimini etkileyen yanma gazının alanını değerlendirmek için bir CFD modeli geliştirmiştir. Geliştirilen CFD modeline dayanarak, gaz kanalı yapısına göre sayısal analiz yoluyla bir vaka çalışması yapılmıştır. Devridaim alanının debisi ve sıcaklığı her bir durum için analiz edilmiş ve kızdırıcı ile ısı değişiminden sonra kazana gelen baca gazının çıkış sıcaklığı karşılaştırılarak ısı transfer verimliliği doğrulanmıştır. Çalışma sonucunda gaz kanalının alt kısmının açısı arttıkça, devridaim alanındaki yanma gazının debisi ile sıcaklığı artmakta ve ısı transfer verimi artmaktadır. Dört model arasında, model 4, ısı transfer verimliliği açısından en iyisi olan 150° 'lık bir gaz kanalı açısına sahiptir.

Laubscher ve Van Der (2021), fırın duvarlarına, kızdırıcı tüplere ve buharlaştırıcıya özel önem veren yarı süspansiyonlu ateşlemeli bir küspe kazanının hesaplamalı bir akışkanlar dinamiği modeli sunmuştur. Model, % 100 ve % 65 yük durumları için incelenen kazanı simüle etmek için uygulanmıştır. CFD modeli sonuçları, iyi bilinen ampirik ısı transferi bağıntıları ile kararlı durum proses modeli kullanılarak doğrulanmıştır. CFD modeli sonuçları, tesis ölçümleri kullanılarak da doğrulanmıştır. CFD modelinin sonuçları, site verilerine kıyasla % 0,89 ile % 1,6 arasındaki bağıl hatalarla kızdırıcıların çıkış buhar sıcaklıklarını doğru bir şekilde tahmin edebildiğini göstermiştir.

Wang vd. (2017), tipik bir ısı eşanjörünün kirlenme özelliklerini araştırmak için sayısal bir yöntem geliştirmiştir. İlk olarak, kirlenme özelliklerini simüle etmek için bir biriktirme işlemi ve bir çıkarma işleminden oluşan entegre bir kirlenme modeli geliştirmiştir. Biriktirme kriteri, partikül ve yüzey etkileşimi sırasındaki enerji dengesi tarafından belirlenmiştir. Ardından, akış özellikleri hesaplanmış ve kirlenme işlemi sırasında uçucu kül partiküllerini izlemek için ayrık faz modeli (DPM) kullanılmıştır. Kirlenme sürecinde simülasyon süresi gerçek zamandan çok daha küçük olduğu için, simülasyon süresini ve sonuçlarını gerçek zaman ölçeğine büyütmek için bir kirlenme süresi oranı önerilmiştir. Akış özellikleri, gerçek zamanlı kirlenme özellikleri ve giriş hızının etkileri, partikül çapının kirlenme direnci üzerine etkisi incelenmiştir. Son olarak, deneysel sonuçlarla karşılaştırma da yapılmıştır.

Tang vd. (2021), çapraz akışlı ısı değiştiricilerinde kirlenme ve ısı transfer karakteristikleri üzerine deneysel ve sayısal araştırmalar yapmıştır. Yerinde deney sistemi kurulmuş ve kirlenme durumundaki farklı ısı transfer yüzeyleri için ısı transfer katsayıları gerçek zamanlı olarak izlenmiştir. Zayıflamış ısı transfer katsayısı derecesi ve kirlenme termal direnci,

kirlenmenin ısı transfer performansı üzerindeki etkisini değerlendirmek ve tozlu koşullar altında dört farklı ısı transfer yüzeyinin pratikliğini karşılaştırmak için benimsenmiştir. Termal-hidrolik ve kirlenme süreçlerini modellemek için önceki çalışmada oluşturulan kirlenme modeli ile sayısal inceleme yapılmıştır. Sayısal sonuçlar, deneysel ölçümlerle karşılaştırılmış ve iyi bir uyum sağlanmıştır.

Literatür çalışmasında türbülans modeli olarak $k-\epsilon$ modeli ile $k-\omega$ modelleri kullanılmıştır. $k-\omega$ modelini sınır tabakadaki davranışı, $k-\epsilon$ modeline göre daha hassas sonuçlar sağlayabilmektedir. $k-\omega$ modeli düşük reynolds sayılı akışlarda da kullanılabilen bir modeldir. Ayrıca $k-\omega$ modeli akışkanların sıkıştırılabilirlik etkisinin de dikkate alınabildiği bir akış modelidir. $k-\omega$ modelleri arasında en yaygın kullanılan SST $k-\omega$ modelidir (Kaya, 2021).

Literatürdeki çalışmalar değerlendirildiğinde, nitrik asit üreten bir tesiste amonyak girişinden nitrik asit çıkışına kadar olan süreçte sistemin kalbinin reaktörler olduğu görülmüştür (İkbal, F. M., vd., 2022). Nitrik asit üretim tesisindeki reaktörler iki kısımdan oluşmaktadır: katalitik yanmanın olduğu katalizör ve ısı transferinin gerçekleştiği atık ısı kazanı (WHB) kısmıdır. Bu nedenle, bu çalışmada sistemin en önemli kısmı olan amonyak oksidasyon reaktörleri ele alınmıştır.

Amonyak oksidasyon reaktörleri incelenirken Ostwald prosesinin 1. denkleminin katalizörlerde gerçekleştiği görülmüştür. Katalizörlerde katalitik yanma sonucu NO_x gazları oluşmaktadır. Bu oluşan NO_x gazları katalizör sepetinde birikmektedir. Buradan atık ısı kazanında ısı transferi ile reaktörden çıkmaktadır. Buradaki amaç yüksek verimlilik için olabildiğince NO_x gazının soğutulmasıdır.

Nitrik asit üretim tesisi amonyak oksidasyon reaktörü CFD çalışması olarak şu ana kadar yapılan çalışmalar; brülör kafasında hava-amonyak karışımının akış dağılımı üzerindeki etkisini ve hız dağılımını incelemek için, Amonyak Oksidasyonunun gazlı bez platin kayıplarını CFD analizi ile simüle etmek için, katalitik gazlı bezin proses performansı üzerindeki etkisi ve proses performansını CFD modellemesi ile incelemek için, amonyak oksidasyon reaktöründe bir atık ısı kazanındaki tekrarlanan arızalar önlemek için, bir amonyak tesisindeki birincil atık ısı kazanında (WHB) kapak sızıntısını önlemek için, bir nitrik asit tesisinde nitrik oksit üretimi için katalitik amonyak oksidasyon reaktörünün Pt/Rh katalizörünün gazlı bezleri üzerinde modellenmesi için ve platin kaybını önlemek için, nitrik asit üretiminde emisyon değerlerini azaltmak için, amonyağın yüksek sıcaklıkta oksidasyonu için, buhar kızdırıcı tüplerinin arızasını gidermek için olmuştur.

Mevcut alışmalar arasında CFD alışması olarak nitrik asit üretim tesisinde amonyak oksidasyon reaktoru atık ısı kazanında ısı transferi ve basınç kayıpları üzerine çok az çalışmalar bulunmaktadır. Buradan hareketle nitrik asit üretim prosesinde amonyak oksidasyon reaktörünün iyileştirilmesi için atık ısı kazanı ısı transferi ve basınç kayıpları ele alınmıştır.



3. NİTRİK ASİT ÜRETİM PROSESİ

Nitrik Asit Üretiminde önce amonyak oksitlenerek nitrik oksit (azot monoksit, NO) elde edilir, daha sonra NO bir kademe daha okside olarak NO₂ (azot dioksit) olur. Son aşamada ise NO₂ gazı su ile absorblanarak Nitrik Asit (HNO₃) elde edilir (Ostwald ve Leipzig, 1907).

Nitrik asit tesisleri, iki ayrı oksidasyon kademesinde (NH₃'ten NO ve ardından NO'dan NO₂) reaktörlerde farklı ya da aynı basınç seviyelerine göre sınıflandırılır (Kaygısız, 1954). Bazı teknolojilerde her iki kademe aynı basınç vardır; bunlar tekli (single) basınçlı sistemlerdir. Diğer bazıları ise iki farklı basınçta çalışır, bunlar ikili (dual) basınçlı sistemlerdir. Kullanılan basınç düzeylerinin düşük, orta veya yüksek basınç olması da sonucu önemli ölçüde etkilemektedir. En yaygın kullanılanlar orta ve yüksek basınçlı dual sistemlerdir. Yüksek basınçlı tekli sistemler de oldukça yaygın uygulanmaktadır. Emisyonlar bakımından bu sınıflandırma önem taşımaktadır.

3.1. Ostwald Prosesi

Günümüzde nitrik asit büyük oranda, amonyak (NH₃) katalitik olarak okside edilmesi ile elde edilir. Bu işleme “Ostwald Prosesi” denir (Wijayanto, 2019). Filtrasyondan geçirilen hava basınçlandırıldıktan sonra ısıtılır. Isıtılan hava ile evaporasyon işleminden geçirilip, filtre edilen NH₃ karıştırılarak platin/rodyum alaşımlı katalizör bulunan reaktöre beslenir. Reaktörde NH₃ ile oksijen arasında tersinir ve ekzotermik bir reaksiyon gerçekleşerek azot oksitler (NO_x) açığa çıkar.

Ostwald prosesinde, Nitrik asit (HNO₃) amonyak (NH₃) katalitik olarak okside edilmesi ile elde edilir. Karışım platin-radyum katalizör ağından geçirilir (Ma ve Schneider 2019).

Normal şartlarda,



reaksiyonu daha çok meydana gelir ve sadece elemental azot elde edilir. Bu sebeple azot oksit elde etmek için katalizör kullanılır. Sınai olarak kullanılan tek katalizör % 5 ile % 10 radyum ihtiva eden ve kalem platin olan platin-radyum katalizördür. İnce ağ şeklindedir. Platin yüzeyi üzerinde oksijen atomları absorbe olur (Jin vd., 2018).

Reaksiyon yüzeyde ki oksijen atomları ile amonyak molekülleri arasında gerçekleşir. Amonyak molekülü NO'ya dönüşür. Reaktörde NH₃ ile oksijen arasında gaz fazında tersinir ve ekzotermik bir reaksiyon gerçekleşerek azot oksitler (NO_x) açığa çıkar (Bajpai, vd., 2017).

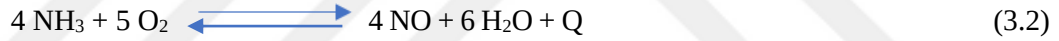
% 100 HNO₃ kullanılarak % 56'lık seyreltik Nitrik Asit üretilir. Nitrat asidinin üretiminde kullanılan hammaddeler hava su ve amonyaktır.

Nitrik Asit Üretim aşamaları şunlardır:

1. Sıvı amonyak, amonyak gazlaştırıcısında önce suyla gazlaştırılır sonrasında sıcak hava ile ısıtılmak üzere amonyak kızdırıcılarına gelir. Daha sonrasında ısıtılan gaz amonyak, amonyak yakma reaktörüne gelir.

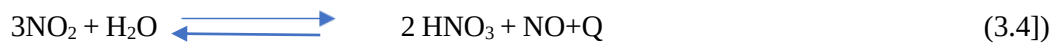
2. Amonyağın yanması için gerekli olan hava turbo kompresör tarafından atmosferden çekilerek filtrede temizlenir. %10 civarında amonyak konsantrasyonuna sahip amonyak ile hava karıştırılıp, filtreden geçirilerek amonyak yakma reaktörüne gelir.

3. Amonyak yakma tesislerinde yaklaşık % 11 amonyak + % 89 hava karışımı, 2,5–3,5 atü (kg/cm²) basınç altında, platin-rodyum-paladyum katalizörler üzerinde yaklaşık 870 °C yakılarak azotoksit gazı (NO) elde edilir.(Denklem 3.1) Bu sıcak gazlardan atık ısı kazanında kızgın buhar elde edilir. Basınç ve sıcaklık değerleri, istenen NO_x dönüşüm oranına göre değişiklik gösterir.



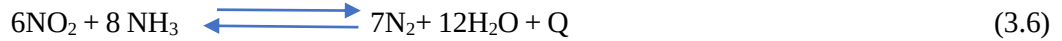
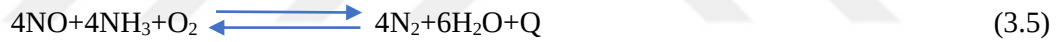
4. Amonyak yakma reaktöründen çıkan yaklaşık 250 °C de NO_x gazları 4 soğutucudan geçirilerek soğutulurlar. Önce restgaz eşanjörüne, sonra kazan besleme suyu eşanjörüne ve yatay esanjörden geçirilirler. Daha sonra ağartma kolonundan gelen sekonder hava ile karışarak reaksiyona girererek dikey esanjörde tekrar soğutulur ve oksidasyon kulesine alttan girerler. azot oksit ilave oksijen ile oksidasyon reaksiyon hızı düşük sıcaklıkta daha hızlı yürür. Reaksiyon yüksek derecede ekzotermik olduğundan istenilen oksidasyon dengesine kısa zamanda ulaşmak için şiddetli bir soğutma gerekir (Wang vd., 2021).

5. Kuleye alttan giren NO_x gazları (Denklem 3.2) ile üstten gelen düşük konsantrasyonlu nitrik asit (HNO₃) reaksiyona girerek oksidasyonu tamamlar (Denklem 3.3). Kulelerdeki soğutma işlemi içindeki serpantinler yardımıyla soğutma suyu kullanılarak gerçekleşir. Üretilen nitrik asit, distilasyon işlemi ile karışımdan ayrılır ve depolanmak üzere transfer edilir.

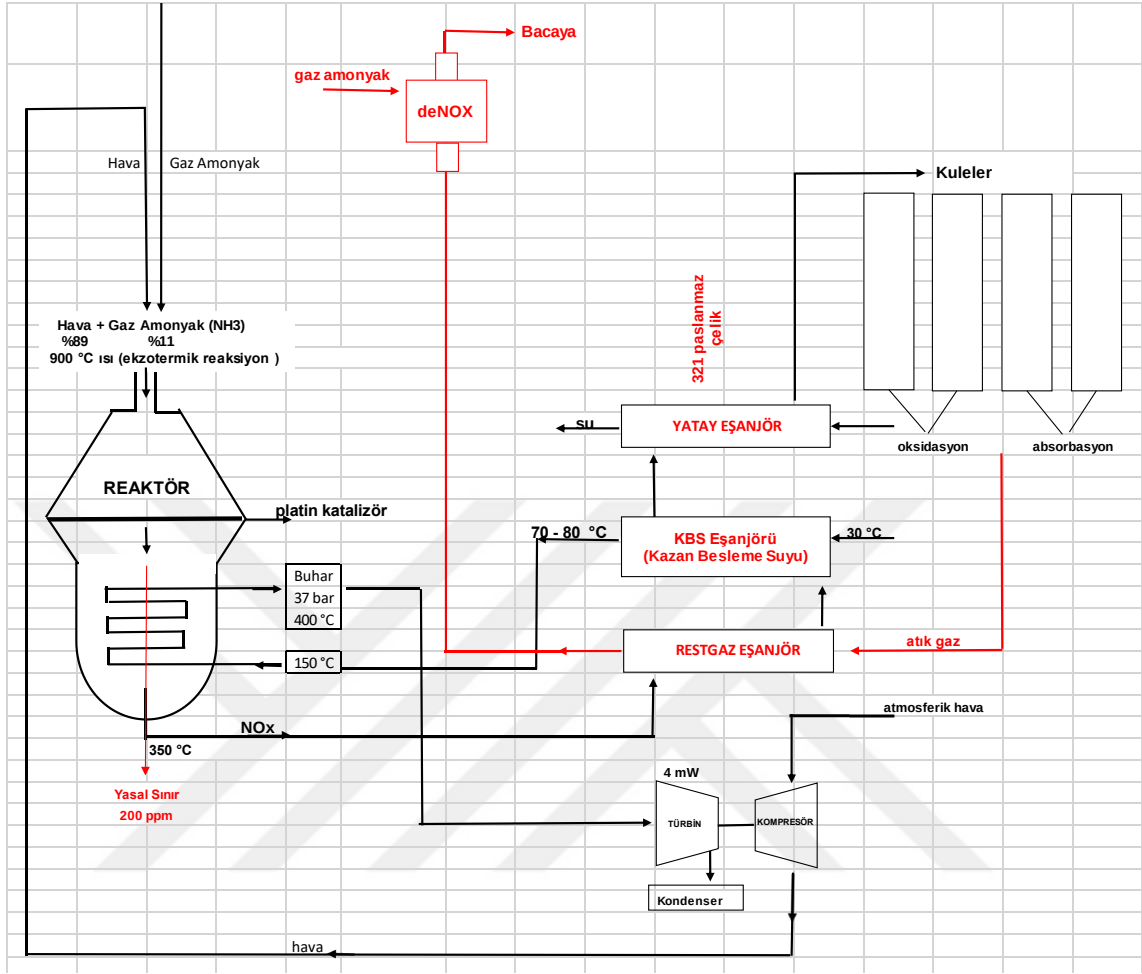


6. Oksidasyon kulesinden çıkan azot oksit gazları absorpsiyon kulesine geçerek soğutma sırasında kondense olan su gazdan azot dioksiti absorbe eder ve % 40 ile % 50 civarındaki konsantrasyonda asit elde edilir. Bu asit toplam üretimin % 30 ile % 40'ını meydana getirir. Bu asit gaz akımından soğutucunun altında ayrılır ve absorbe uygun bir yerden verilir. Bu sırada oksidasyon durumu % 45 civarına ulaşmıştır. Sekonder havadan gelen ilave oksijen oksidasyon durumunun % 92 ile % 96 civarına yükselmesine yardımcı olur. Kuleye alttan gelen azot oksit gazları ile üstten gelen (absorpsiyon kolonunda gelen) % 15-16'lık asit reaksiyona girerek oksidasyonunu tamamlar (Jin vd. 2019). Böylece Şekil 3.1'de gösterilen % 56 seyreltilmiş nitrik asit üretimi gerçekleşmiş olur.

7. Absorbe edilemeyen gazlar kuleyi yaklaşık 2.5 atu basınçta terk ederek rest gaz esanjöründe ısıtılır. Bu gazlar daha sonra DeNO_x sistemine girerek bacadan atmosfere atılır (Hong vd., 2017). DeNO_x sisteminde secici katalitik indirgeme yöntemi ile NO_x gazları NH₃ gazıyla reaksiyona sokularak havada zaten bulunmakta olan N₂ gazı ve H₂O buharına indirgenir (Denklem 3.4 ve 3.5). Baca gazı içerisindeki NO_x gazı, Endüstriyel Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliğinde belirtilen 1 g/m³ NO değerinde altına düşürülmekte ve baca online olarak 24 saat analiz edilerek veriler kaydedilmektedir.



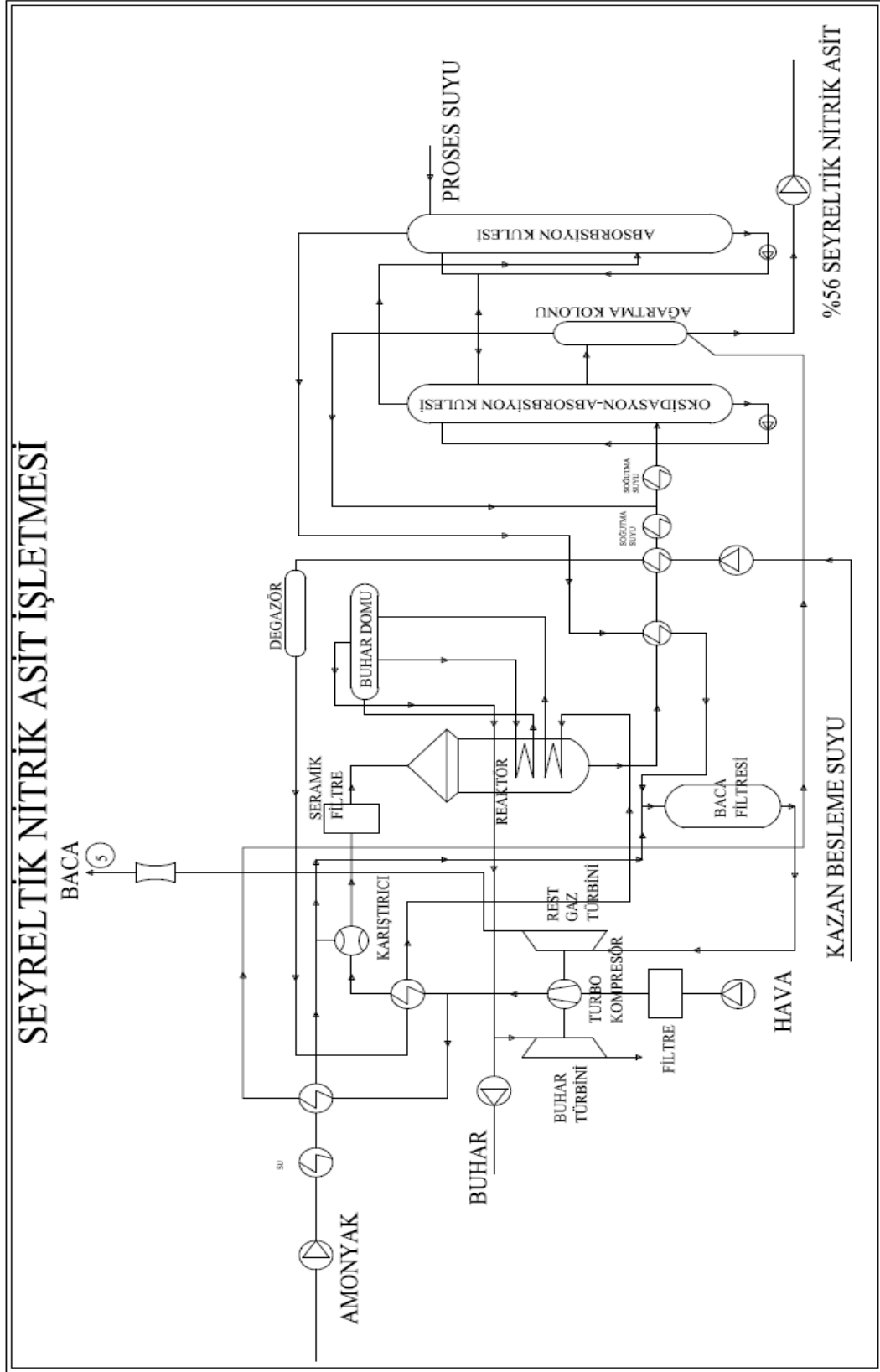
Nitrik asit, seyreltik (% 50-70 asit) ve konsantre (yaklaşık % 98 asit) olmak üzere iki şekilde üretilir (Salmana vd., 2018). Seyreltik ile konsantre nitrik asit üretimi, prosesin çalışma basıncına göre farklılık gösterir. Çalışma basıncı seviyelerine göre tek basınçlı tesis ve çift basınçlı tesis olmak üzere iki tür nitrik asit üretim tesisi bulunmaktadır. Tek basınçlı tesiste; oksidasyon ve absorpsiyon aynı basınç altında gerçekleşirken, çift basınçlı tesiste; absorpsiyon oksidasyon adımındaki basınçtan daha yüksek bir basınç seviyesinde gerçekleşir (Grande vd. 2018). Şekil 3.2'de nitrik asit üretim tesisi ve Şekil 3.3'de seyreltik nitrik asit işletmesi gösterilmiştir.



Şekil 3.1. Nitrik asit tesisinin proses akış diyagramı (Kütahya Gübre Sanayii A.Ş.).



Şekil 3.2. Nitrik asit üretim tesisi (Kütahya Gübre Sanayii A.Ş.).



Şekil 3.3. Seyreltik nitrik asit işletmesi (Kütahya Gübre Sanayii A.Ş.).

3.2. Verimliliği Etkileyen Parametreler

Bir Nitrik Asit Üretim Tesisinde Verimliliğe etki eden parametreler şunlardır; (Kartal, Kütahya Gübre Sanayii)

- NH_3 yakma oranı,
- Platin altı sıcaklığı,
- NO çıkış sıcaklığı,
- Üretilen buhar miktarı,
- Üretilen nihai asit miktarı,
- Devreden çıkma süreleri
- Reaktöre bağlı duruşlardır.

Burada belirtilen parametrelerden birisi olan NO_x gazı çıkış sıcaklığının sisteme etkisi kısacası şunlardır:

Karışımındaki NH_3 yakma yüzdesi önemli bir parametredir. Bu NH_3 oranı artarsa sistemde patlama olacaktır. O nedenle Amonyak-hava karışımındaki amonyak yüzdesi otomatik ayarlayıcılar tarafından sabit tutulmaktadır. (% 10,5 NH_3 +% 89,5 O_2) Ostwald prosesinde (Miller, 1967), kontrol mekanizmasındaki ve insana bağlı müdahaleleri en aza indirmek için otomasyona geçilmesi önemli bir hamledir. Otomasayon sisteminde NH_3 oranı % 13 ü gecince sistemde oto kontrol devreye girerken sistem devre dışı kalmaktadır. % 15 NH_3 seviyesi sistem için çok önemli dikkat edilmesi gereken kritik seviyedir.

Bir diğer önemli parametre katalizördür. Bu amonyak oksidasyon reaktörlerinde genellikle % 90 Pt + % 10 Rh karışimli katalizörler kullanılmaktadır (Sadykov vd., 2000). Bu Pt-Rh karışimli katalizörler reaktör kullanım ömrü uzunluğu dikkate alınarak çapı ve kalınlığı belirlenmektedir. Bu Pt-Rh katalizörlerin 9 ayda bir değişimi yapılmaktadır. Çünkü kullanıma bağlı zamanla verimliliği düşmektedir. Bizim incelediğimiz reaktörde katalizör 3800 mm çapında ve tel kalınlığı 0,06 mm olan delikli tel örgülü platin radyum karışimli katalizördür.

Amonyak yakma reaktörünün dönüştürme verimi önemli bir faktördür. Bu faktör amonyak tüketimini ifade etmektedir. Basıncın artması ile dönüşüm verimi düşmektedir. Bizim incelediğimiz reaktörde 870 °C katalizör ağı sıcaklığı dönüşüm verimi % 97 dir (Steinmüller, 1967). O nedenle platin altı sıcaklığı önemli parametredir. Bu prosesin en önemli özelliği kendi enerjisini kendisi üretmesidir. Reaksiyon başladıktan sonra, basınç ve sıcaklık artışı dikkatle izlenmektedir.

Ostwald prosesinde yüksek sıcaklıklarda çalışıldığından dolayı malzeme seçimi çok önemlidir. Malzeme dayanımı açısından genellikle paslanmaz çelik tercih edilmektedir. Serpantinlerde zamanla kaçaklar oluşabilmektedir, sistemde durmalar oluşabilmektedir. Bu zamansız duruşlar hem zaman kaybı hem de üretim kapasitesini düşüren etken olmaktadır. Bu nedenle malzeme dayanımı önem arz etmektedir. Bu incelediğimiz sistemde kullanılan malzeme, aside dayanıklı 321 kalite paslanmaz çeliktir (Oschatz, 1967). Malzemeyi yormamak adına sistem çalışma sıcaklıklarının dizayn değerlerini aşmaması da çok önemli parametrelerdendir.

Bir diğer önemli parametre NO çıkış sıcaklığıdır. Bu NO çıkış sıcaklığı dizayn değerini aştığı her °C (°K) seviyesinde verimlilik değerinin düşmesine neden olmaktadır. Reaktörden çıkan NO gazı soğutma eşanjörlerine girine kadar yüksek sıcaklık değerlerini bulmaktadır. Buda soğutma eşanjörlerine yüksek sıcaklıkta giren azot oksit gazının soğutma verimliliğini düşüren en önemli etkenlerden biri olmaktadır.

Esanjörlerdeki soğutma suyu da önemli bir parametrelerdendir. Çünkü NO_x gazını olabildiğince soğutabilmek verimlilik açısından çok önemlidir. Ne kadar çok soğutma yapılırsa o kadar verim yüksek olmaktadır.

Mevsim değişikliğide verimliliği dolaylı yoldan etkileyen bir parametredir. İncelediğimiz tesiste yaz mevsimi ve kış mevsimi şartlarına göre verimlilik değerleri değişmektedir. Kompresorde hava olarak atmosfer havası emilmektedir. Bu nedenle, yaz mevsimi üretim verimi kış mevsimine göre neredeyse % 10-% 20 civarında daha düşük olmaktadır. Gövde borulu eşanjörlerde yüksek sıcaklıktan dolayı borularda çatlaklar oluşmaktadır. Çatlaklardan sızan suyun içine gaz amonyak karıştığı zaman buhar olmaya giden suyun içinde asit gazı oluşmaktadır. Bu durumda reaktördeki serpantinlere zarar vermektedir. Serpantinlerin aşınmasına neden olmaktadır. İncelediğimiz tesiste reaktördeki atık ısı kazanına, kazan besleme eşanjöründen su gelmektedir. Bu nedenle eşanjörlerde kaçak oluşmaması çok önem arz etmektedir. Çünkü kaçak olduğu zaman istemsiz bir şekilde sistem durmaktadır. Bir diğer önemli parametre ise pompalardır. Reaktor ile yüksek basınç drum (Buhar Domu) arasındaki pompalar düşük kapasiteli seçilmemelidir. Pompalar yetersiz ise sirkülasyon tam yapılamayacağından serpantinlere zarar verecektir.

3.3. Amonyak Oksidasyon Reaktörü

Literatürde amonyak oksidasyon reaktörüne, amonyak yakma rektörü de denilir. Bir nitrik üretim tesisinde en önemli kısmı amonyak oksidasyon reaktörüdür.

Nitrat Asidinin (HNO_3) üretiminde kullanılan hammaddeler hava su ve amonyaktır. Amonyak (NH_3), nitrojen ile hidrojenin birleşmesiyle meydana gelmiştir (Ay ve Akbaş, 2007). Amonyak renksiz, keskin kokulu yanıcı bir gazdır. Hem tutuşma sıcaklığı yüksektir hem de yandığında zararlı azot oksit bileşikler (NO_x) ortaya çıkar. Amonyak, amonyak gazlaştırıcısında suyla gazlaştırılarak yakma ünitesine gelir. Amonyakın yanması için gerekli olan hava, yağlı filtrede temizlenerek turbo kompresör vasıtasıyla atmosferden emilerek yakma ünitesi reaktörüne gelir. Daha sonra aynı sıcaklıkta olan amonyak ve hava karıştırıcı kısmında karıştırılır. Bu amonyak + hava karışımı, platin-radyum katalizöründe kimyasal tepkimeye girerek yakılır. Amonyak ile oksijen arasında gaz fazında ekzotermik bir reaksiyon meydana gelir. Bu katalizörden çıkan NO_x gazları atık ısı kazanına gelir ve ısınıp serpantilere bırakarak reaktörü terk eder. Şekil 3.4’de amonyak oksidasyon reaktörü gösterilmiştir.

Bu amonyak oksidasyon reaktörü iki kısımdan oluşmaktadır (Abbassard, 2014):

- Yakma Ünitesi Kısmı (Kimyasal Tepkime)
- Buhar Üreten Atık Isı Kazanı kısmıdır.

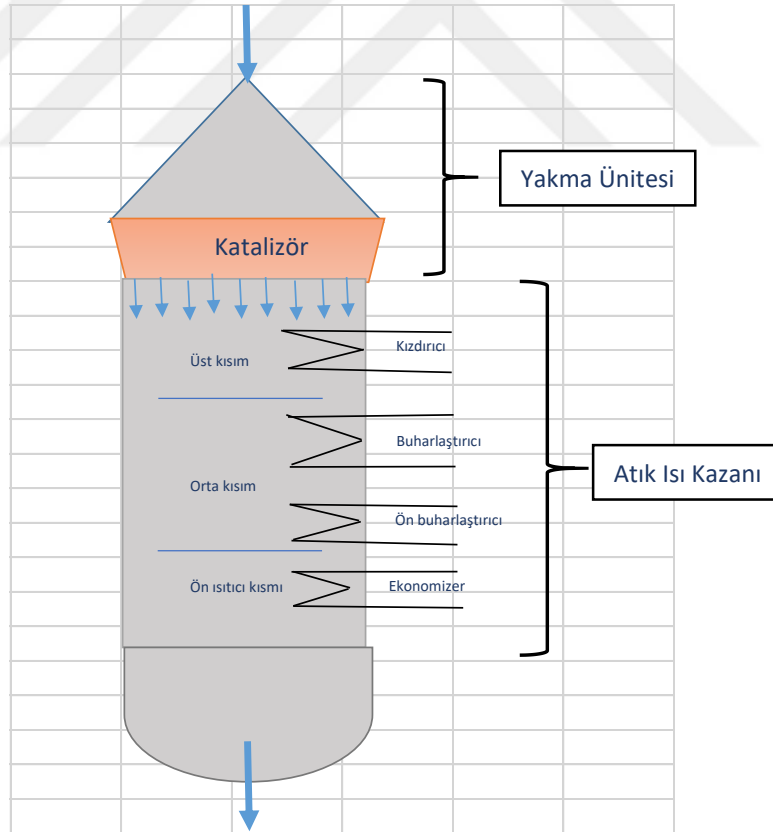


Şekil 3.4. Amonyak oksidasyon reaktörü.

3.3.1. Yakma ünitesi

Atmosferik basınçta amonyağın katalitik oksidasyonu için özel tip reaktör kullanılır. Bu reaktör silindirik bir gövde ve içinde platin-rodyumdan yapılmış katalizör katmanı bulunur. Alt kısma poröz seramik malzemeden filtre tüpleri yerleştirilmiştir. Amonyak ile hava karışımı reaktöre tabandan beslenir. Gaz karışımı poröz tüpler içinden geçerek temizlenir. Ardından katalizör katmanı içerisinden geçerek amonyak NO ya dönüşür. Bu ekzotermik bir reaksiyondur.

Yakma Ünitesi; çatı kısmı, katalizörün olduğu kısım, kimyasal tepkimenin olduğu yerdir. Yakma ünitesi katalizörün bulunduğu olduğu kısımdır. Amonyak hava karışımı yakılıp azot monoksit ve su buharı oluşur. Bu kısma yakma ocağıda denir. Tesisin birinci kısmı budur. Ostwald prosesinin 1. denklemi burada katalizörde meydana gelir. Katalizörler üzerinde kimyasal tepkime yüksek sıcaklıklarda ($860 \sim 900 \text{ }^{\circ}\text{C}$) gerçekleşir. Kimyasal tepkimede yaklaşık % 11 Amonyak ile % 89 hava tepkimeye girer. Şekil 3.5’de amonyak oksidasyon reaktörü kısımları şematik gösterimi gösterilmiştir.



Şekil 3.5. Amonyak oksidasyon reaktörü kısımları şematik gösterimi.

Azot oksit (NO_x) elde etmek için katalizör kullanılmaktadır. Sınai olarak kullanılan tek katalizör % 5 ile % 10 radyum ihtiva eden ve kalem platin olan platin-radyum katalizördür. Bu

katalizör, platin radyum (Pt-Rh) katalizör % 95 platin % 5 radyum içerir. İnce ağ şeklindedir. Yüzeyinde meydana gelen reaksiyonun mekanizması tam olarak ortaya konulamamıştır. Reaksiyon çok kısa bir zamanda meydana gelir. Dönüşüm verimi reaksiyon şartlarına bağlı olarak % 90–96 arasında değişir. Platin yüzeyi üzerinde oksijen atomları absorbe olur. Reaksiyon yüzeyde ki oksijen atomları ile amonyak molekülleri arasında gerçekleşir. Ardından amonyak molekülü NO' ya dönüştür (Anonim, Kütahya Gübre Sanayii)

Amonyak yakma fırınının dönüştürme verimi önemli bir faktördür ve amonyak tüketimini ifade eder. İşletme basıncına uygun olarak seçilen ağ sıcaklığı ile % 94 - % 96 arasında amonyak yakma verimi sağlanabilir. Basıncın artması ile dönüşüm verimi düşer. Katalizörün üretim ömrü vardır. O nedenle 9-10 ayda bir sistem durdurulur ve katalizör değiştirilir. Reaktorün çatı kısmı sökülerek elle değiştirilir. Katalizörün hemen alt kısmında rashing halkalarının bulunduğu sepet kısmı vardır. Katalizör üzerinde kimyasal tepkime sonucu oluşan NOx gazları buraya dökülür ve burada atık ısı kazanına geçer. Şekil 3.6'da Pt-Rh katalizör ve rashing halkaları gösterilmiştir.



Şekil 3.6. Pt-Rh katalizör ve rashing halkaları

3.3.2. Atık ısı kazanı

Bu kısma esanjör kısmıda denilmektedir. Reaktörün alt kısmı 3 kısımdan oluşuyor (Oschatz, 1967):

- Ekonomizer (ön ısıtıcı)
- Buharlaşırıcı (orta kısım)
- Kızdırıcı (üst kısım)

Alttan verilen suyla reaktörün bölümlerinde kademe kademe buhar elde edilir. Burada ısı transferi gerçekleşir. Gaz ısını suya verir. Böylelikle atık ısı kazanının bölümlerinde kademe kademe kızgın buhar elde edilir.

Atık ısı kazanının içinde ise 3 kısım vardır. Drum ve reaktor arasındaki pompalarla drumdan (buhar domu) alınan su, buhar fazıyla arasındaki bütün sirkülasyonu bu sistemden sağlar. Buhar domunda sürekli su buhar fazı vardır. Drum da sirkülasyon pompaları mevcuttur. Drum altında su seviyesi, üst kısmında da buhar fazı vardır. Burada tankın yarısı su dolu yarısı buhar doludur.

Ekonomizer (Ön Isıtıcı):

Atık Isı Kazanında, buhar üretmek için kullanılan kazan besleme suyu önce ekonomizer bölümünden geçer. Ekonomizere 150 °C gelen su NO_x gazlarının ısısını alarak ısınır. Buradan doymuş buhar olarak 220-230 °C de drumda gelir. Bu sürekli bir çevrim olan sistemdir. Buradan, kazan besleme suyu ön buharlaştırıcıya gönderilir.

Buharlaştırıcı (Orta Kısım):

Ön Isıtıcıdan çıkan kazan besleme suyu buhar domuna gelir. Buradan devir daim pompası vasıtasıyla buhar kazanının buharlaştırıcı kısmına sevk edilir. Buharlaştırıcı boru demetlerinde devir daim eden suyun bir kısmı buharlaşır. Meydana gelen buhar-su karışımı buhar domunda birbirinden ayrılır. Drumla reaktor arası pompalar vardır. Burdan drumdan pompalarla emilen su 250 °C buharlaştırıcı (evaporator) kısmına verilir ve tekrar drumda verilen gazı soğuturken suyu kademeli olarak ısıtır. Yavaş yavaş buhar fazına döner. 310 °C çıkan su kızdırıcıya verilir.

Kızdırıcı (Üst Kısım):

Buharlaştırıcıdan sonra buhar domunda ayrılan doymuş buhar amonyak yakma ocaklarının kızdırıcı kısmından geçirilir ve kızdırılır (400~440 °C) Doygun buhar kızdırıcıda yüksek seviyede ısıtılır. Kızdırıcı yüzeyi, katmanlar halinde yatay olarak yerleştirilmiş, paralel düzenlenmiş boru sıralarından oluşur. Her zaman iki katman birbirine bağlıdır. Kızdırıcının çıkışındaki buhar sıcaklığı, online sıcaklık ölçümleriyle ölçülür. Kızdırıcı toplayıcının tasarım sıcaklığını ve akış aşağı konumlandırılan boruların sıcaklığını aşmamak için bir alarm ve buhar sıcaklığı anahtarı vardır.



Şekil 3.7. Oksidasyon reaktörü atık ısı kazanı kısmı.

4. MATERİYAL VE YÖNTEM

4.1. Giriş

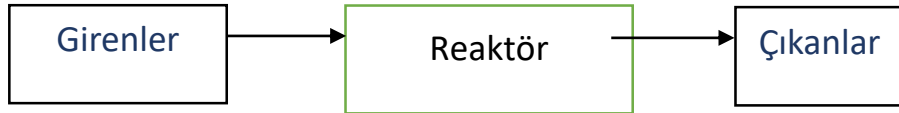
Bu çalışmada, Nitrik asit üretim tesisinde amonyak oksidasyon reaktöründen alınan sınır koşul değerleri (sıcaklık, basınç ve hız) ile ANSYS Fluentte, ısı transferi problemlerinin çözümünde sayısal olarak çalışma yapılmıştır. Elde edilen CFD sonuçları ile gerçek veriler kıyaslanmıştır.

Çalışma 3 aşamalı olarak yapılmıştır.

1. Aşama: Amonyak oksidasyon reaktörü verimlilik parametreleri belirlenmiştir. işletmedeki eski reaktör ile yeni reaktör kıyaslaması yapılmıştır.
2. Aşama: Amonyak oksidasyon reaktörü kütle ve enerji denkliği analiz edilmiştir.
3. Aşama: Amonyak oksidasyon reaktörü sayısal analizi yapılmıştır. Sayısal analiz etapları ise şu şekilde olmuştur
 - a. Öncelikle ilk etapta, amonyak oksidasyon reaktörü birebir ölçüleriyle 3D boyutlu olarak çizilmiştir.
 - b. İkinci etapta, uygun uygun mesh yapısı atılmak üzere ANSYS Meshing de 3D boyutlu meshler atılmıştır.
 - c. Sayısal analizler ANSYS Fluent programında gerçekleştirilmiştir. Reaktör ana gövdesinden akan NO_x gazı ve serpantinlerin içinden geçen su akışı türbülanslı olduğundan daha hassas sonuçlar alabilmek için türbülans modeli olarak realizabl $k-\omega$ türbülans modeli seçilmiştir. Kullanılan yazılım ve seçilen modeller ile ilgili ayrıntılı bilgiler bu bölümde verilmiştir. Ayrıca model geometrisi ile yapılan kabuller, başlangıç ve sınır şartları da bu bölümde açıklanmıştır.

4.2. Amonyak Oksidasyon Reaktörü İçin Kütle ve Enerji Denkliği Hesapları

4.2.1. Amonyak oksidasyon reaktörü için kütle denkliği hesapları



Çizelge 4.1’de amonyak oksidasyon reaktörü giren ve çıkan ürünler Çizelge 4.2’de amonyak oksidasyon reaktörü giren ürünlerin mol sayıları gösterilmiştir.

Çizelge 4.1. Amonyak oksidasyon reaktörü giren ve çıkan ürünler

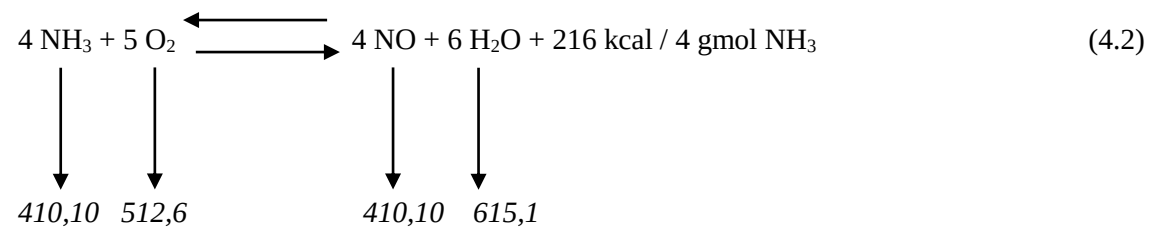
Giren ürün	% Hacim	Nm ³ /h	Çıkan ürün	% Hacim	Nm ³ /h
NH ₃	10,37	9470	NH ₃	-----	-----
NO	-----	-----	NO	9,80	9186
NO ₂	-----	-----	NO ₂	-----	-----
O ₂	18,56	16950	O ₂	5,6	5360
N ₂	69,85	63780	N ₂	68,24	63922
H ₂ O	1,22	1110	H ₂ O	16,34	15130
Toplam	100	91310	Toplam	100	93678

Çizelge 4.2. Amonyak oksidasyon reaktörü giren ürünlerin mol sayıları.

Giren ürün	% Hacim	Nm ³ /h	Mol sayısı
NH ₃	10,37	9470	422,77 kmol NH ₃
O ₂	18,56	16950	756,70 kmol O ₂
N ₂	69,85	63780	2847,32 kmol N ₂
H ₂ O	1,22	1110	49,55 kmol H ₂ O

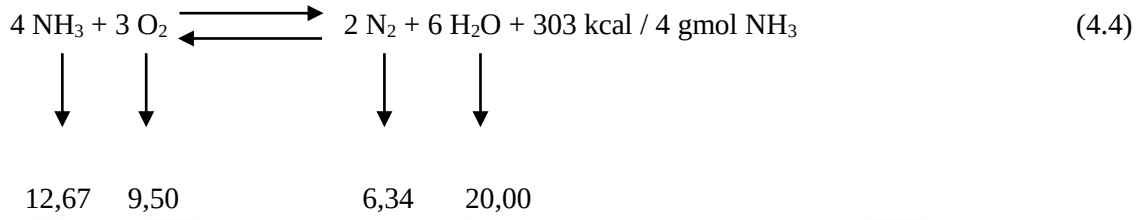
Reaksiyon 1’de amonyağın % 97’sinin harcandığını düşünürsek;

$$422.77 \times 0,97 = 410.10 \text{ kmol NH}_3 \quad (4.1)$$



Kalan %3 Amonyak (NH₃) ise Reaksiyon 2’de harcanacaktır. Çizelge 4.3’de amonyak oksidasyon reaktörü çıkan ürünlerin mol sayıları gösterilmiştir.

$$422.77 \times 0,03 = 12,67 \text{ kmol NH}_3 \quad (4.3)$$



Çizelge 4.3. Amonyak oksidasyon reaktörü çıkan ürünlerin mol sayıları.

	Giren	Harcanan	Oluşan	Çıkan
NH ₃	422,77	422,77	-----	-----
NO	-----	-----	410,10	410,10
H ₂ O	49,55	-----	635,15	684,70
N ₂	2847,32	-----	6,34	2853,66
O ₂	756,7	522,1	-----	234,60

Eğer amonyak oksidasyon reaktörü çıkışı gaz analizi ile bizim kütle denklığı sonuçlarımızı karşılaştırmak istersek, analizde ki normal metreküp değerine çevirmek için her kmol değerini 22,40 ile çarpmamız gerekmektedir. Böylece 1 saatte oluşan gazların normal metreküp cinsinden değerlerini bulmuş oluruz. Çizelge 4.4’de amonyak oksidasyon reaktörü çıkışı gaz analizi ile kütle denklığı gösterilmiştir.

Çizelge 4.4. Amonyak oksidasyon reaktörü çıkışı gaz analizi ile kütle denklığı.

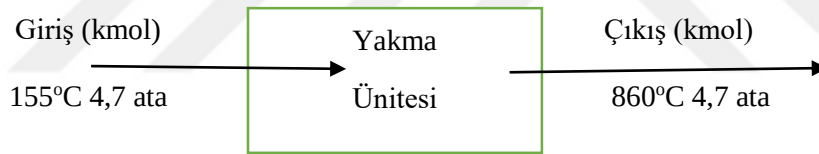
	Analiz (Nm ³)	Kütle denklığı (kmol x 22,4) (Nm ³)
NO	9186,00	9186,24
O ₂	5260,00	5255,04
N ₂	63922,00	63921,98
H ₂ O	15310,00	15337,28

Amonyak oksidasyon reaktörü çıkış gazı analizi ile kütle dengliği değerleri birbiri ile uyushmaktadır.

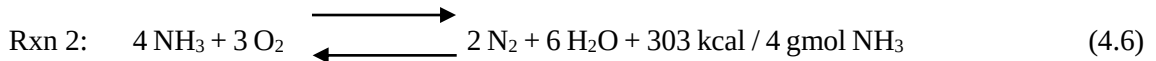
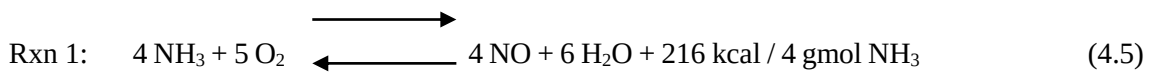
4.2.2. Amonyak oksidasyon reaktörü için enerji dengliği hesapları

Amonyak oksidasyon reaktörü giriş gazları 155 °C de sisteme girmektedir. Ardından katalizör ile amonyağın oksitlenmesi gerçekleşmektedir. Oluşan iki reaksiyonda ekzotermiktir ve gazlar reaktörü 860 °C’ de terk etmektedir. Gazlar reaktörü terk ettikten sonra oksidasyon - absorpsiyon kulesine verilmeden önce soğutulmaları gerekir. Soğutma işlemi gazların ısılarını soğutma suyuna ya da diğer adıyla kazan besleme suyuna vermeleri ile gerçekleşmektedir. Kazan besleme suyu reaktör kazanına 150 °C, 40 ata’da girip, 410 °C, 40 ata’da terk etmektedir. Kazanı terk eden su kızgın buhar formundadır ve buhar türbinini çalıştırıp, enerji üretmek için kullanılır (Çengel, 2008). Enerji dengliğindeki amaç amonyak oksidasyon reaktöründeki ve sistemdeki enerji kaybını analiz etmektir.

Kısım 1 (Yakma Ünitesi)



Eşitlikler 4.5 ve 4.6 da Rxn 1 ve Rxn 2 eşitliği olarak gösterilmiştir.



Genel enerji dengliği:

$$Q - W = \Delta H + \Delta KE + \Delta PE \quad (4.7)$$

Sisteme uygulanan bir iş yoktur. Ayrıca kinetik enerji ve potansiyel enerji değişimlerini de sıfır varsayabilir.

$$W = 0, \Delta KE = 0, \Delta PE = 0 \quad (4.8)$$

$$Q = \Delta H \quad (4.9)$$

$$\Delta H = \Delta H_{\text{çıkış}} - \Delta H_{\text{giriş}} + \Delta H_{\text{rxn}} \quad (4.10)$$

$$\Delta H_{\text{giriş}} = H_{25} - H_{155} = -(H_{155} - H_{25}) \quad (4.11)$$

$$\Delta H_{\text{giriş}} = - \int_{25}^{155} C_p dt \quad (\text{Birimi: KJ/kmol}) \quad (4.12)$$

Çizelge 4.5'de amonyak oksidasyon reaktörü ürünlerin (a),(b/100),(c/1000),(d/e09) polinom değerleri gösterilmiştir.

Çizelge 4.5. Amonyak oksidasyon reaktörü ürünlerin (a),(b/100),(c/1000),(d/e09) polinom değerleri

	<u>a</u>	<u>b/100</u>	<u>c/10000</u>	<u>d/E09</u>
NH ₃	35,15	2,954	0,4421	-6,686
O ₂	29,10	1,158	-0,6076	1,311
N ₂	29,00	0,2199	0,5723	-2,871
NO	29,50	0,8188	-0,2925	0,3652
H ₂ O	3,46	0,6880	0,7604	-3,593

$$\Delta \bar{H} = aT + \frac{bT^2}{2} + \frac{cT^3}{3} + \frac{dT^4}{4} \quad (25^\circ\text{C'den } 155^\circ\text{C'ye}) \quad (4.13)$$

$$\Delta \bar{H}_{O_2} = 29,10(155 - 25) + \frac{1,158}{100 \times 2}(155^2 - 25^2) - \frac{0,6076}{E05 \times 3}(155^3 - 25^3) + \frac{1,311}{E09 \times 4}(155^4 - 25^4) \quad (4.14)$$

$$\Delta \bar{H}_{O_2} = 3911,165 \text{ KJ/kmol} \quad (4.15)$$

$$\Delta \bar{H}_{N_2} = 29,0(155 - 25) + \frac{0,2199}{100 \times 2}(155^2 - 25^2) + \frac{0,5723}{E05 \times 3}(155^3 - 25^3) - \frac{2,871}{E09 \times 4}(155^4 - 25^4) \quad (4.16)$$

$$\Delta \bar{H}_{N_2} = 3828,117 \text{ KJ/kmol} \quad (4.17)$$

$$\Delta \bar{H}_{NH_3} = 35,15(155 - 25) + \frac{2,954}{100 \times 2}(155^2 - 25^2) + \frac{0,4421}{E05 \times 3}(155^3 - 25^3) - \frac{6,686}{E09 \times 4}(155^4 - 25^4) \quad (4.18)$$

$$\Delta \bar{H}_{NH_3} = 4919,619 \text{ KJ/kmol} \quad (4.19)$$

$$\Delta \bar{H}_{H_2O} = 33,46(155 - 25) + \frac{0,6880}{100 \times 2}(155^2 - 25^2) + \frac{0,7604}{E05 \times 3}(155^3 - 25^3) - \frac{3,593}{E09 \times 4}(155^4 - 25^4) \quad (4.20)$$

$$\Delta \bar{H}_{H_2O} = 4439,177 \text{ KJ/kmol} \quad (4.21)$$

$$\Delta H_{Gir\ddot{s}} = (422,77 \text{ kmol} \times H_{NH_3}) + (756,7 \text{ kmol} \times H_{O_2}) + (2847,32 \text{ kmol} \times H_{N_2}) + (49,55 \text{ kmol} \times H_{H_2O}) \quad (4.22)$$

$$\Delta H_{\text{çıkış}} = - \int_{25}^{860} Cp \, dt \quad (\text{Birimi: KJ/kmol}) \quad (4.23)$$

$$\Delta \bar{H}_{O_2} = 29,10(860 - 25) + \frac{1,158}{100 \times 2}(860^2 - 25^2) - \frac{0,6076}{E05 \times 3}(860^3 - 25^3) + \frac{1,311}{E09 \times 4}(860^4 - 25^4) \quad (4.24)$$

$$\Delta \bar{H}_{O_2} = 27469,953 \text{ KJ/kmol} \quad (4.25)$$

$$\Delta \bar{H}_{N_2} = 29,0(860 - 25) + \frac{0,2199}{100 \times 2}(860^2 - 25^2) + \frac{0,5723}{E05 \times 3}(860^3 - 25^3) - \frac{2,871}{E09 \times 4}(860^4 - 25^4) \quad (4.26)$$

$$\Delta \bar{H}_{N_2} = 25847,241 \text{ KJ/kmol} \quad (4.27)$$

$$\Delta \bar{H}_{H_2O} = 33,46(860 - 25) + \frac{0,7604}{100 \times 2}(860^2 - 25^2) + \frac{0,6880}{E05 \times 3}(860^3 - 25^3) - \frac{3,593}{E09 \times 4}(860^4 - 25^4) \quad (4.28)$$

$$\Delta \bar{H}_{H_2O} = 31601,974 \text{ KJ/kmol}, \quad (4.29)$$

$$\Delta \bar{H}_{NO} = 29,50(860 - 25) + \frac{0,818}{100 \times 2} (860^2 - 25^2) - \frac{0,2925}{E05 \times 3} (860^3 - 25^3) + \frac{0,3658}{E09 \times 4} (860^4 - 25^4) \quad (4.30)$$

$$\Delta \bar{H}_{NO} = 27087,666 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{çıkış}} = (410,10 \text{ kmol} \times H_{NO}) + (234,6 \text{ kmol} \times H_{O_2}) + (684,70 \text{ kmol} \times H_{H_2O}) + (2853,66 \text{ kmol} \times H_{N_2}) \quad (4.31)$$

$$= 112950212,1 \text{ KJ} \times 0,239 \text{ Kcal/KJ} \quad (4.32)$$

$$= 26995100,69 \text{ Kcal} \quad (4.33)$$

$$\Delta H = \Delta H_{\text{çıkış}} - \Delta H_{\text{giriş}} + \Delta H_{\text{rxn}} \quad (4.34)$$

$$= 26995100,69 - 4612328,407 - 23105150 \quad (4.35)$$

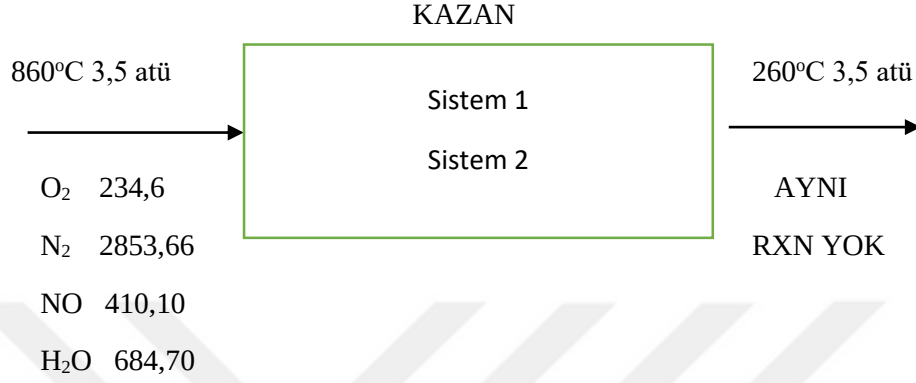
$$= -722377,717 \text{ Kcal} \quad (4.36)$$

Kısım 2 (Atık Isı Kazanı)

Reaktörün bu kısmında atık gazlar reaktörün kazan kısmına girerler. Kazana girdiklerinde sıcaklıkları 860 °C'dir. Atık gazlar kazan besleme suyuna ısılarını verdikten sonra 260 °C'de kazanı terk ederler. Kazan besleme suyu ise reaktöre 150 °C, 40 ata'da girip, 410 °C 40 ata'da kızgın buhar olarak reaktörü terk eder. Daha sonra bu buhar elektrik üretmek için buhar türbininde kullanılır.

Bu kısımda 2 sistem vardır:

- Sistem 1: Gaz bölümü
- Sistem 2: Kazan besleme suyu



$$Q - W = \Delta H + \Delta KE + \Delta PE \quad (4.37)$$

$$W = 0, \Delta KE = 0, \Delta PE = 0 \text{ (İhmal edilebilir)} \quad (4.38)$$

$$Q = \Delta H = \text{İkinci sistem tarafından absorbe edilen ısı} \quad (4.39)$$

$$\Delta H = H_{O_2} + H_{N_2} + H_{NO} + H_{H_2O} \quad (4.40)$$

$$\Delta \bar{H}_{O_2} = 29,10(260 - 860) + \frac{1,158}{100 \times 2} (260^2 - 860^2) - \frac{0,676}{E05 \times 3} (260^3 - 860^3) + \frac{1,311}{E09 \times 4} (260^4 - 860^4) \quad (4.41)$$

$$\Delta \bar{H}_{O_2} = -20135,022 \text{ KJ/kmol} \quad (4.42)$$

$$\Delta \bar{H}_{N_2} = 29,00(260 - 860) + \frac{0,2199}{100 \times 2} (260^2 - 860^2) + \frac{0,5723}{E05 \times 3} (260^3 - 860^3) - \frac{2,871}{E09 \times 4} (260^4 - 860^4) \quad (4.43)$$

$$\Delta \bar{H}_{N_2} = -18929,383 \text{ KJ/kmol} \quad (4.44)$$

$$\Delta \bar{H}_{NO} = 29,50(260 - 860) + \frac{0,8188}{100 \times 2} (260^2 - 860^2) - \frac{0,2925}{E05 \times 3} (260^3 - 860^3) + \frac{0,3652}{E09 \times 4} (260^4 - 860^4) \quad (4.45)$$

$$\Delta \bar{H}_{NO} = -3967,675 \text{ KJ/kmol} \quad (4.46)$$

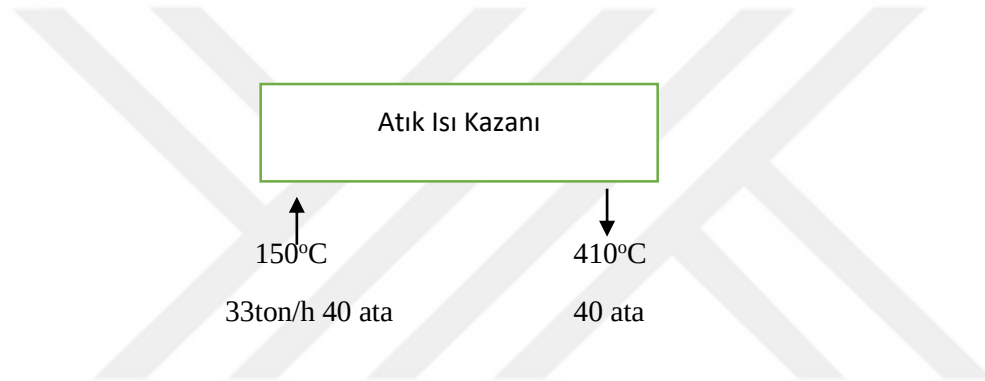
$$\Delta \bar{H}_{H_2O} = 33,46(260 - 860) + \frac{0,6880}{100 \times 2}(260^2 - 860^2) + \frac{0,7604}{E05 \times 3}(260^3 - 860^3) - \frac{3,593}{E09 \times 4}(260^4 - 860^4) \quad (4.47)$$

$$\Delta \bar{H}_{H_2O} = -23468,076 \text{ KJ/kmol} \quad (4.48)$$

$$\Delta H = (410,10 \times H_{NO}) + (234,6 \times H_{O_2}) + (684,70 \times H_{H_2O}) + (2853,66 \times H_{N_2}) \quad (4.49)$$

$$\Delta H = -85215913,64 \text{ KJ} \times 0,239 \text{ KJ/Kcal} \quad (4.50)$$

$$= -20366603,36 \text{ kcal} \quad (4.51)$$



Şimdi de birinci sistemden alınan enerjinin 410 °C’de kızgın buhar elde etmeye yeterli olup olmadığını inceleyelim:

$$Q - W = \Delta H + \Delta KE + \Delta PE \quad (\text{Yatışkan durum}) \quad (4.52)$$

$$W = 0, \Delta KE = 0, \Delta PE = 0 \quad (4.53)$$

$$Q = \Delta H \quad (4.54)$$

$$\Delta \bar{H} = \bar{H}_{410^\circ C, 40ata} - \bar{H}_{150^\circ C, 40ata} \quad (4.55)$$

Sistem 1 tarafından verilen ısı: 20366603,36 Kcal

Sistem 2 tarafından alınan ısı: 20167191,144 Kcal

Enerji kaybı: 199412,22 Kcal/h olarak bulunur.

4.3. Oksidasyon Reaktöründe Revizyon Çalışmaları

Revizyon öncesi reaktör çıkışında NO_x gazı sıcaklığı $350\text{ }^\circ\text{C}$ olan, bu yüksek sıcaklık değeri rest-gaz esanjörüne gidene kadar $450\text{ }^\circ\text{C}$ oluyordu. Kazan besleme esanjöründe yeteri kadar soğutulamayan su atık ısı kazanı ekonomizer hattına basılıyordu. Serpantinlerin içinde buhar daha yavaş halde ilerlemekteydi. Daha yavaş ilerleyince de soğuma gerçekleşmiyordu. O yüzden malzemeyi hem çatlatıyor, hemde deliniyordu. Buda serpantinlerde kaçaklara neden oluyordu. Reaktörün de dizaynından kaynaklı sık sık duruşlar oluşuyordu. Bunu problemleri önlemek adına reaktör yenilenmesine gidildi.

Şekil 4.1’de gösterilen eski reaktörde atık ısı kazanı kısmı geometrisi kare şeklindeydi. Şekil 4.2’de gösterilen yeni reaktörde atık ısı kazanı kısmı olan ekonomizer, buharlaştırıcı ve kızdırıcı bölümü üstüste konarak spiral seklinde dizayn edilmiştir. Böylelikle, arıza olduğu zaman hemen müdahale edebilmek kolaylaşmıştır. Hem de ısı transfer yüzeyi diğerine göre neredeyse % 10 daha verimli olmuştur. Reaktör yenilenince eşanjörlerde rahatlatma olmuş ve malzeme ömrü artırılmıştır.

Eskisi gibi duruşlar meydana gelmediğinden dolayı da zaman kazanımı olmuştur. Bu önemli duruşların sebebi kaçaklar ve değişimlerden kaynaklıydı. Duruş nedenleri; atık ısı kazanı gaz kaçağı, gövde kaçağı, ön ısıtıcısı (ekonomizer) ve buharlaştırıcı serpantin kaçağı, buharlaştırıcı duvar serpantini kaçağı, duvar borusu kaçağı, gövde serpantinlerin değişimi, platin değişimi, NO çıkış sıcaklığıydı.



Şekil 4.1. Revizyon öncesi eski reaktör kare şeklinde sarımlı serpantinler.



Şekil 4.2. Yeni reaktör ve spiral şeklinde sarımlı serpantinler.

Reaktörde yapılan yenilikler: proses gaz soğutucusu, serpantin yapısı, raching halka sepeti dizaynı, serpantin yüzey alanı, reaktör ölçüleri, su yolları, otomasyon ve malzeme ile dizayn revize edilmiştir. Eski ve yeni reaktör rehabilitasyon çalışmaları değerlendirilmiş olup, revizyon sonrası sistemde reaktör kaynaklı duruş olmamıştır. Çizelge 4.6'da 2015-2020 yılları arası reaktör kaynaklı duruşlar gösterilmiştir.

Çizelge 4.6. 2015-2020 yılları arası reaktör kaynaklı duruşlar

YIL	A REAKTÖR	B REAKTÖR	A+B Reaktor
2015	116,5	36	152,5
2016	190,5	78	268,5
2017	108	0	108
2018	131	149	280
2019	635	179	814
2020	477,5	45	522,5

4.4. ANSYS Fluent için Model Parametreleri

ANSYS Fluent, bünyesinde barındırdığı değişik fiziksel modeller sayesinde laminar, geçişsel ve türbülanslı akışlara, iletim, taşınım ve radyasyon ile ısı geçişini içeren problemlere, kimyasal tepkimeleri içeren problemlere, yakıt pilleri, akustik, akış kaynaklı gürültü, çok fazlı akışları içeren problemlere hızlı ve güvenilir çözümler üretebilmektedir. ANSYS Fluent yakınsamayı hızlandıran çoklu ağ metoduyla beraber çoklu çözücü seçenekleri ile geniş hız rejimleri aralıklarında optimum çözüm etkinliği ve hassasiyeti getirmektedir (Fluent, 2022).

Türbülans, orta ve yüksek Reynolds sayılarında, akışkanlarda gözlemlenen 3B, kararsız, düzensiz harekettir. Akışkan hareketleri genellikle düşük viskoziteli akışkanlara dayandığından, neredeyse tüm akımlar türbülanslıdır. Birçok teknik konu türbülansa bağlıdır. Bunlar;

- Hız, enerji ve türlerin karışımları
- Isı transferi
- Basınç kayıpları ve verimlilik
- Aerodinamik cisimler üzerindeki kuvvetler

Türbülans ilke olarak N-S denklemleri ile tanımlansa da çoğu durumda, CPU gereksinimleri ve bilgisayar kapasitesi gibi sınırlayıcı etkenlerden dolayı doğrudan sayısal simülasyon ile zaman ve mekân bakımından geniş ölçek aralıklarını çözmek mümkün değildir. Bu nedenle, türbülans spektrumun tamamının veya en azından bir kısmının filtrelenmesi için N-S denklemlerine ortalama işlemler uygulanmalıdır. En yaygın olarak uygulanan ortalama yöntem, denklemlerin Reynolds ortalamaları (pratik amaçlar için zaman ortalamaları) olup, Reynolds-

Ortalamalı Navier-Stokes denklemleri (RONS) ile sonuçlanmaktadır. Bu işlemle, tüm türbülanslı yapılar akıştan elenir ve ortalama hız ve basınç alanlarının yumuşak bir değişimi elde edilebilir. Simülasyonun kalitesi için uygun bir türbülans modeli seçmek çok önemlidir.

4.4.1. Ağ yapısı

Bütün problemlerin çıkış noktası bir “geometri” dir. Geometri, analiz edilecek problemin şeklini tanımlar. Bu geometri; hacimlerden, yüzlerden (yüzeyler), kenarlardan (eğriler) ve köşelerden (noktalar) oluşabilir. Problem geometrisinin discrete (ayrık, açık, belirli) gösterimidir.

Sayısal analizde doğru bir çözüm elde edebilmek için önemli parametreler şunlardır (Bakker,2002-2006);

- Ağ yoğunluğu (eleman sayısı)
- Hücrenin uzunluk/hacim oranları (Aspect ratio)
- Çarpıklık (Skewness)
- Eleman seçimi (Üçgen veya poligon vb.)
- Sınır tabaka ağı
- Adaptasyon ve mesh gelişimi.

Mesh kalitesi: Aynı hücre sayısı için altı yüzlü ağlar, özellikle ızgara çizgileri akışla hizalanmışsa daha doğru çözümler verecektir. Ağ yoğunluğu, ilgili tüm akış özelliklerini yakalayacak kadar yüksek olmalıdır. Duvara bitişik ağ, sınır tabakası akışını çözecek kadar ince olmalıdır. Sınır katmanlarında, tri'ler, tet'ler veya piramitler yerine dörtlü, altıgen ve prizma/kama hücreleri tercih edilmelidir. Mesh kalitesinin değerlendirilmesinde ise dört önemli ölçüt vardır:

- Skewness (eğrilik),
- Smoothness (düzgünlük),
- Aspect Ratio (en/boy oranı) ve
- Orthogonal Quality.

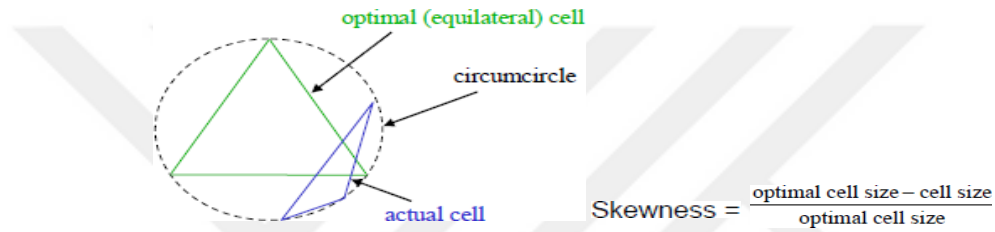
Skewness (Eğrilik/Çarpıklık) : İki yöntem ile belirlenebilir:

Eşkenar üçgen hacmine bağlı olarak hesaplanabilir Elde edilen değer 0'a yakın olması istenir. Şekil 4.3'de skewness değerinin hesaplanma formülü gösterilmiştir. Çizelge 4.7'de gösterilen skewness elde edilen değeri 0.80 e kadar kabul edilebilir değerdir. Şekil 4.4'de gösterilen normalize eşkenar açı ise değerinden sapmaya bağlı olarak hesaplanabilir.

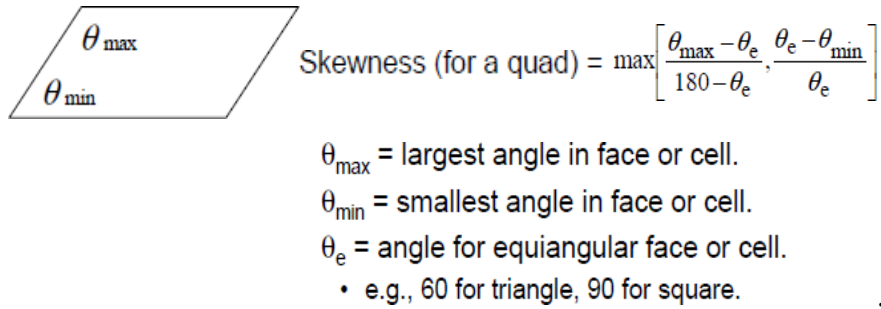
Çizelge 4.7. Skewness değerleri ve hücre kalitesi arasındaki ilişki.

Value of skewness	0-0,25	0,25-0,50	0,50-0,80	0,80-0,95	0,95-0,99	0,99-1,00
Cell quality	excellent	good	acceptable	poor	sliver	degenerate

Skewness= $\longleftrightarrow$
 0 best 1 worst

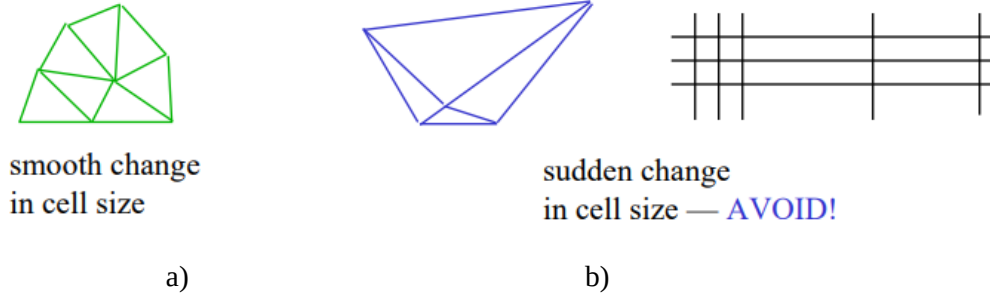


Şekil 4.3. Eşkenar üçgen hacmine bağlı olarak çarpıklık değerinin hesaplanması.



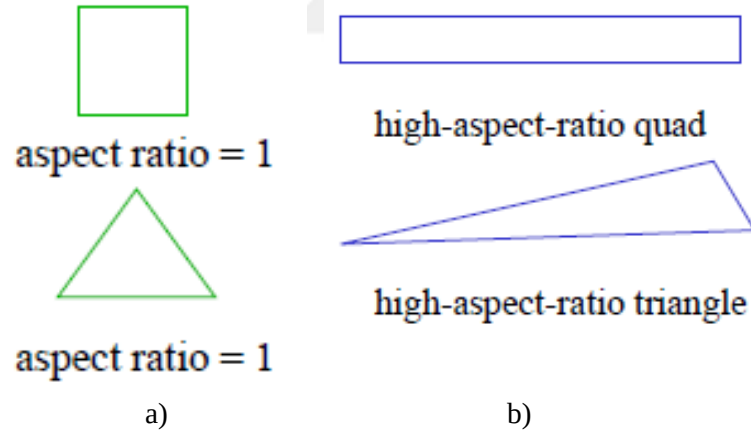
Şekil 4.4. Normalize eşkenar açı değerinden sapmaya bağlı olarak çarpıklık değerinin hesaplanması.

Smoothness (Düzgünlük/Pürüzsüzlük): Hücre ölçülerindeki değişimin yumuşak olması istenir. Boyuttaki değişiklikler kademeli olarak (pürüzsüz) olmalıdır. İdeal olarak, ızgara aralığındaki maksimum değişiklik <%20 olmalıdır. Aşağıdaki şekilde olması istenen ve istenmeyen değişimler görülmektedir. Şekil 4.5’de hesaplama bölgesinde hücre ölçülerinin yumuşak ve geniş zıplama değişimi gösterilmiştir.

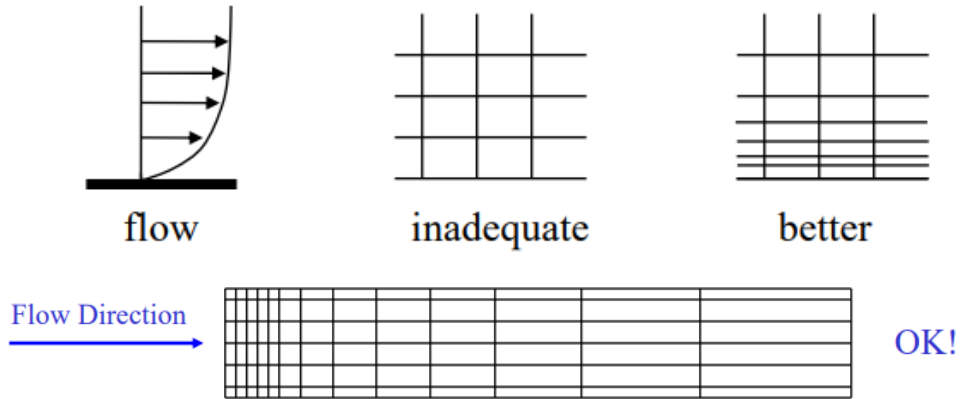


Şekil 4.5. Hesaplama bölgesinde hücre ölçülerinin değişimi a) yumuşak değişim, b) geniş zıplama.

Aspect Ratio (En /Boy Oranı): Hücresinin uzunluk/hacim oranlarının 1'e yakın olması (ideal oran=1) istenir. Hücre en boy oranı (genişlik/yükseklik), akışın çok boyutlu olduğu bir yere yakın olmalıdır. Dörtlül/altıgen hücreler, akışın tamamen gelişmiş ve temelde tek boyutlu olduğu yerlerde gerilebilir (Elnashaie vd.,1988). Şekil 4.6'da hesaplama bölgesindeki hücrelerin uzunluk/hacim oranları ve Şekil 4.7'de hesaplama bölgesindeki hücrelerin uzunluk/hacim oranlarının yetersiz ve iyi olduğu değişimlerin gösterimi gösterilmiştir.



Şekil 4.6. Hesaplama bölgesindeki hücrelerin uzunluk/hacim oranları a) =1, b) >1.



Şekil 4.7. Hesaplama bölgesindeki hücrelerin uzunluk/hacim oranlarının yetersiz ve iyi olduğu değişimlerin gösterimi.

Orthogonal kalite: Ağ kalitesinin bir diğer göstergesi de Ortogonal kalitedir. Ortogonal kalite değeri de 0-1 arasında değişmektedir. Analizi yapılacak ağın kaliteli olması ve doğru sonuçları vermesi için ortogonal kalitenin, hücrelerin büyük çoğunluğunda 0.5-0.6 değerinden büyük olacak şekilde 1'e yakın olması istenir. Ancak 0.15-0.20 arası değerler kabul edilebilirdir. Çizelge 4.8'de ortogonal kalite değerleri gösterilmiştir.

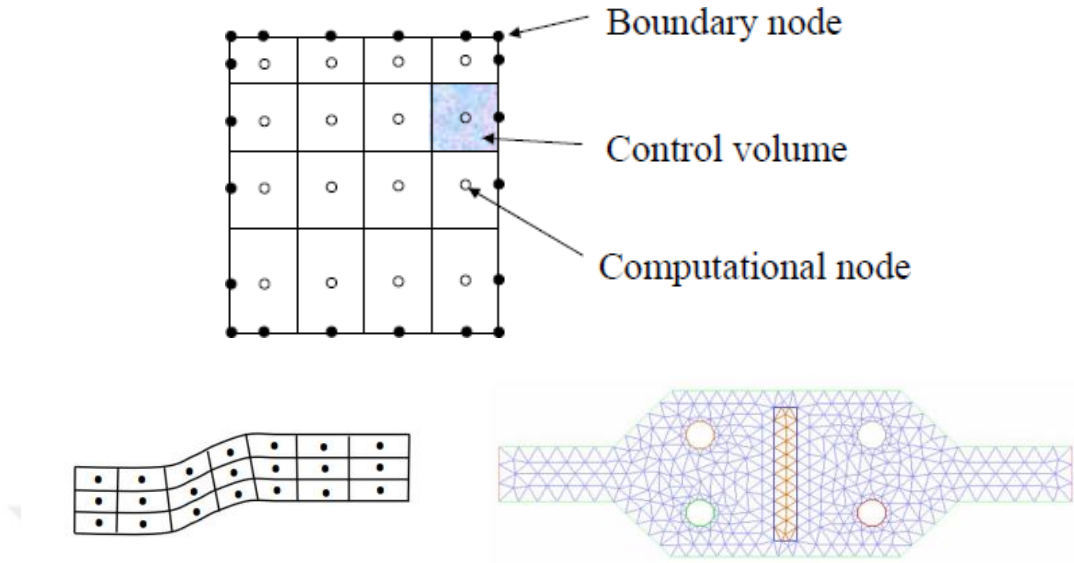
Çizelge 4.8. Orthogonal kalite değerleri.

Unacceptable	Bad	Acceptable	Good	Very Good	Excellent
0-0,001	0,001-0,14	0,15-0,20	0,20-0,69	0,70-0,95	0,95-1,00

$$\text{Orthogonal} = \begin{array}{c} \longleftrightarrow \\ 0 \qquad \qquad 1 \\ \text{worst} \qquad \text{best} \end{array}$$

4.4.2. Sonlu hacimler metodu (FVM)

En yaygın kullanılan Sonlu Hacimler Metodu ile kütle, momentum ve enerji her zaman korunmaktadır. Sonlu hacimler metodunun integral korunumu tam olarak sağlanmaktadır. Sonlu hacimler metodunda çözüm bölgesi ağ yapısı ile sonlu sayıda kontrol elemana bölünür. Ağ kontrol hacimlerinin sınırlarını tanımlamaktadır ve hesaplama düğümü kontrol hacmin merkezinde yer almaktadır (Etemad vd., 2006). Şekil 4.8'de sonlu hacimler metodu için ağ yapısı gösterilmiştir.



Şekil 4.8. Sonlu hacimler metodu için ağ yapısı.

Süreklilik Denklemi Tüm akış bölgeleri için Fluent programı aşağıdaki süreklilik denklemini çözmektedir.

$$\frac{D\rho}{Dt} + \rho \nabla v = S_m \quad (4.56)$$

ρ ; yoğunluk, v ; hız, S_m ; sisteme eklenen kütle (damlacık, buhar vb.) ve t , zamandır. Yapılan bu çalışmada $S_m = 0$ 'dır ve üç boyutlu, daimi şartlar dikkate alındığında zamana bağlı ifadeler ihmal edilir. Denklem [4.2] şeklinde yazılır.

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho u) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho w) = 0 \quad (4.57)$$

Akışkan yoğunluğu sabit kabul edilmesiyle denklem [4.58] şeklinde yazılır.

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0 \quad (4.58)$$

Navier-Stokes denklemi:

$$\rho \frac{dv}{dt} + \rho v \nabla v = -\nabla P + \rho F + \mu \nabla^2 v \quad (4.59)$$

P; basınç, F; dış kuvvetler μ ; dinamik viskozitedir.

Burada ∇^2 , Kartezyen koordinatlarda;

$$\nabla^2 = \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2} \quad \text{şeklindedir.}$$

$\frac{d}{dt}$ ifadesi ise

$$\frac{d}{dt} = \frac{\partial}{\partial t} + u \frac{\partial}{\partial x} + v \frac{\partial}{\partial y} + w \frac{\partial}{\partial z} \quad \text{şeklinde yazılabilir.}$$

Bu ifadelerin açık şekilde kartezyen koordinatlarda yazımı şu şekildedir:

x yönünde:

$$\rho \left(\frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial x} + \rho g_x + \mu \left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right) \quad (4.60)$$

y yönünde:

$$\rho \left(\frac{\partial v}{\partial t} + u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial y} + \rho g_y + \mu \left(\frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial z^2} \right) \quad (4.61)$$

z yönünde:

$$\rho \left(\frac{\partial w}{\partial t} + u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} \right) = -\frac{\partial P}{\partial z} + \rho g_z + \mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right) \quad (4.62)$$

Momentumun Korunumu denklemi:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_i u_j) = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j} + \rho g_i + F_i \quad (4.63)$$

P; basınç, τ_{ij} ; gerilme tensörü, ρg_i ; yerçekimi kuvveti ve F_i ; dış kuvvetleri gösterir.

(i; akış doğrultusunu göstermektedir.) Ayrıca;

$$\tau_{ij} = \left[\mu \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right] - \frac{2}{3} \mu \frac{\partial u_i}{\partial x_i} S_{ij} \quad (4.64)$$

μ ; dinamik viskozite ve δ_{ij} ; Kronecker deltadır (Sudo vd., 1998).

$$\delta_{ij} = \begin{cases} 1 & i=j \text{ için} \\ 0 & i \neq j \text{ için} \end{cases} \quad (4.65)$$

Türbülanslı Akış, gaz ya da sıvı bütün akışkanlarda gerçekleşebilen düzensiz harekettir.

Türbülanslı akış, akışkanın düzensiz, çapraz akışlar ve girdaplar halindeki akışıdır.

Sıkıştırılamaz akışta üç momentum denklemi son şekli [4.66], [4.67], [4.68] şeklinde yazılır;

$$\rho \frac{Du}{Dt} = \rho g_x - \frac{\partial \rho}{\partial x} + \mu \nabla^2 u - p \left[\left(\frac{\partial \overline{u^2}}{\partial x} + \frac{\partial \overline{u'v'}}{\partial y} + \frac{\partial \overline{u'w'}}{\partial z} \right) \right], \quad (4.66)$$

$$\rho \frac{Dv}{Dt} = \rho g_y - \frac{\partial \rho}{\partial y} + \mu \nabla^2 v - p \left[\left(\frac{\partial \overline{u'v'}}{\partial x} + \frac{\partial \overline{v'^2}}{\partial y} + \frac{\partial \overline{v'w'}}{\partial z} \right) \right], \quad (4.67)$$

$$\rho \frac{DU}{Dt} = \rho g_x - \frac{\partial \rho}{\partial x} + \mu \nabla^2 u - p \left[\left(\frac{\partial \overline{u'w'}}{\partial x} + \frac{\partial \overline{v'w'}}{\partial y} + \frac{\partial \overline{w'^2}}{\partial z} \right) \right], \quad (4.68)$$

Enerji Denklemi:

$$\rho \frac{Dh}{Dt} - \frac{Dp}{Dt} = \phi - \nabla \dot{Q} \quad (4.69)$$

Burada h =Entalpi, Q = ısı transferi, Φ =dissipasyonu (tersinir olmayan viskoz işten kaynaklanan kayıp fonksiyonu) dur.

$$h=e+ p/ \rho \quad (4.70)$$

$$\dot{Q}=-k\nabla T \quad (4.71)$$

$$\Phi = \mu \left[2 \left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial w}{\partial z} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right)^2 \right] - \frac{2}{3} \mu \left(\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} \right)^2 \quad (4.72)$$

4.4.3. Türbülanslı akışın modellenmesi

ANSYS Fluent yazılımının sağladığı türbülans modellerinden bazıları aşağıdadır (Gülsevinçler, 2013).

- k-epsilon modeli: Bu model, en yaygın kullanılan türbülans modelidir ve temel olarak basit türbülanslı akışlar için kullanılır. Bu model, akışkanın kinetik enerjisi ve dissipe edilen türbülans kinetik enerjisi arasındaki ilişkiyi hesaplar.
- k-omega modeli: Bu model, yüksek türbülans yoğunluğu olan akışkanlar için daha uygun olan bir modeldir. Bu model, kinetik enerji yerine ölçeklenebilir kinetik enerjiyi hesaplar.
- Reynolds Stress modeli: Bu model, türbülansın matematiksel olarak daha karmaşık olduğu durumlarda kullanılır. Bu model, Reynolds streslerinin ortalamalarını hesaplar.
- Large Eddy Simulation (LES): Bu model, büyük ölçekli türbülans yapılarını çözerek daha doğru sonuçlar verir. Ancak, daha yüksek hesaplama maliyeti nedeniyle diğer modellere göre daha yavaştır.
- Detached Eddy Simulation (DES): Bu model, düşük frekanslı türbülansları çözmek için RANS (Reynolds Averaged Navier-Stokes) modeli ile LES'in birleştirilmesi ile oluşturulmuştur.

Bu modellerin her biri, farklı koşullarda ve uygulamalarda kullanılabilir ve CFD programları, kullanıcılara seçenekler sunarak en uygun türbülans modelinin seçilmesini sağlar

k- ω modelleri türbülans modeli

k- ω formülasyonunun önemli bir avantajı düşük reynolds sayılı akışlarda yakın duvar hesaplamasıdır. Bu model k- ϵ modelinde gereken kompleks non-linear damping fonksiyonuna

ihtiyaç duymaz. Bu yüzden daha kesin ve sağlam sonuçlar verir. k- ω modeli turbülans viskozitenin turbülans kinetik enerji ve turbülans frekansı ile bağlantılı kabul eder (Srinivasan ve Sankar 1995).

$$\mu_t = \rho \frac{k}{\omega} \quad (4.73)$$

k- ω modelinin başlangıcı Wilcox tarafından atılmıştır. Bu model iki aktarım denklemini çözer, bunlardan birisi turbülans kinetik enerji, k, diğeri turbülans frekansı, ω . Gerilme tensörü edi-viskozite konseptine göre hesaplanır.

k eşitliği;

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho U k) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \beta' \rho k \omega \quad (4.74)$$

ω eşitliği;

$$\frac{\partial(\rho \omega)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho U \omega) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \right) \nabla \omega \right] + a \frac{\omega}{k} P_k - \beta \rho \omega^2 \quad (4.75)$$

Bağımsız değişkenlere ilaveten, yoğunluk, hız vektörü Navier-Stokes denkleminde bulunduğu kabul edilir. P_k turbülans üretim miktarıdır ve k- ϵ modelinde olduğu gibi hesaplanır

$$P_k = \mu_t \nabla U \cdot (\nabla U + \nabla U^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot U (3 \mu_T \nabla \cdot U + \rho k) + P_{kb} \quad (4.76)$$

Model sabitleri $\beta'=0,09$, $a=5/9$, $\beta=0,075$, $\sigma_k=2$, $\sigma_\omega=2$

Bilinmeyen Reynolds Gerilme Tensörü, aşağıdaki bağıntıdan hesaplanır

$$\tau_{ij} = \mu_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho \delta_{ij} \nabla \cdot U \quad (4.77)$$

Durma bölgelerindeki turbülans kinetik enerjilerinin yeniden üretiminden kaçınmak için Menter[14] tarafından üretim terimine sınırlayıcı(limiter) uygulanmıştır.

$$\bar{P}_k = \min(P_k, C_{lim} \epsilon) \quad (4.78)$$

Kesme-gerilme taşınım k- ω modeli (Shear-stress transport (SST) k- ω model)

k-ω temelli SST turbülans modeli turbülanslı kopma(shear) gerilmelerini hesaplar ve akım ayrılmalarının başlangıcını ve ters basınç gradyanları altındaki ayrılma miktarını yüksek kesinlikte tahmin eder. SST'yi açıklayabilmek için k-ω temelli turbülans modelini anlatmak gerekir.

k-ω modelinin düzgün yüzeylerden akım ayrılmasının zamanını ve yerini hesaplarken başarısız olduğu gözlemlendi. Bunun nedenleri Menter tarafından ayrıntılarıyla verildi. Ana neden modelin, turbülanslı kopma gerilme aktarımını hesaplamamasıydı. Bu ediviskozitenin geç tahmin edilmesine sebep olmuştur (Landgrebe ve Cheney, 1973). Doğru aktarım şekli, ediviskozite formülüne bir limiter eklenmesiyle elde edilebilir;

$$v_t = \frac{a_1 k}{\max(a_1 \omega, SF_2)} \quad (4.78)$$

$$v_t = \frac{\mu_t}{\rho} \quad (4.79)$$

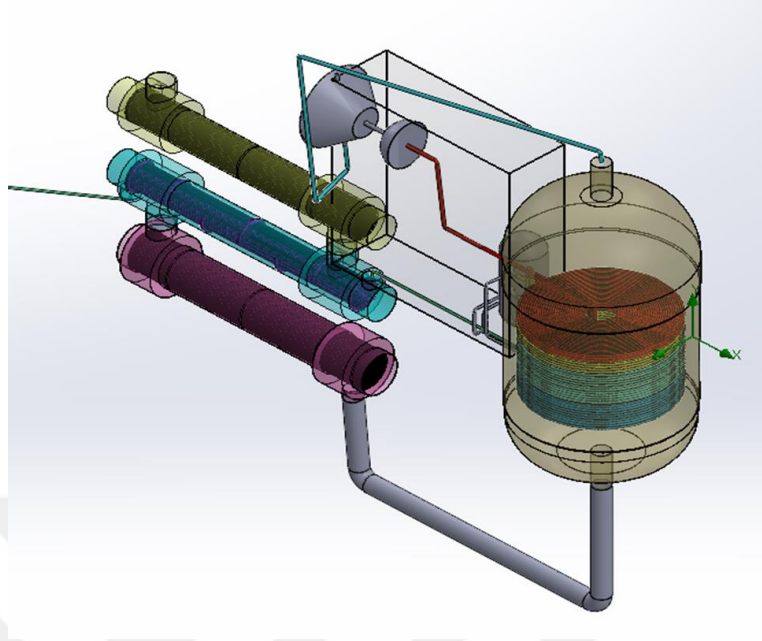
(4.78) bağıntısındaki F2, F1' e benzeyen bir harmanlama fonksiyonudur ve limiteri duvar sınır katmanına sıkıştırır. S ise çekme oranının değişmeyen ölçüsüdür.

4.5. Amonyak Oksidasyon Reaktörünün Sayısal Analizi

Çalışmada kullanılan sayısal model amonyak oksidasyon reaktöründeki serpantinlerin birebir ölçekli modelidir. Sayısal model Solidworks programında çizilmiştir. Çizilen model ANSYS Workbench Space Claim programına aktarılmıştır.

Sayısal çözümün doğruluğunu etkileyen önemli bir parametrenin ağ bağımsızlığı olduğu bilinmektedir. Bu sebeple sayısal analizlere geçmeden önce ağ bağımsızlığı çalışmaları için, çizilen üç boyutlu model farklı sayılarda sonlu hacme bölünmüştür.

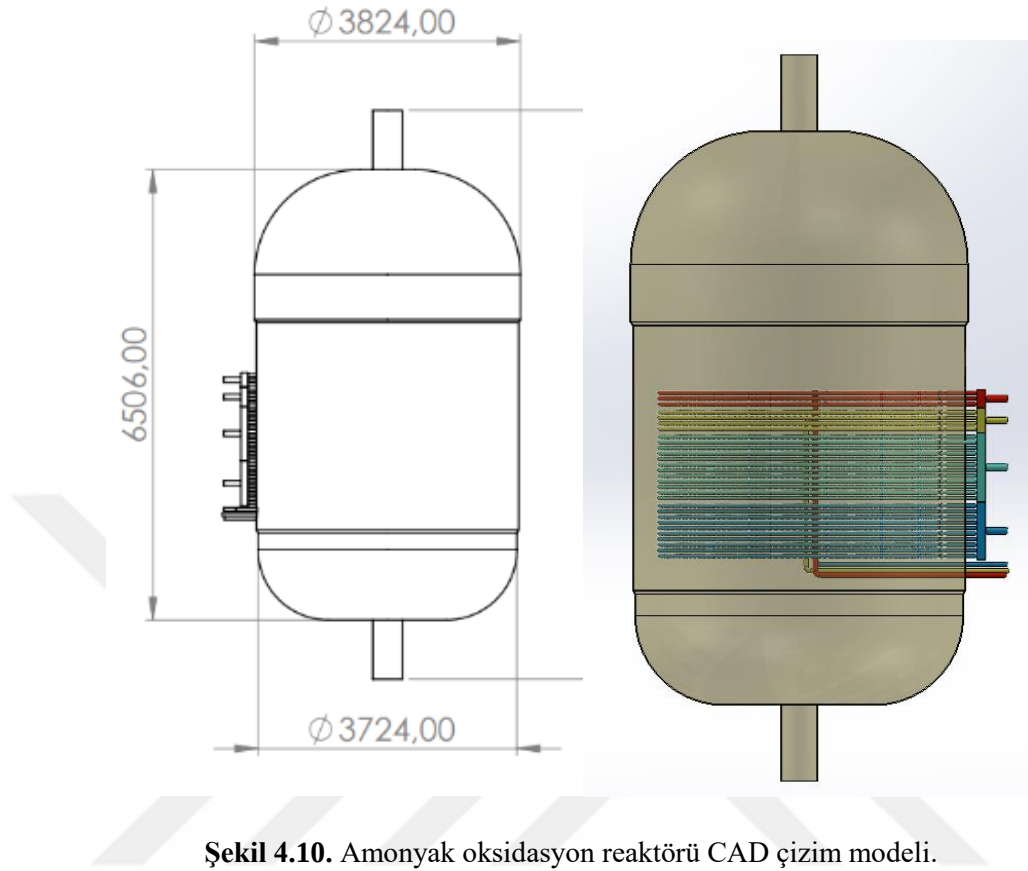
ANSYS Workbench Mesh programı ile oluşturulan mesh yapıları ANSYS Fluent programına aktarılmıştır. ANSYS Fluent programına aktarılan model Şekil 4.9'da görülmektedir. Önce mesh bağımsızlığı çalışmaları ardından da sayısal ısı tranferi analizi gerçekleştirilmiştir. Burada amaç çalışmanın sonuçlarını etkilemeyen uygun ve yeterli hücre sayısının belirlenmesidir. Kararlı hal (Steady-state) için çözümün sonucunu etkilemeyen mesh yapısı belirlenmiştir.



Şekil 4.9. Nitrik asit üretim prosesi cad çizimi.

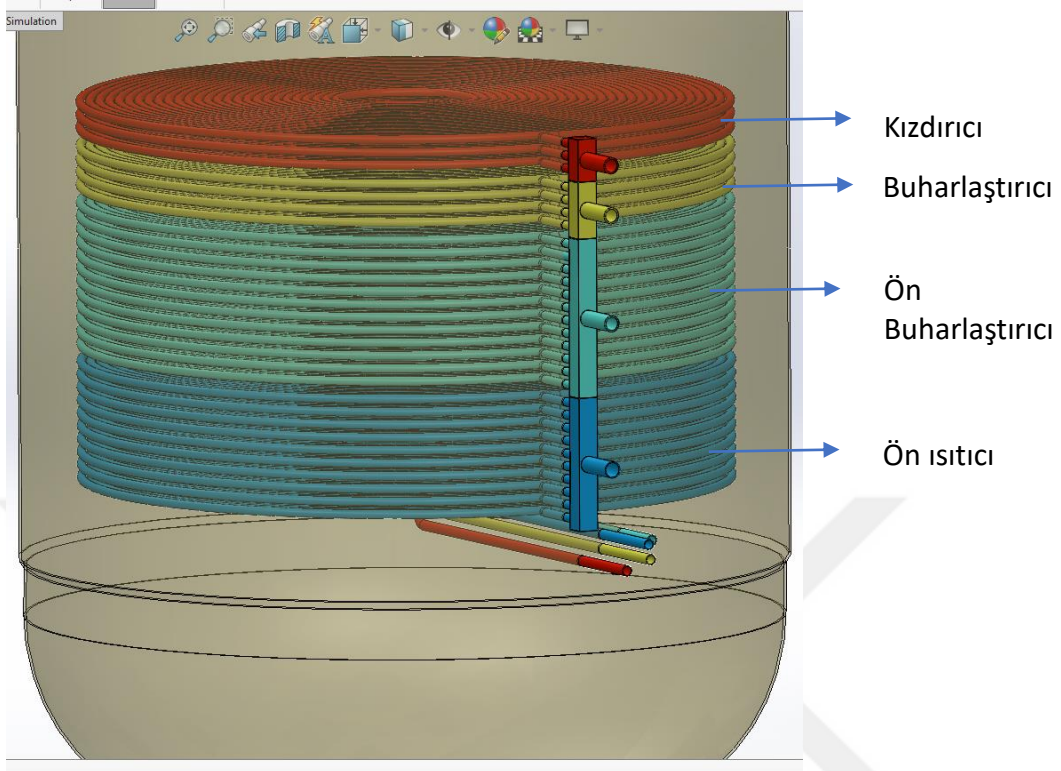
4.5.1. Sayısal model oluşturma

Bu çalışmada bir nitrik asit üretim tesisinde bulunan nitrik asit üretmek için kullanılan amonyak oksidasyon reaktörünün ölçekli modeli oluşturulmuştur. Amonyak oksidasyon reaktörünün sayısal analizi Ansys Fluent programında yapılmıştır. Amonyak oksidasyon reaktörünün giriş parametreleri, sıcaklıkları, hız vektörleri, basınç kayıpları tesis verileriyle mukayese edilmiştir.



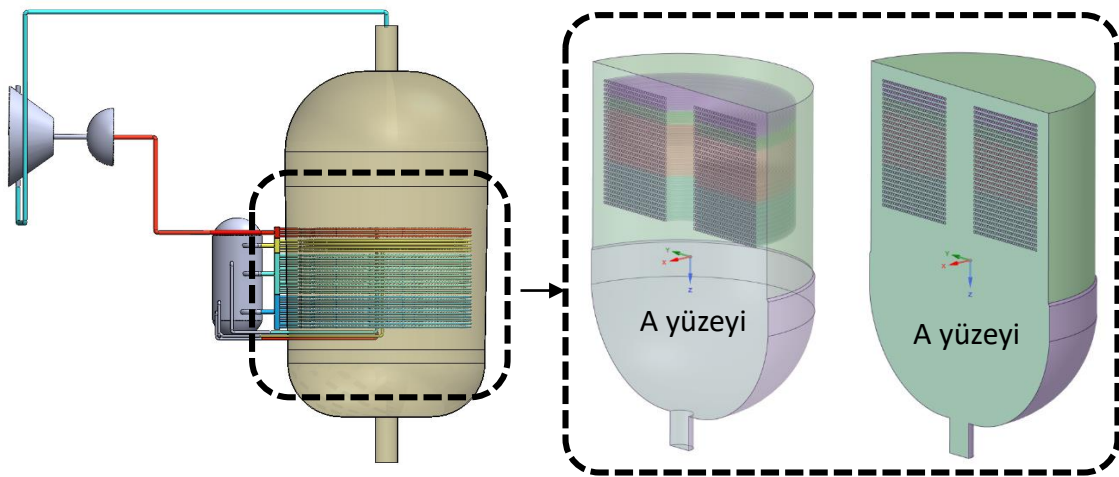
Şekil 4.10. Amonyak oksidasyon reaktörü CAD çizim modeli.

Çalışmada kullanılan model çizimleri, 3 boyutlu CAD tasarım yazılımı olan SolidWorks kullanılarak çizilmiştir. Aşağıdaki şekillerde 3800 mm çapında 6,5 m boyunda bir nitrik asit üretim tesisinin amonyak oksidasyon reaktörünün 3 boyutlu çizimleri görülmektedir. Şekil 4.10-Şekil 4.11’de tüm boyutlar ve yerleşim yerleri görülmektedir.



Şekil 4.11. WHB-atık ısı kazanı cad çizim modeli.

Şekil 4.10’da gösterilen reaktör, % 89 hava ile % 11 NH_3 reaksiyonu sonrası oluşan atık gazların hız, basınç ve sıcaklık dağılımlarını incelenmek amacıyla Ansys Spaceclaim programı yardımıyla yukarıda gösterildiği A yüzeyinden 3D simetrik olarak modellenmiştir. Şekil 4.10 reaktör simetrik sayısal modeli ve A yüzeyi verilmiştir.

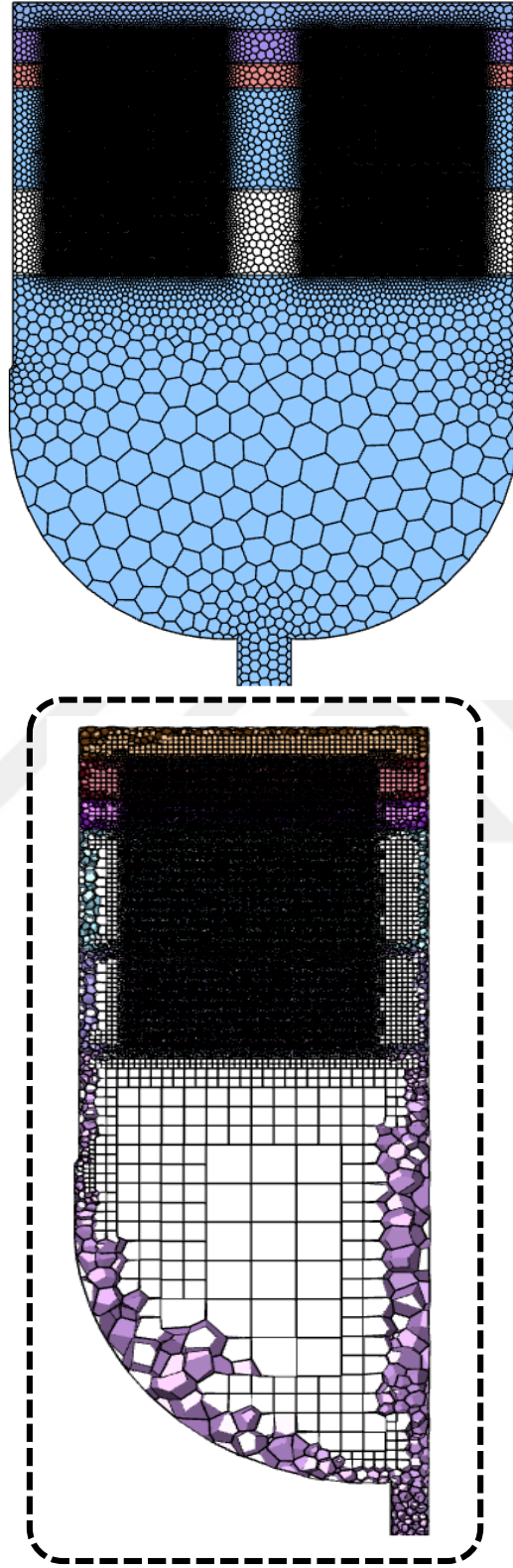


Şekil 4.12. Reaktör simetrik sayısal modeli.

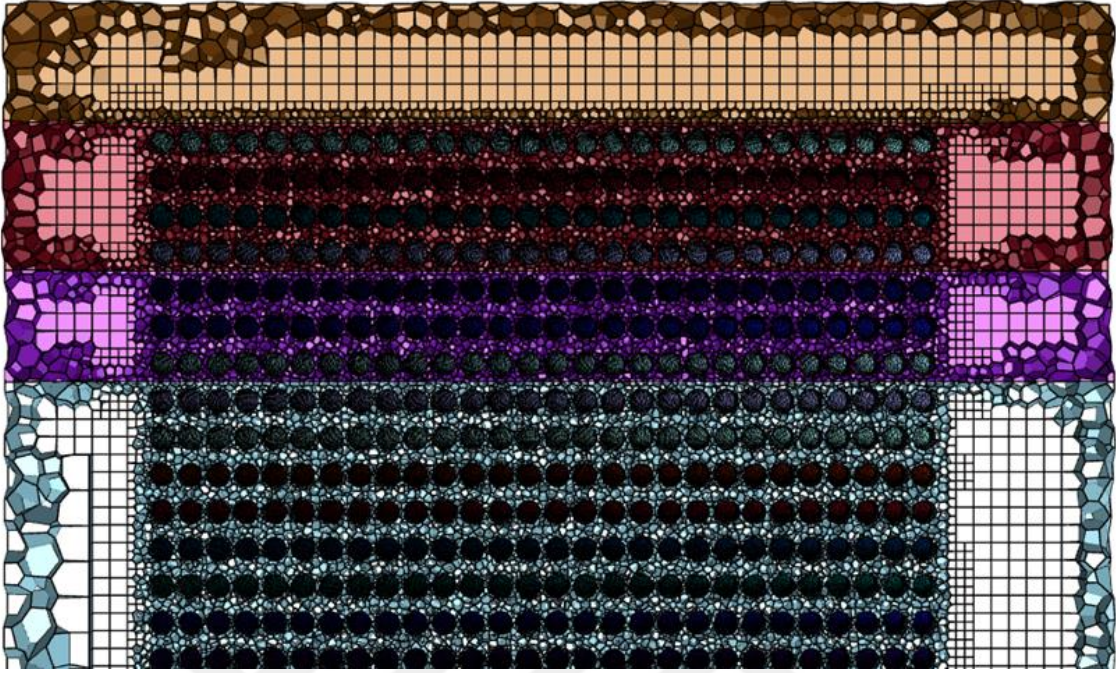
4.5.2. Mesh oluşturma

SolidWorks ile çizilen modeller ANSYS Workbench SpaceClaim programına aktarılmıştır. özüm için gerekli ağ (mesh) yapısı ise ANSYS Workbench Mesh programı ile oluşturulmuştur. Öncelikle hassas bölgelere; mesh atılmıştır. Model oldukça küçük parçalara ayrılarak kaliteli bir mesh elde edilmeye çalışılmıştır.

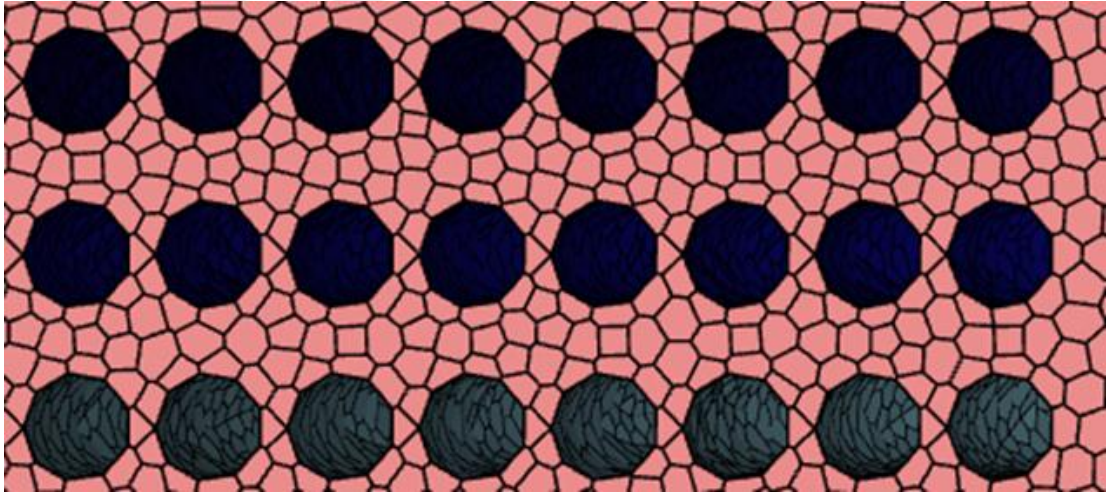
Ansys Watertight geometry mesh programı yardımıyla şekillerde gösterildiği biçimde mesh atılmıştır. Sınır bölgelerde pollyhedral elemanlar diğer bölgelerde ise hex elemanlar kullanılarak 4.2 milyon eleman sayısı elde edilmiştir. Yapılan bu çalışmada çalışılan problem için en uygun mesh yapısı, türbölans modeli ve duvar fonksiyonu tespit edilmiştir. Mesh adedi çalışılan bilgisayarın RAM hafızası ile yakından ilgilidir. Hesapların yapılacağı iş istasyonun RAM kapasitesine göre maksimum sayıda grid ve eleman oluşturulmuştur. şekil 4.13, şekil 4.14 ve şekil 4.15’de atılan mesh yapısı gösterilmiştir.



Şekil 4.13. Sayısal modelin ağ (mesh) ve kesit alanı.

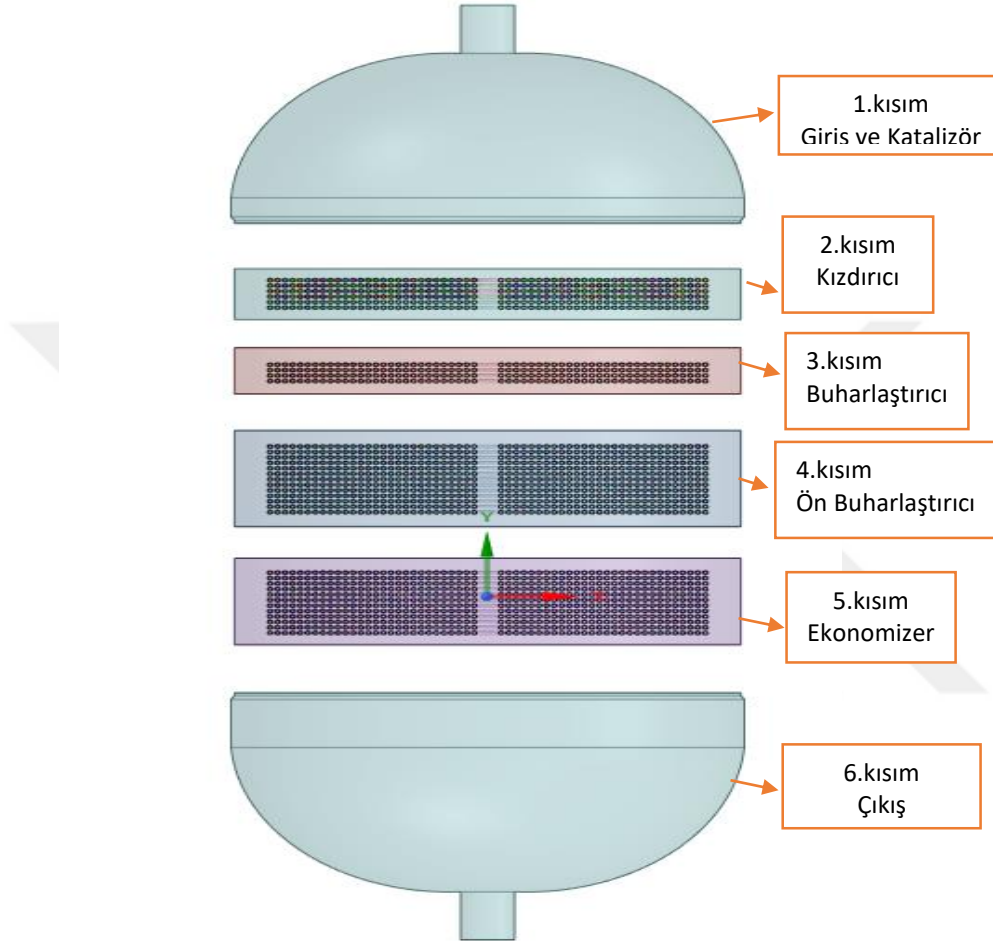


Şekil 4.14. Sayısal ağ (mesh) kesit-eşanjör bölgesi.



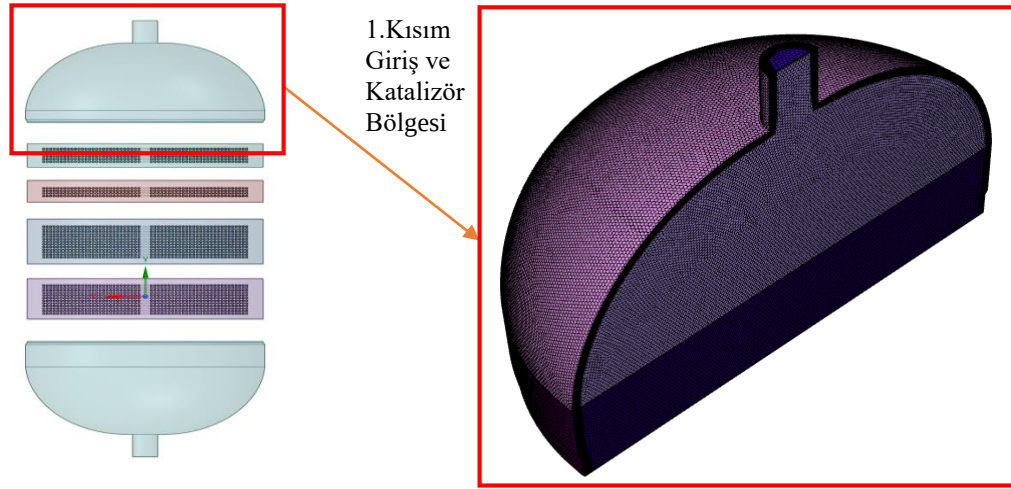
Şekil 4.15. Sayısal ağ (mesh) kesit-eşanjör boruları.

Mevcut reaktör model Şekil 4.16’da görüldüğü üzere 6 kısıma ayrılmış olup, herbir kısma tek tek mesh atılmıştır.



Şekil 4.16. Reaktör mevcut model kısımları.

1. kısım: Ansys Fluent Watertight Geometry mesh modülü kullanılarak reaktörün giriş ve katalizör bölümüne mesh atılmıştır. Yapılan çalışmada sistem duvarlarına infilation tanımlanmış olup toplam eleman sayısı 1755000 olarak belirlenmiştir. Şekil 4.17’de 1.sayısal model giriş ve katalizör bölgesi mesh gösterimi verilmiştir.



Şekil 4.17. 1.Sayısal model giriş ve katalizör bölgesi mesh gösterimi.

1.Kısıma atılan meshde, orthogonal quality 0,20 çıkmıştır. Ortogonal kalitede çıkan değerin 1 e yakın olması istendiğinden 0.15-0.20 arası kabul edilebilir bir sonuçtur. Skewness değeri 0,799 çıkmıştır. Bu değerin 0 a yakın olması istendiğinden 0,5-0,8 arası değer iyi bir sonuçtur. Şekil 4.18’de giriş ve katalizör bölgesi mesh sonuçları gösterilmiştir.

name	id	cells (quality > 0.90)	maximum quality	cell count
fluid_in	11719	0	0.76509805	1100638
fluid_katalizör	11716	0	0.79995676	655053
name	id	cells (quality > 0.90)	maximum quality	cell count
Overall Summary	none	0	0.79995676	1755691

[Quality Measure : Inverse Orthogonal Quality]

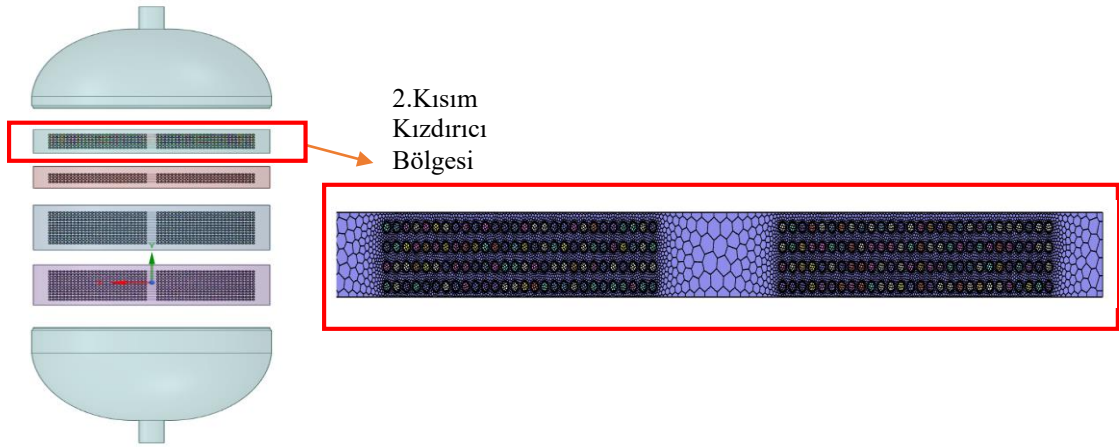
----- 1755691 cells were created in : 7.13 minutes

----- The mesh has a minimum Orthogonal Quality of: 0.20

----- The volume meshing of geom-7-1 is complete.

Şekil 4.18. Sayısal model giriş ve katalizör bölgesi mesh sonuçları.

2. kısım: Ansys Fluent Watertight Geometry mesh modülü kullanılarak reaktörün kızdırıcı bölümüne mesh atılmıştır. Yapılan çalışmada sistem duvarlarına ve su temas yüzeylerine infiltration tanımlanması durumunda çözücü bilgisayarın maksimum çözüm kapasitesi (8 milyon eleman) aşıldığı için infiltrationlar iptal edilmiştir. Toplam eleman sayısı 4355000 olarak belirlenmiştir. Şekil 4.19’da kızdırıcı bölgesi mesh gösterimi verilmiştir.



Şekil 4.19. Sayısal model kızdırıcı bölgesi mesh gösterimi.

2.Kısıma atılan meshde, orthogonal quality 0,20 çıkmıştır. Ortogonal kalitede çıkan değerin 1 e yakın olması istendiğinden 0.15-0.20 arası kabul edilebilir bir sonuçtur. Skewness değeri 0,798 çıkmıştır. Bu değerin 0 a yakın olması istendiğinden 0,8-0,94 arası değer kabul edilebilir bir sonuçtur. Şekil 4.20’de kızdırıcı bölgesi mesh sonuçları gösterilmiştir.

name	id cells (quality > 0.90)	maximum quality	cell count
Overall Summary	none	0	0.79890149
[Quality Measure : Inverse Orthogonal Quality]			
----- 4355205 cells were created in : 31.62 minutes			
----- The mesh has a minimum Orthogonal Quality of: 0.20			
----- The volume meshing of geom-11-1 is complete.			

Şekil 4.20. Sayısal model kızdırıcı bölgesi mesh sonuçları.

3. kısım: Ansys Fluent Watertight Geometry mesh modülü kullanılarak reaktörün buharlaştırıcı bölümüne mesh atılmıştır. Yapılan çalışmada sistem duvarlarına ve su temas yüzeylerine inflation tanımlanması durumunda çözücü bilgisayarın maksimum çözüm kapasitesi (8 milyon eleman) aşıldığı için inflationlar iptal edilmiştir. Toplam eleman sayısı 3250000 olarak belirlenmiştir. Şekil 4.21’de buharlaştırıcı bölgesi mesh gösterimi verilmiştir.



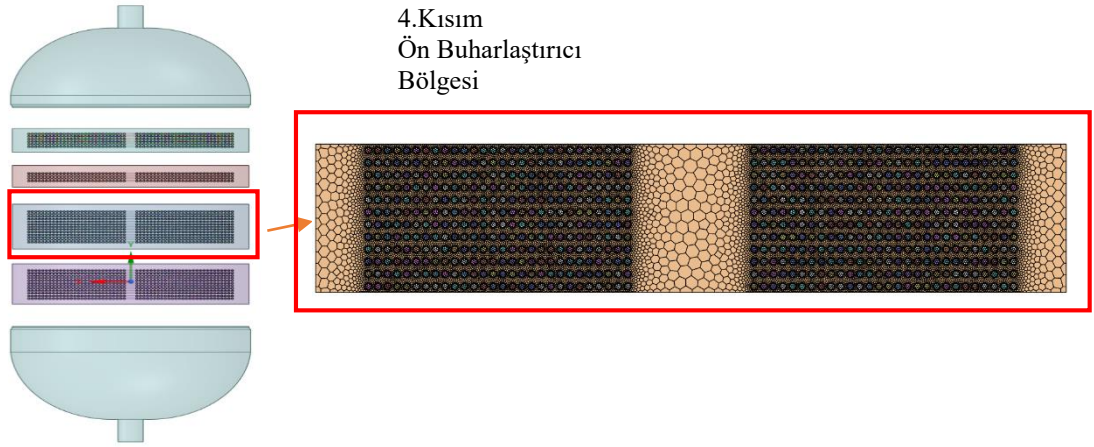
Şekil 4.21. Sayısal model buharlaştırıcı bölgesi mesh gösterimi.

3.Kısıma atılan meshde, orthogonal quality 0,20 çıkmıştır. Ortogonal kalitede çıkan değerin 1 e yakın olması istendiğinden 0.15-0.20 arası kabul edilebilir bir sonuçtur. Skewness değeri 0,798 çıkmıştır. Bu değerin 0 a yakın olması istendiğinden 0,8-0,94 arası değer kabul edilebilir bir sonuçtur. Şekil 4.22’de buharlaştırıcı bölgesi mesh sonuçları gösterilmiştir.

name	id cells (quality > 0.90)	maximum quality	cell count
Overall Summary	none	0	0.79942494
[Quality Measure : Inverse Orthogonal Quality]			
----- 3241571 cells were created in : 19.62 minutes			
----- The mesh has a minimum Orthogonal Quality of: 0.20			
----- The volume meshing of geom-14-1 is complete.			

Şekil 4.22. Sayısal model buharlaştırıcı bölgesi mesh sonuçları.

4. kısım: Ansys Fluent Watertight Geometry mesh modülü kullanılarak reaktörün buharlaştırıcı bölümüne mesh atılmıştır. Yapılan çalışmada sistem duvarlarına ve su temas yüzeylerine infiltration tanımlanması durumunda çözücü bilgisayarın maksimum çözüm kapasitesi (8 milyon eleman) aşıldığı için infiltrationlar iptal edilmiştir. Toplam eleman sayısı 7900000 olarak belirlenmiştir. Şekil 4.23’de ön-buharlaştırıcı bölgesi mesh gösterimi verilmiştir.



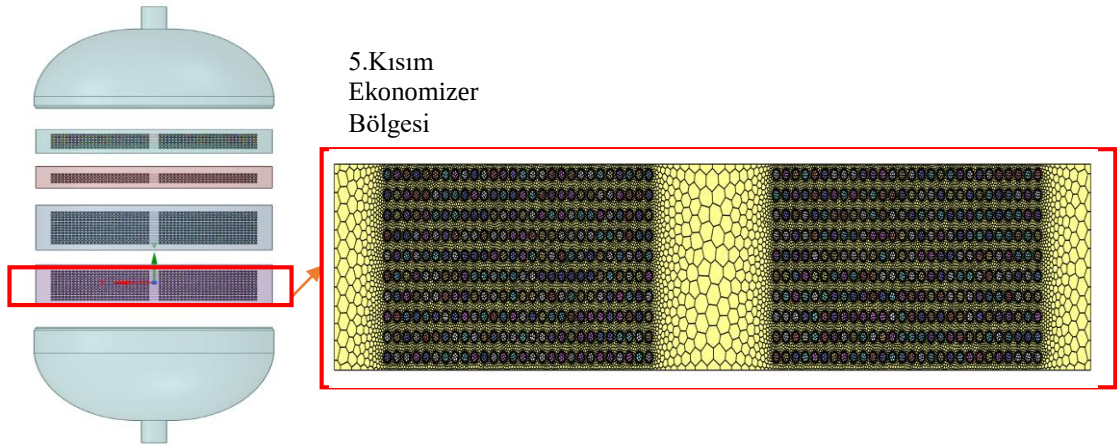
Şekil 4.23. Sayısal model ön-buharlaştırıcı bölgesi mesh gösterimi.

4.Kısıma atılan meshde, orthogonal quality 0,20 çıkmıştır. Ortogonal kalitede çıkan değerin 1 e yakın olması istendiğinden 0.15-0.20 arası kabul edilebilir bir sonuçtur. Skewness değeri 0,798 çıkmıştır. Bu değerin 0 a yakın olması istendiğinden 0,8-0,94 arası değer kabul edilebilir bir sonuçtur. Şekil 4.24’de ön-buharlaştırıcı bölgesi mesh sonuçları gösterilmiştir.

name	id cells (quality > 0.90)	maximum quality	cell count
Overall Summary	none	67	0.9343235
[Quality Measure : Inverse Orthogonal Quality]			
----- 7872991 cells were created in : 120.12 minutes			
----- The mesh has a minimum Orthogonal Quality of: 0.07			
----- The volume meshing of geom-15-1 is complete.			

Şekil 4.24. Sayısal model ön-buharlaştırıcı bölgesi mesh sonuçları.

5. kısım: Ansys Fluent Watertight Geometry mesh modülü kullanılarak reaktörün ekonomizer bölümüne mesh atılmıştır. Yapılan çalışmada sistem duvarlarına ve su temas yüzeylerine inflation tanımlanması durumunda çözücü bilgisayarın maksimum çözüm kapasitesi (8 milyon eleman) aşıldığı için inflationlar iptal edilmiştir. Toplam eleman sayısı 6700000 olarak belirlenmiştir. Şekil 4.25’de ekonomizer bölgesi mesh gösterimi verilmiştir.



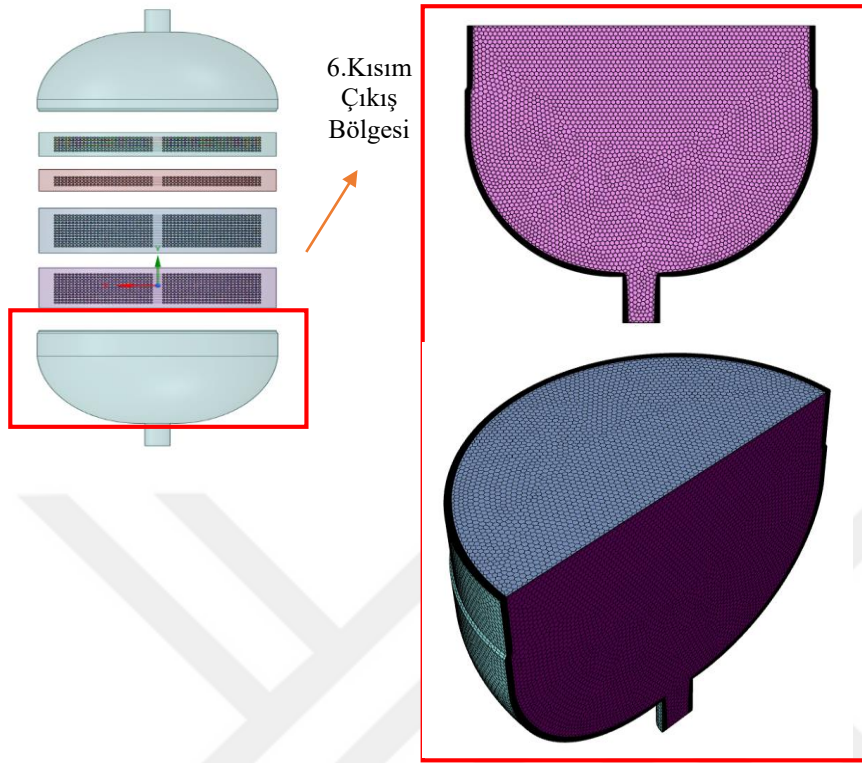
Şekil 4.25. Sayısal model ekonomizer bölgesi mesh gösterimi.

5.Kısıma atılan meshde, orthogonal quality 0,20 çıkmıştır. Ortogonal kalitede çıkan değerin 1 e yakın olması istendiğinden 0.15-0.20 arası kabul edilebilir bir sonuçtur. Skewness değeri 0,798 çıkmıştır. Bu değerin 0 a yakın olması istendiğinden 0,8-0,94 arası değer kabul edilebilir bir sonuçtur. Şekil 4.26’da ekonomizer bölgesi mesh sonuçları gösterilmiştir.

name	id cells (quality > 0.90)	maximum quality	cell count
Overall Summary	none	50	0.9317422
[Quality Measure : Inverse Orthogonal Quality]			
----- 6603278 cells were created in : 85.00 minutes			
----- The mesh has a minimum Orthogonal Quality of: 0.07			
----- The volume meshing of geom-16-1 is complete.			

Şekil 4.26. Sayısal model ekonomizer bölgesi mesh sonuçları.

6. kısım: Ansys Fluent Watertight Geometry mesh modülü kullanılarak reaktörün giriş ve katalizör bölümüne mesh atılmıştır. Yapılan çalışmada sistem duvarlarına infilation tanımlanmış olup toplam eleman sayısı 2200000 olarak belirlenmiştir. Şekil 4.27’de çıkış bölgesi mesh gösterimi verilmiştir.



Şekil 4.27. Sayısal model çıkış bölgesi mesh gösterimi.

6.Kısıma atılan meshde, orthogonal quality 0,20 çıkmıştır. Ortogonal kalitede çıkan değerin 1 e yakın olması istendiğinden 0.15-0.20 arası kabul edilebilir bir sonuçtur. Skewness değeri 0,799 çıkmıştır. Bu değerin 0 a yakın olması istendiğinden 0,8-0,94 arası değer kabul edilebilir bir sonuçtur. Şekil 4.28’de çıkış bölgesi mesh sonuçları gösterilmiştir.

name	id cells (quality > 0.90)	maximum quality	cell count
fluid_waste_gas	8769	0	0.79998562
Overall Summary	none	0	0.79998562
			2123362

[Quality Measure : Inverse Orthogonal Quality]

----- 2123362 cells were created in : 10.18 minutes

----- The mesh has a minimum Orthogonal Quality of: 0.20

Şekil 4.28. Sayısal model çıkış bölgesi mesh sonuçları.

Mesh bağımsızlığı;

Bu çalışma kapsamında, 2 boyutlu geometri üzerinde mevcut çalışma koşulları altında (342000 Pa- 870 C°) design point çizelgesinde gösterildiği gibi farklı eleman boyutları kullanılarak mesh atılmıştır. Bu eleman boyutlarının kullanılması durumunda çıkışta meydana gelen ortalama basınç ve sıcaklık değerleri tespit edilerek optimum eleman boyutu belirlenmiştir. Şekil 4.29'da ANSYS Fluentte mesh bağımsızlığı elde edilmesi çalışması gösterilmiştir. Elde edilen desing point Çizelge 4.9'da gösterilmiştir.

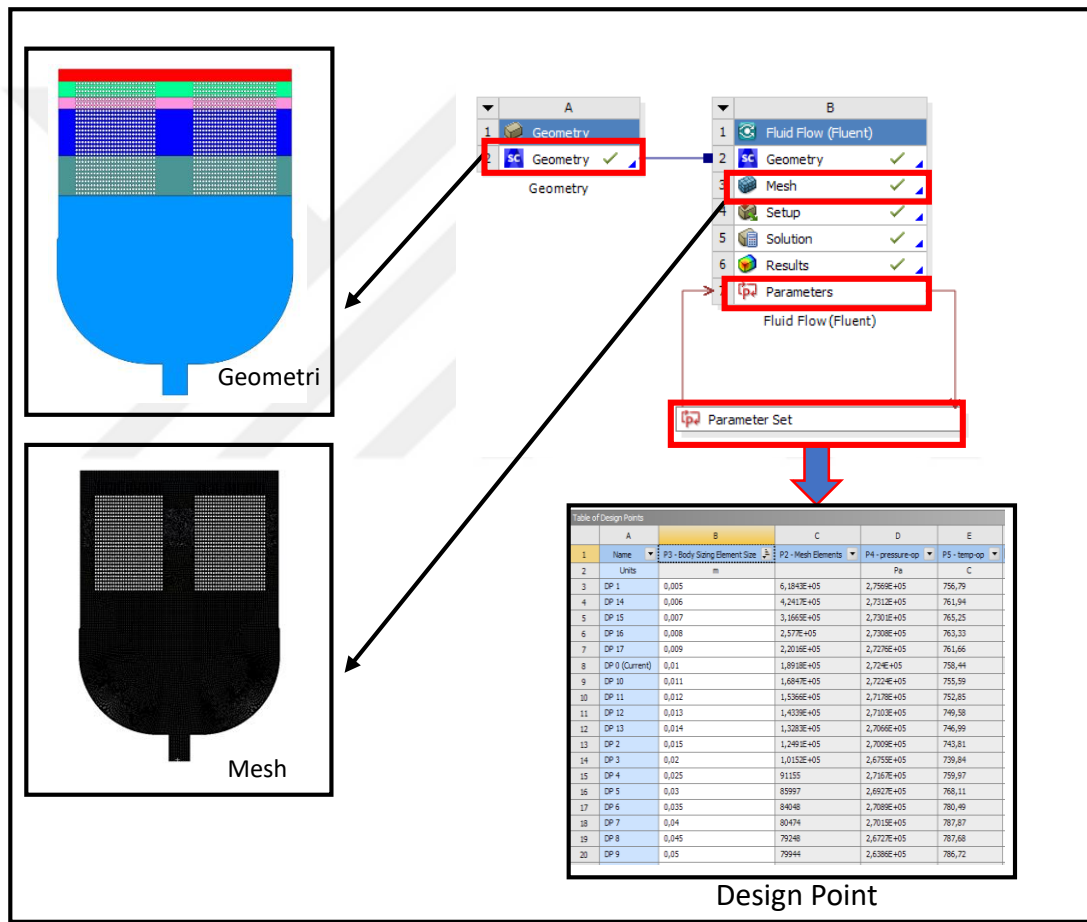
Çizelge 4.9. ANSYS fluentte elde edilen desing point.

Table of Design Points					
	A	B	C	D	E
1	Name	P3 - Body Sizing Element Size	P2 - Mesh Elements	P4 - pressure-op	P5 - temp-op
2	Units	m		Pa	C
3	DP 1	0,005	6,1843E+05	2,7569E+05	756,79
4	DP 14	0,006	4,2417E+05	2,7312E+05	761,94
5	DP 15	0,007	3,1665E+05	2,7301E+05	765,25
6	DP 16	0,008	2,577E+05	2,7308E+05	763,33
7	DP 17	0,009	2,2016E+05	2,7276E+05	761,66
8	DP 0 (Current)	0,01	1,8918E+05	2,724E+05	758,44
9	DP 10	0,011	1,6847E+05	2,7224E+05	755,59
10	DP 11	0,012	1,5366E+05	2,7178E+05	752,85
11	DP 12	0,013	1,4339E+05	2,7103E+05	749,58
12	DP 13	0,014	1,3283E+05	2,7066E+05	746,99
13	DP 2	0,015	1,2491E+05	2,7009E+05	743,81
14	DP 3	0,02	1,0152E+05	2,6755E+05	739,84
15	DP 4	0,025	91155	2,7167E+05	759,97
16	DP 5	0,03	85997	2,6927E+05	768,11
17	DP 6	0,035	84048	2,7089E+05	780,49
18	DP 7	0,04	80474	2,7015E+05	787,87
19	DP 8	0,045	79248	2,6727E+05	787,68
20	DP 9	0,05	79944	2,6386E+05	786,72

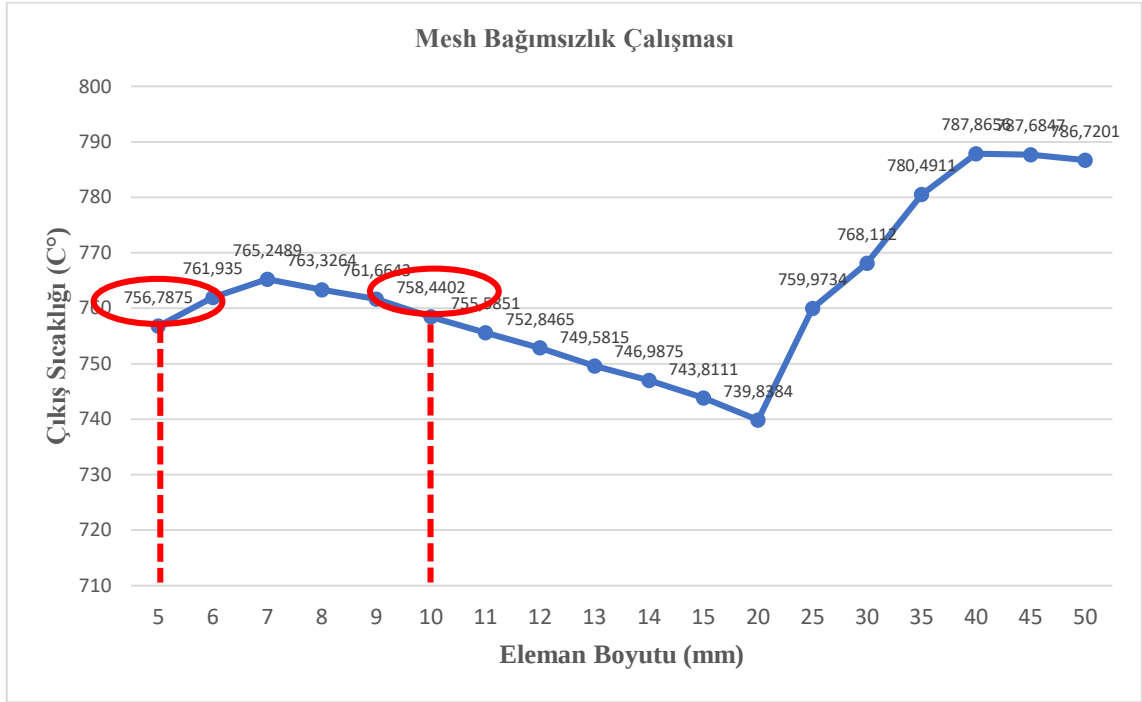
Eleman boyutuna karşılık elde edilen çıkış sıcaklığı baz alınarak oluşturulan meshten bağımsızlığı grafiği Şekil 4.30'da gösterilmiştir. Bu grafik incelendiğinde;

- 5 mm altında eleman boyutu kullanıldığı zaman çözücü bilgisayarın çözebileceği maksimum eleman sayısı (8 milyon eleman) aşıldığı için meshten bağımsız çalışmasına dahil edilmemiştir.
- Sıcaklık değişimi çok fazla olduğu için 5 mm ile 50 mm arasında eleman boyutu kullanılarak mesh atılmıştır.
- Çözüm hassasiyeti oluşması açısından 5 mm ile 15 mm arasında 1 mm eleman boyutu artış kullanılmıştır.
- 15 mm ve üzerinde sıcaklık farkı fazla olduğundan 5 mm eleman artışı kullanılmıştır.

- 5 mm elaman boyutu kullanılması durumunda 6.2 milyon eleman sayısı ve 757 C° çıkış sıcaklığı elde edilmiş olup burası referans değeri kabul edilmiştir.
- Belirtilen referans değerine en yakın sıcaklık değeri (758 C°) 10 mm elaman boyutunda yakalandığı için optimum elaman boyutu 10 mm olarak belirlenmiştir.
- Yapılacak olan 2 boyutlu parametrik çalışmalarda sınır tabakalarda y^+ değeri 1 yakın olacak şekilde infilation tanımlanmış olup Navier-Stokes denklemlerinin çözüldüğü bölümlerde ise 10 mm elaman boyutu kullanılmıştır.



Şekil 4.29. Ansys fluentte mesh bağımsızlığı parametreleri.



Şekil 4.30. Eleman boyutuna karşılık elde edilen çıkış sıcaklığı baz alınarak oluşturulan mesh bağımsızlığı grafiği

4.5.3. Başlangıç ve sınır şartlarının tanımlanması

Amonyak oksidasyon reaktörü sınır şartları Şekil 4.31’de görülmektedir. Atmosfere olan ısı kaçağının yalnızca serpantinlerden gerçekleştiği kabul edilmiştir (İkbal vd., 2023). Su akış hızı 19,8 kg/h, su giriş sıcaklığı ise 150 °C seçilmiştir. Akışkan ekonomizere (ön ısıtıcı) 150 °C olarak girer. Ardından 250 °C doymuş buhar olarak buharlaştırıcıya (vapor) girer. 300 °C sıcaklıkta kızgın buhar olarak kızdırıcıya (superheater) girer. Serpantinlerin içerisinden geçen sıcak suyun termofiziksel özellikleri Çizelge 4.10’da verilmiştir.

Çizelge 4.10. Su termofiziksel özellikleri.

Su Termofiziksel Özellikleri			
H ₂ O	Yoğunluk (ρ) [Kg/m ³]	Özgül ısı (C_p) [J/kgK]	Isı iletim katsayısı(k) [W/mK]
	998.2	4182	0.6

Reaktöre gaz fazında giren amonyak ve komprasorden çıkan hava reaktörde karıştırıcı kısmında ısıtılarak karıştırılır. Amonyak (NH₃) gazı ve havanın sıcaklığa bağlı termofiziksel özellikleri Çizelge 4.11 ve Çizelge 4.12’de verilmiştir.

Çizelge 4.11. NH₃ gazı termofiziksel özellikleri.

Molar kütle [g/mol]	Yoğunluk (ρ) [Kg/m ³]	Özgül ısı (C_p) [J/kgK]	Kritik sıcaklık [°C]	Kritik basınç [atm]	Kaynama noktası [°C]	Erime noktası [°C]
17,031	0,73	2.19	132,4	113,3	-33,34	-77,73

Çizelge 4.12. Havanın sıcaklığa bağlı termofiziksel özellikleri.

Hava için k, Cp and μ polinom sabitleri.					
	A	B	C	D	E
k [W/mK]	2.064614E-03	8.731414E-05	-2.641003E-08	4.008917E-12	0
C_p [J/kgK]	1,03E+03	-2.989620E-01	8.350206 E-04	-5.536863E-07	1.239482E-10
* μ [Kg/ms]	1.660072E-06	6.693351E-08	-4.120350E-11	1.728613E-14	-2.921590E-18

$$*\mu(T) = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Reaktörde katalitik yanma sonucu oluşan NO_x (NO,NO₂) gazı ve nitrik asit üretim sürecinde ortaya çıkan HNO₃ termofiziksel özellikleri Çizelge 4.13’de verilmiştir. NO_x’in çoğu NO olarak yanma sonucu ortaya çıkar. Hava kirliliği bakımından önemli olan azot oksitler ise NO (azot monoksit) ile NO₂ (azot dioksit) dir. Azot monoksit (NO) renksiz ve kokusuz, oldukça zararsız bir gazdır. Azot dioksit oksitlendiği zaman sarı kahverengi keskin kokulu ve zararlı bir gaz haline gelmektedir. NO ve NO₂ şeklindeki atmosferik konsantrasyonların birleşik değeri NO_x ile temsil edilmektedir. Atmosferde kalıcılık süresi yaklaşık 1 gündür. Malzemeler üzerinde korozyon, insan sağlığı için de toksik özellik taşır.

Çizelge 4.13. NO ve NO₂, HNO₃ gazı termofiziksel özellikleri.

	Molar kütle [g/mol]	Yoğunluk (ρ) [g/L]	Kaynama noktası [°C]	Erime noktası [°C]
Azotmonoksit (NO)	30,01	1.3402	-152	-164
Azotdioksit (NO ₂)	46,01	1.58	21,2	-11,2
Nitrik Asit (HNO ₃)	63,01	1,52	86	-47

Amonyak oksidasyon reaktörüne giren % 11 NH₃+% 89 hava karışımının kimyasal yanması sonucu elde edilen gazın özellikleri Çizelge 4.14’de ve amonyak oksidasyon reaktörü malzeme özellikleri Çizelge 4.15’de gösterilmiştir.

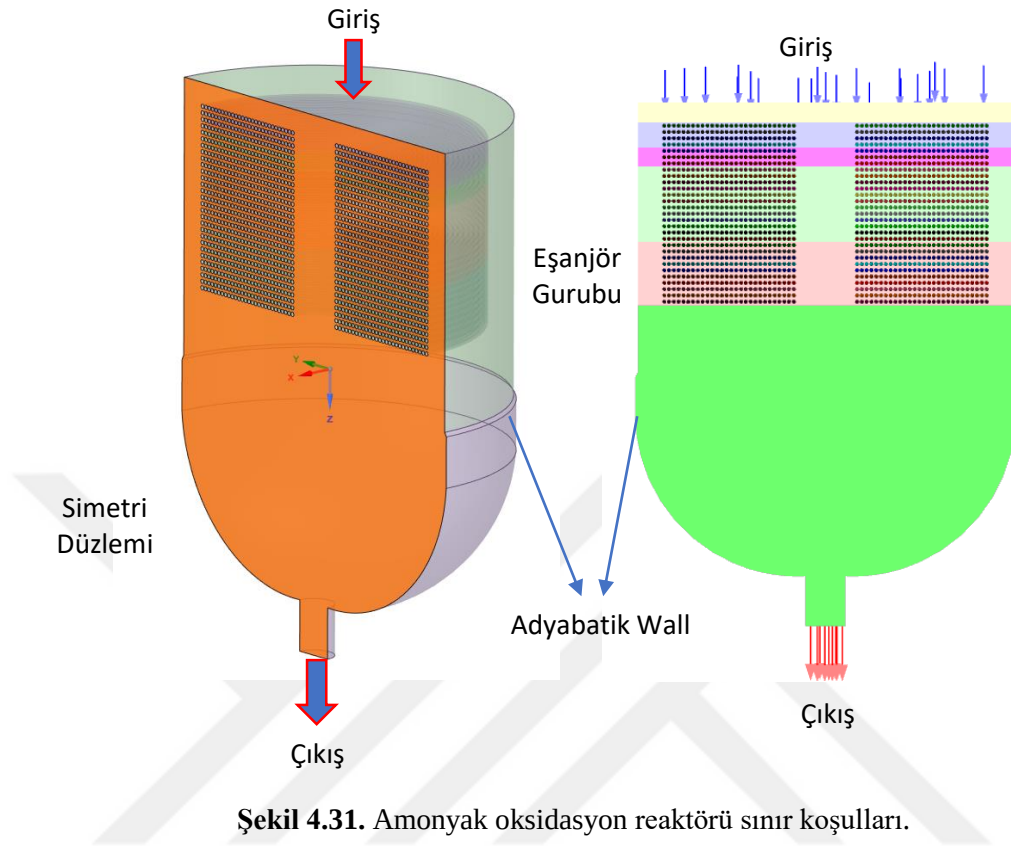
Çizelge 4.14. Amonyak oksidasyon reaktörü giriş gazının özellikleri.

Giriş gazının özellikleri	
Giriş Basıncı (Pa)	342.000 pa
Giriş Hızı (m/sn)	15 m/sn
Giriş Debisi (kg/s)	51.525 Nm ³ /sa
Giriş Sıcaklığı (°C)	870
Çıkış gazı yanma ürünleri	H ₂ O 16,35 Hac % N ₂ 68,25 Hac % NO 9,8 Hac % O ₂ 5,6 Hac %

Çizelge 4.15. Amonyak oksidasyon reaktörü malzeme özellikleri.

Malzeme Özellikleri	
Dış Gövde Malzemesi	ST38.8
Kızdırıcı Boru Malzemesi	13 CrMo4-5
Buharlaştırıcı Boru Malzemesi	P235GH
Ön Buharlaştırıcı Boru Malzemesi	P235GH
Ekonomizer Boru malzemesi	SA213

ANSYS Fluentte reaktör üst girişi *velocity inlet* olarak tanımlanmıştır. Reaktör alt çıkışı ise *pressure outlet* olarak tanımlanmıştır. Amonyak oksidasyon reaktöründe atık ısı kazanı kısmındaki serpantinler spiral şeklindedir. Kol borgeği şeklinde içten dışa doğru sarılmıştır. Serpantinler üstüste 29 katlı olacak şekilde birbirine bağlantılı dizilmiştir. Serpantinlerin bulunduğu grubun çalışma mantığı eşanjör çalışma mantığı ile aynıdır. Bu sistemde iki akışkan mevcuttur. Akışkanlar arası ısı alışverişi vardır. O nedenle Şekil 4.29’da görülen serpantinlerin toplamı eşanjör grubu olarak adlandırılmıştır.

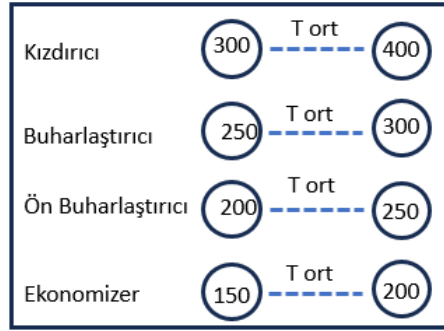


Şekil 4.31. Amonyak oksidasyon reaktörü sınır koşulları.

Amonyak oksidasyon reaktöründeki atık ısı kazanı 4 kısma ayrılır:

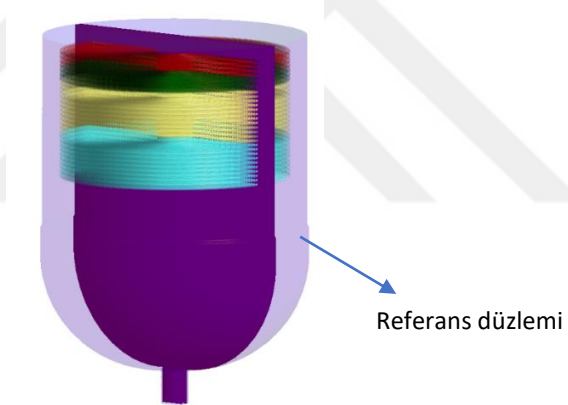
1. Kısım: Ekonomizer-Ön Isıtıcı
2. Kısım: Ön Buharlaştırıcı
3. Kısım: Vapör-Buharlaştırıcı
4. Kısım : Superheater- Kızdırıcı

1. Kısım ekonomizere aittir. Buraya kazan besleme suyundan gelen su 1. kata $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ sıcaklığında ön ısıtıcıda ısıtılmak üzere girer. 10. kattan $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ sıcaklığında çıkar. 2. Kısım ön buharlaştırıcıya aittir. Buraya ekonomizere gelen su 11. kata $210\text{ }^{\circ}\text{C}$ sıcaklığında buharlaştırılmak için gelir. 13. kattan $240\text{ }^{\circ}\text{C}$ sıcaklığında çıkar. Bu atık ısı kazanı kısmına eşanjörde denebilir. Bu eşanjörlere $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ gelen su 250°C doymuş buhar olur. Faz değiştirir. 3. kısım olan buharlaştırıcıda multifaz gerçekleşir. Buharlaştırıcıya 14. kata $250\text{ }^{\circ}\text{C}$ giren buhar 25. kattan $300\text{ }^{\circ}\text{C}$ kızgın buhar olarak çıkar. 4. kısım kızdırıcıda ise buhar kızdırılmak üzere 26. kata $310\text{ }^{\circ}\text{C}$ olarak girer ve 29. kattan $400\text{ }^{\circ}\text{C}$ olarak çıkar ve türbinlere buhar olarak gider. Şekil 4.32’de amonyak oksidasyon reaktörü eşanjör ortalama sıcaklık dağılımı gösterilmiştir. İşletmeden elde edilen ölçüm verileri aşağıdaki şekillerde gösterildiği gibi tanımlanmıştır.

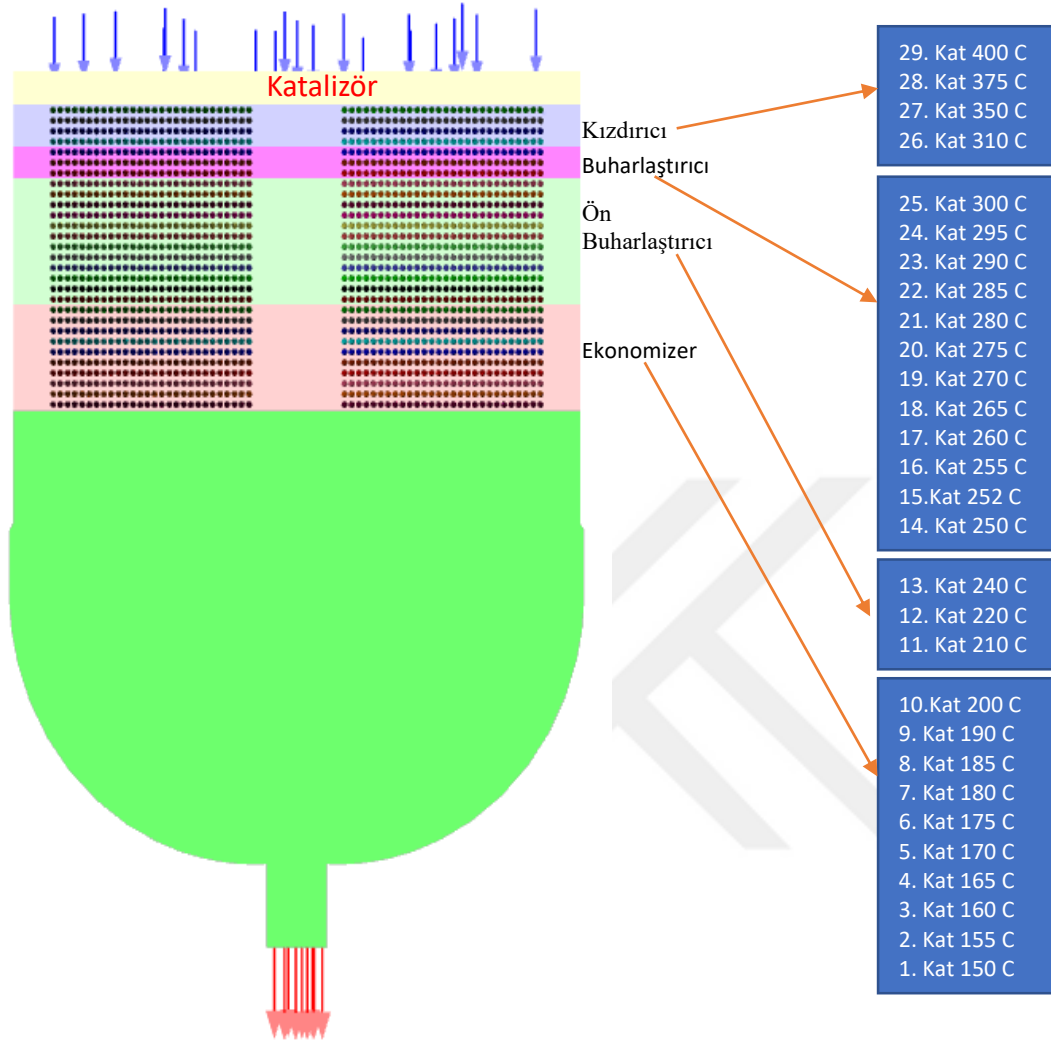


Şekil 4.32. İşletme verisi eşanjör ortalama sıcaklık dağılımı.

Şekil 4.33’de gösterildiği gibi reaktör içerisinde, sistemin tam orta bölgesinden geçecek şekilde referans düzlemi tanımlanmıştır. Bir sonraki bölümde bu referans düzlemi baz alınarak hız, basınç ve sıcaklık kontörleri incelenmiştir. Şekil 4.34’de amonyak oksidasyon reaktörü - eşanjör ortalama sıcaklık dağılımı verilmiştir.



Şekil 4.33. Referans düzlemi (plane 1).



Şekil 4.34. Amonyak oksidasyon reaktörü - eşanjör ortalama sıcaklık dağılımı.

4.5.4. Çözüm ayarları-program ayarları

ANSYS Fluent bünyesindeki çözücü türü basınç tabanlı (pressure-based) ve stady stade (kararlı hal) olarak belirlenmiştir. Türbülanslı akış modeli olarak realizable SST k-omega olarak seçilmiştir. Çizelge 4.16'da programa girilen değerler gösterilmiştir. Ansys Fluent yazılımı içerisinde aşağıda verilen ayarlar ve korunum denklemleri kullanılarak simülasyonlar gerçekleştirilmiştir. Ayrıca basınç gradyeni ve kaldırma kuvvetlerinin etkisine dikkate alınmıştır. Yakınsama kriteri continuity için $1E-06$ diğer parametreler için $1E-04$ alınmıştır.

Çizelge 4.16. Sayısal model için çözüm ayarları-program ayarları.

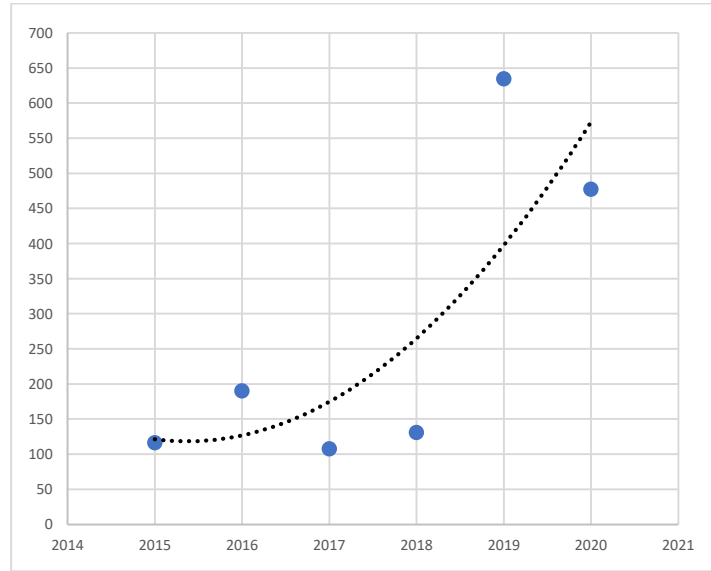
Energy	On
Species Model	Species Transport Model-Mixture Material
Viscous Model	K-omega (2 equations)
K-omega Model	SST
Options	-Low-Re Correction -Viscous Heating -Curvature Correction -Production Limiter -Buoyancy Effect (Full)
Genaral	-Steady State -Gravity (on)
Metarial	H2O 16,35 % N2 68,25 % NO 9,8 % O2 5,6 %

5. BULGULAR VE TARTIŞMA

5.1 Reaktör Verimliliğini Artırmak Amacıyla Yapılan Revizyon Çalışması Sonuçları

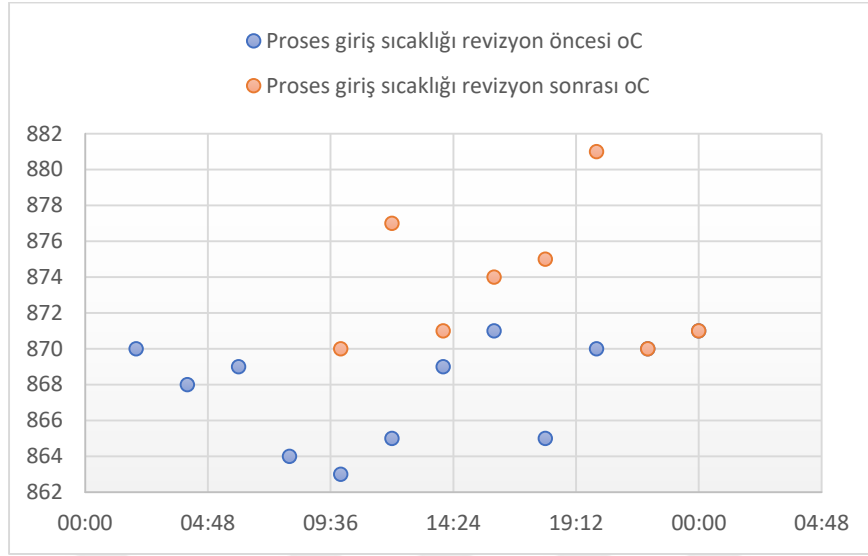
Reaktörün revizyonu ile birlikte üretilen buhar miktarında artış olmuş ve revizyon sonrası reaktör kaynaklı arıza yaşanmamıştır. Reaktör kaynaklı duruşlar olmadığından üretimde de artış görülmüştür. Eski reaktörde atık ısı kazanı geometrisi kare şeklindeydi. Şekil 4.1’de gösterilen kare şeklindeki sarıllı olan serpantinlerin köşelerinde dönüşlerde sıkıntılar oluşmaktaydı. Bu durum tahribata neden olmaktaydı. Aynı zamanda istenmeyen yüksek sıcaklık değerlerinden kaynaklı serpantin kaçakları yaşanmaktaydı. Şekil 4.2’de gösterilen yeni reaktörlerdeki serpantinlerin sarımı spiral şeklinde dizilmiştir. Eski reaktörde gövde soğutucu boruları yetersizdi ve gaz kaçakları oluşmaktaydı. Bu sebeple gövde delinmesi oluyordu. Revize edilen reaktör ile hiç durma yaşanmadığı için verimde de yaklaşık % 20 artış olmuştur.

Şekil 5.1’de gösterilen revizyon öncesi yıllık bazda saat olarak a ve b reaktör kaynaklı duruşlar kıyaslandığında görülmüştürki; revizyon öncesi yüksek sıcaklıktan kaynaklı serpantin kaçağı ve serpantin sarım şeklinden kaynaklı olan reaktör duruşları revizyon sonrası spiral serpantin sarımı ve yeni tasarım ölçüleriyle durma hiç yaşanmamıştır.

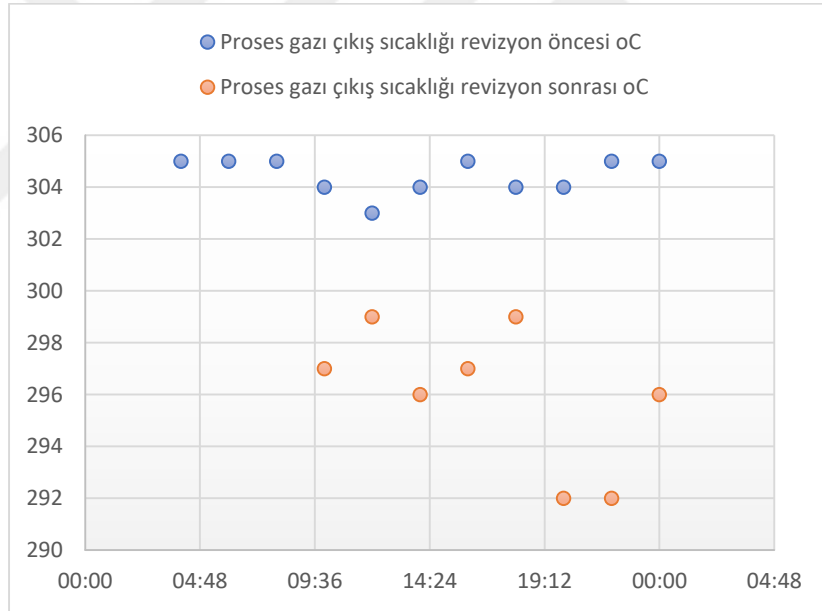


Şekil 5.1. Revizyon öncesi yıllık bazda reaktör kaynaklı duruşlar (h).

Şekil 5.2’de revizyon öncesi gaz giriş ve çıkış sıcaklıkları karşılaştırması ve Şekil 5.3’de revizyon sonrası gaz giriş ve çıkış sıcaklıkları karşılaştırması gösterilmiştir.

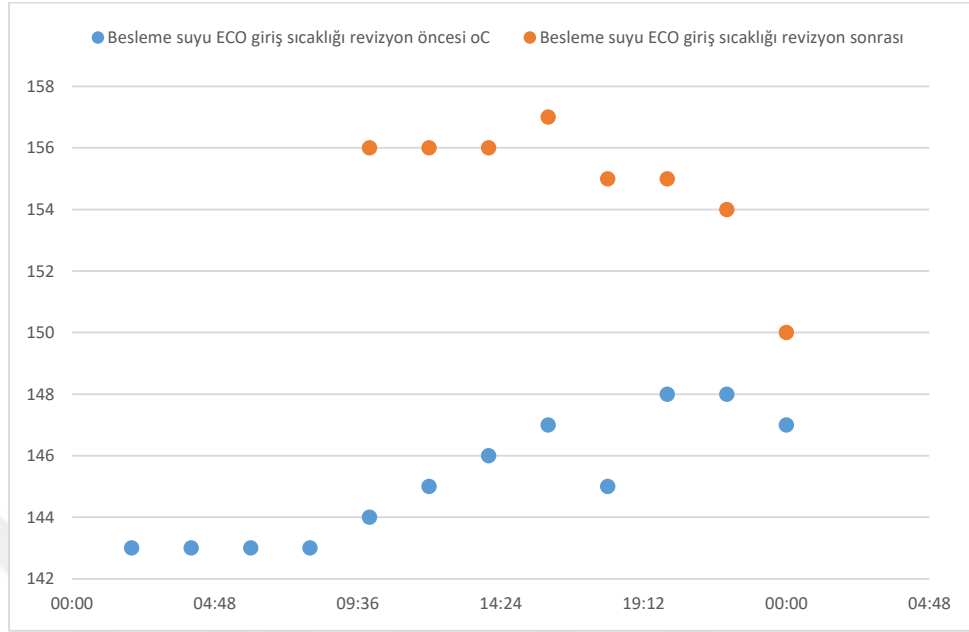


Şekil 5.2. Revizyon öncesi ve sonrası reaktörde gaz giriş sıcaklık değerleri.

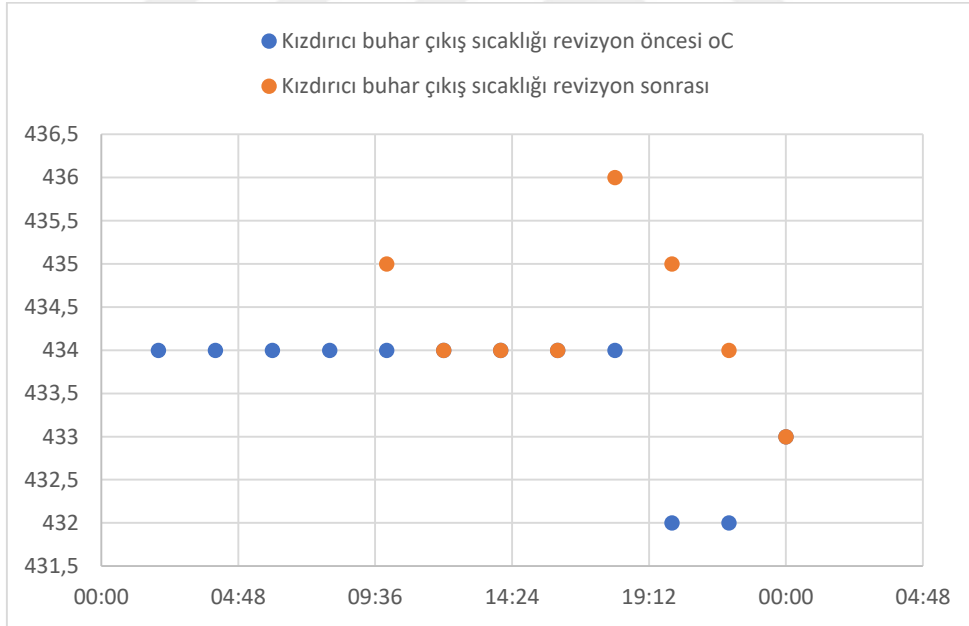


Şekil 5.3. Revizyon öncesi ve sonrası reaktörde gaz çıkış sıcaklık değerleri.

Şekil 5.4'de revizyon öncesi eco giriş ve kızdırıcı buhar çıkış sıcaklıkları karşılaştırması ve Şekil 5.5'de revizyon sonrası eco giriş ve kızdırıcı buhar çıkış sıcaklıkları karşılaştırması gösterilmiştir.



Şekil 5.4. Revizyon öncesi ve sonrası reaktörde eco giriş sıcaklık değerleri.



Şekil 5.5. Revizyon öncesi ve sonrası reaktörde kızdırıcı çıkış sıcaklık değerleri.

Revizyon öncesi sistemde sıcaklık düşürülemediği için ve yeterli soğutma yapılamadığından dolayı proses gaz çıkış sıcaklığı 350 °C leri buluyordu. Bu yüksek sıcaklık durumu bir takım sıkıntıları beraberinde getiriyordu. İyi bir verim elde edebilmek için proses gaz sıcaklığının minimum olması istenmektedir. Ancak eski reaktörde sıcaklık sorunu aşılamıyordu. O nedenle yeni bir tasarıma gidilmiştir ve böylelikle en büyük sorun ortadan kaldırılmıştır. Hem

reaktör kaynaklı duruş olmadığından hemde reaktörde proses gaz sıcaklığı önemli ölçüde düşürüldüğünden işletme verimliliği artırılmıştır.

Revizyon öncesi 410 °C olan kızgın buhar sıcaklığı 440 °C lere artırılmıştır. Kızgın buhar üretimi böylelikle 33 t/h den 36 t/h' e çıkarılmıştır. Ayrıca revizyon sonrası türbin kompresor otomasyon sisteminin devreye alınması ile işletmede kullanılan buhar miktarındaki verimlilik artmıştır.

Azot oksit arıtım (DENO_x) ünitesinin amacı emisyon gazı içindeki NO_x emisyonunu, amonyak (NH₃) çözeltisi kullanarak kimyasal bir reaksiyonla azot (N₂) ve suya ayrıştırarak azaltmaktır. Nitrik Asit İşletmesinde baca gazı içerisindeki NO_x Endüstriyel Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliğinde belirtilen 1 g/m³ NO değerinin altına düşürülmektedir. Nitrik Asit İşletmesinin bacası on-line olarak 24 saat analiz edilmekte ve veriler kaydedilmektedir.

DeNO_x Sisteminden çıkan gaz genleşme türbininde kullanıldıktan sonra 0,96 ata basınçta bacadan atmosfere atılmaktadır. Revizyon öncesi DENO_x a verilen amonyak debisi 180 kg/h iken revizyon sonrası bu miktar yarıyarıya düşmüş 95 kg/h olmuştur. Böylelikle NO_x giderimi % 50 verimlilikte iyileştirilmiştir. Revizyon öncesi atık gaz çıkış sıcaklığı 185 °C iken revizyon sonrası atık gaz çıkış sıcaklığı 105 °C ye düşmüştür. Bu sayede DENO_x ve baca gazı sıcaklığında iyileşmeler elde edilmiştir.

Çizelge 5.1’de saatlik bazda işletme defteri-revizyon öncesi, Çizelge 5.2’de saatlik bazda işletme defteri-revizyon sonrası, Çizelge 5.3’de revizyon sonrası izlenimleri ve Çizelge 5.4’de nitrik asit işletmesi reaktör revizyon öncesi ve revizyon sonrası izlenimleri gösterilmiştir.

Çizelge 5.1. Revizyon öncesi saatlik bazda işletme verileri.

REAKTOR													
Gaz verileri													
Parametre	Birim	02:00	04:00	06:00	08:00	10:00	12:00	14:00	16:00	18:00	20:00	22:00	00:00
Proses gaz giriş sıcaklığı	°C	870	868	869	864	863	865	869	871	865	870	870	871
Proses gaz çıkış sıcaklığı	°C	304	305	305	305	304	303	304	305	304	304	305	305
Proses gazı fark basıncı	bar	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,04	0,04
Proses gaz akışı	Nm ³ /h	48670	48665	48775	48810	49000	48130	47950	47870	48110	48100	48000	48170
Su-Buhar verileri													
Parametre	Birim	02:00	04:00	06:00	08:00	10:00	12:00	14:00	16:00	18:00	20:00	22:00	00:00
Besleme suyu ECO giriş sıcaklığı	°C	143	143	143	143	144	145	146	147	145	148	148	147
Besleme suyu ECO çıkış sıcaklığı	°C	203	203	203	203	203	204	203	199	203	204	204	204
Drum basıncı	barg	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Kızdırıcı buhar çıkış sıcaklığı	°C	434	434	434	434	434	434	434	434	434	432	432	433
Buhar çıkış sıcaklık ayarlayıcısı	°C	410	410	410	410	410	410	410	410	410	411	410	410
Buhar basıncı	°C	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5	37,5
Buhar akışı	kg/h	17	17	17	17	18	18	18	18	16	17	17,4	17,4

Çizelge 5.2. Revizyon sonrası saatlik bazda işletme verileri.

REAKTOR									
Gaz verileri									
Parametre	Birim	10:00	12:00	14:00	16:00	18:00	20:00	22:00	00:00
Proses gaz giriş sıcaklığı	°C	870	877	871	874	875	881	866	871
Proses gaz çıkış sıcaklığı	°C	297	299	296	297	299	292	292	296
Proses gazı fark basıncı	bar	0,06	0,07	0,07	0,06	0,07	0,06	0,06	0,07
Proses gaz akışı	Nm ³ /h	51630	51706	51620	51600	51843	52495	52444	52470
Su Verileri									
Parametre	Birim	10:00	12:00	14:00	16:00	18:00	20:00	22:00	00:00
Besleme suyu ECO giriş sıcaklığı	°C	156	156	156	157	155	155	144	150
Besleme suyu ECO çıkış sıcaklığı	°C	214	214	215	216	213	214	213	214
Drum basıncı	barg	38	38	38	38	38	38	38	38
Kızdırıcı buhar çıkış sıcaklığı	°C	435	434	434	434	436	437	434	433
Buhar sıcaklığı çıkış sıcaklık ayarlayıcısı	°C	408	410	411	410	410	411	408	410
Buhar basıncı	°C	38	38	38	38	38	38	38	38
Buhar akışı	kg/h	19,8	20	19,7	19,5	20,6	21,05	20,6	20,6

Çizelge 5.3. Revizyon sonrası izlenimler.

Parametre	Revizyon Öncesi	Revizyon Sonrası
REAKTÖR		
Platin altı sıcaklığı	865-870 °C	865-870 °C
NO gazı çıkış sıcaklığı	350-400 °C	250-290 °C
Kızgın buhar üretimi	33 t/h	36 t/h
Kızgın buhar sıcaklığı	410 °C	440 °C
Kızgın buhar basıncı	40 atü	41 atü
Besleme suyu sıcaklığı eko girişi sıcaklığı	280 °C	150 °C
Besleme suyu sıcaklığı eko girişi basıncı	20 atü	
Üretilen nihai asit miktarı	610 ton/h	610 ton/h
Devreden çıkma süreleri	90 gün	0
SOĞUTMA SUYU		
Soğutma suyu giriş sıcaklığı	35 °C	25 °C
Soğutma suyu çıkış sıcaklığı	42 °C	30 °C
İlave su debi	350-400 m ³ /h	50-100 m ³ /h
Çalıştırılan Ters akım pompası (185 kwh tasarruf)	2	1
H ₂ SO ₄ tüketimi	10 günde– 1 tanker	2,5-3 ayda- 1 tanker
DENOX ve BACA GAZI		
DENOX a verilen amonyak debisi	180 kg/h	95 kg/h
Baca gazı sıcaklığı	185 °C	105 °C
DOM - LAMONT		
Buharlaştırıcı çıkış sıcaklıkları	Fark yok	Fark yok
Kızdırıcı çıkış sıcaklıkları	410-415 °C	425C-435 °C
Lamont Fark basınç	Fark yok	Fark yok
Eco giriş sıcaklıkları	150C -155 °C	150C -155 °C
Dom basınç	40bar	38bar
KOMPRESÖR - TÜRBİN		
Toplam kompresör hava debisi	86.500Nm ³ /h	90.000 Nm ³ /h
Türbin buhar giriş debisi	Fark yok	Fark yok
Üretilen Buhar miktarı	20 t/h	26-27 t/h
OTOMATİK VENTİLLER		
Amonyak yüzde ventilleri (3009)	%7 0-% 80	% 50-% 60
Dom seviye ventili	% 70-% 80	% 50-% 60
Buhar blöf ventili (start up)	Ventilde ufak kaçak vardır.	
Amonyak blöf ve kapama ventilleri	Ventiller sorunsuz çalışıyor	

Çizelge 5.4. Reaktörün revizyon öncesi ve sonrası karşılaştırılması.

	Revizyon Öncesi	Revizyon Sonrası
Platin Altı Sıcaklığı	865 – 870 °C	865 – 870 °C
NO Gazı Çıkış Sıcaklığı	350 – 400 °C	250 - 300 °C
Kızgın Buhar Üretimi	33 t/h	36 t/h
Kızgın Buhar Sıcaklığı	410 °C	440 °C

Çizelge 5.3’de revizyon sonrası izlenimleri ve Çizelge 5.4’de reaktörün revizyon öncesi ve revizyon sonrası incelendiğinde görülmektedir ki problem olan NO_x gazı yüksek değer çıkış sıcaklığı sorunu ortadan kaldırılmıştır. Turbo kompresor çalıştırılması için türbine giden kızgın buhar sıcaklığı değeri ve üretimi de artırılmıştır.

5.2. Oksidasyon Reaktörünün ANSYS Fluent CFD Modelleme Sonuçları

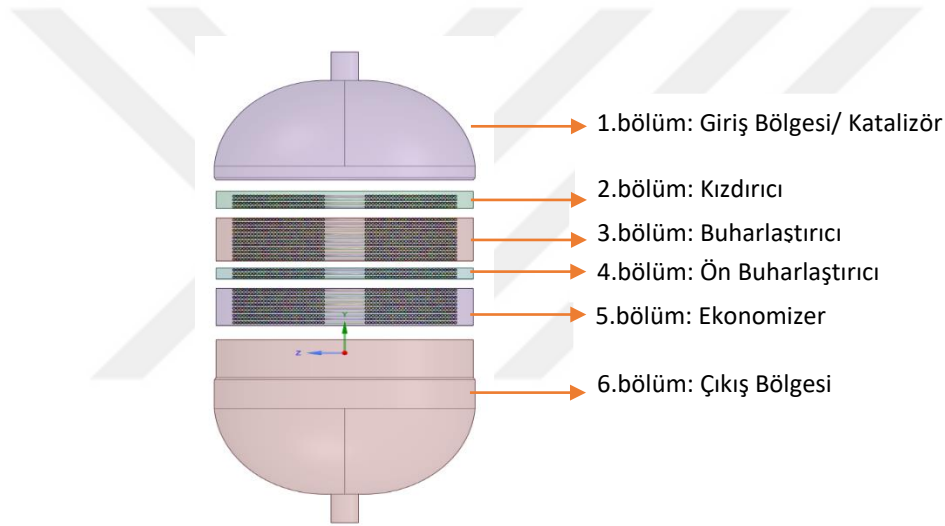
İşletme verileri ile sayısal verilerin karşılaştırılabilmesi için yapılan bu çalışmada aşağıdaki kronoloji takip edilerek sayısal model hazırlanmış olup sistemin çözümü yapılmıştır:

- Simülasyon kurgusunu belirlemek amacıyla öncelikle sistemin çalışma prensibi, geometrik biçim ve malzeme özellikleri, sınır koşulları tespit edilmiştir.
- Sistemi oluşturan komponentler Solidworks programı yardımıyla detaylı olarak tasarlanmıştır.
- Ansys SpaceClaim programı yardımıyla sistemin sayısal modeli hazırlanmıştır.
- Tasarlanan sayısal model üzerinde sistemin giriş bölgesi, atık gaz akış domaini, katı gövdeler, su akış domaini, porozif gövdeler ve çıkış bölümü olarak gruplara ayrılmıştır.
- Uygun kapasitede bir çözücü bilgisayar yardımıyla bu sistemin 3 boyutlu olarak analizlerinin yapılıp yapılamayacağı konusunda bir ön çalışma yapılmıştır. Bu çalışma kapsamında sistemin kütle korunum, enerji korunum ve momentum korunum denklemlerini kullanarak istenilen doğrulukta çözüm yapılabilmesi k-omega (y^+ değeri yaklaşık 1 olmalıdır) türbülans modeli seçilmiş olup sınır tabakalara (atık gaz ile dış gövde temas yüzeyine, atık gaz ile eşanjör boru temas yüzeylerine, eşanjörler ile su temas yüzeylerine) infilation tanımlanmıştır. Mesh kaynaklı hataları minimize etmek amacıyla minimum elaman boyutu 3 mm maksimum elaman boyutu 100 mm olarak belirlenmiştir. Bu şekilde oluşturulan mesh modeli yaklaşık olarak 110 milyon elaman sayısına sahip olmaktadır.

- Yukarıda belirtilen problem ışığında infilationlar öncelikle iptal edilerek yeniden mesh atılmış ancak eleman sayısı min 60 milyon olarak tespit edilmiştir. Daha sonra sayısal model simetrik olarak tasarlanmış olup min eleman sayısı 32 milyona indirilmiştir.

5.2.1. Sayısal analiz sonuçları

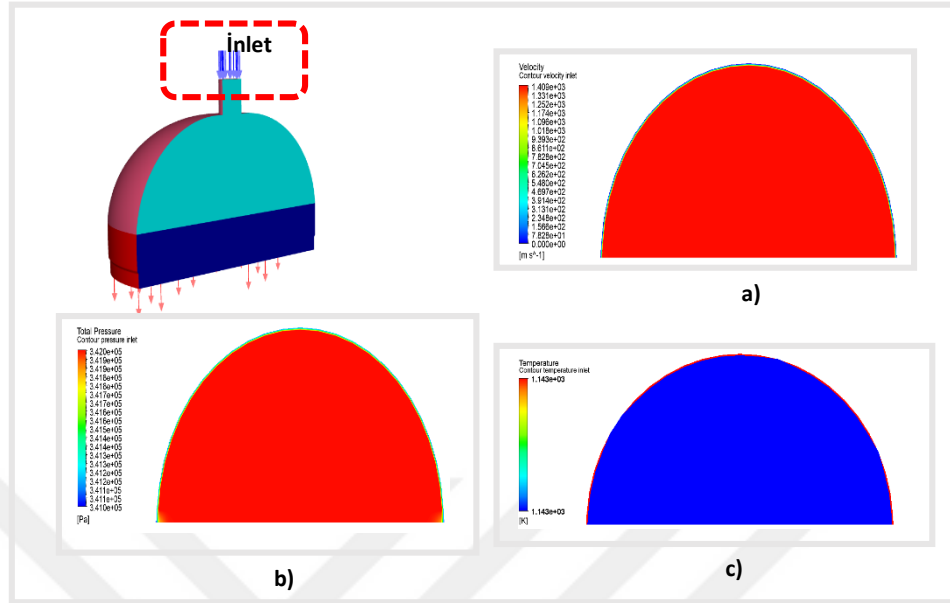
Eleman sayısı kaynaklı problemleri çözmek için sistem simetrik ve 6 bölümden oluşacak şekilde (giriş bölgesi, kızdırıcı, ön buharlaştırıcı, buharlaştırıcı, ekonomizer ve çıkış bölgesi) sayısal modeli hazırlanmış aşağıdaki Şekil 5.6'da sistemin çözümü yapılabilmektedir.



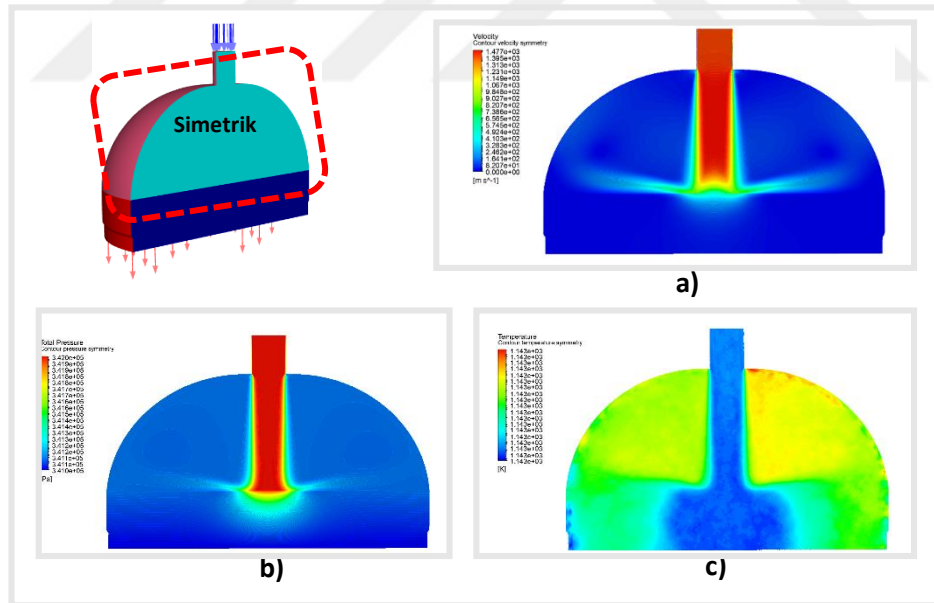
Şekil 5.6. Reaktör sayısal model bölgeleri.

Giriş Bölgesi ve Katalizör için Sayısal Analiz Sonuçları:

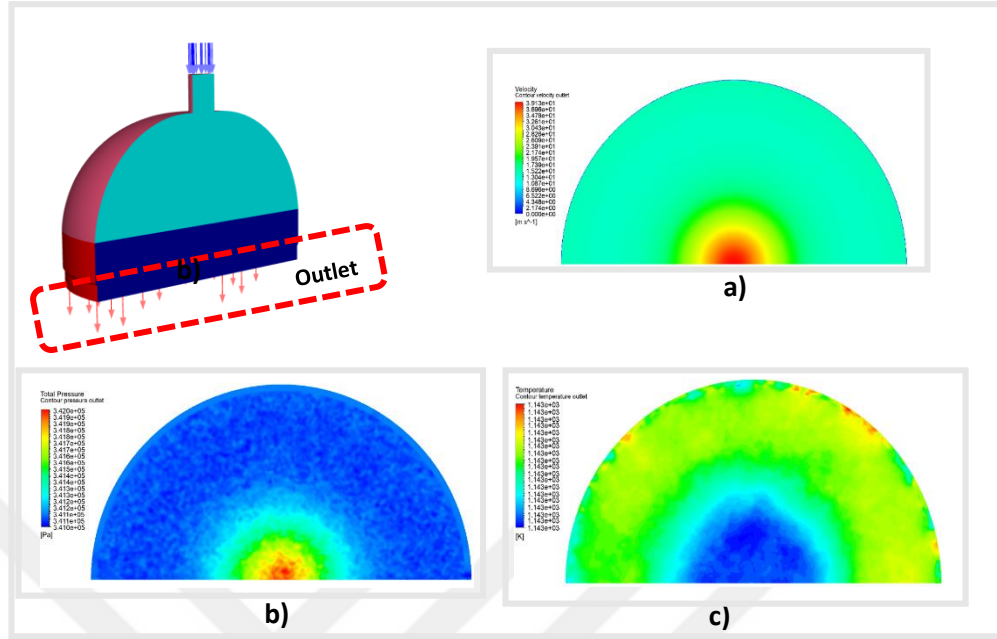
Giriş bölgesi analizi 3 kısımda elde edilmiştir. Şekil 5.7'de giriş bölgesi ve katalizöre ait inlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri elde edilmiştir. Şekil 5.8'de giriş bölgesi ve katalizöre ait simetrik düzlem üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri elde edilmiştir. Şekil 5.9'da giriş bölgesi ve katalizöre ait outlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri elde edilmiştir.



Şekil 5.7. Giriş bölgesi ve katalizöre ait inlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.



Şekil 5.8. Giriş bölgesi ve katalizöre ait simetri düzlem üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.



Şekil 5.9. Giriş bölgesi ve katalizöre ait outlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.

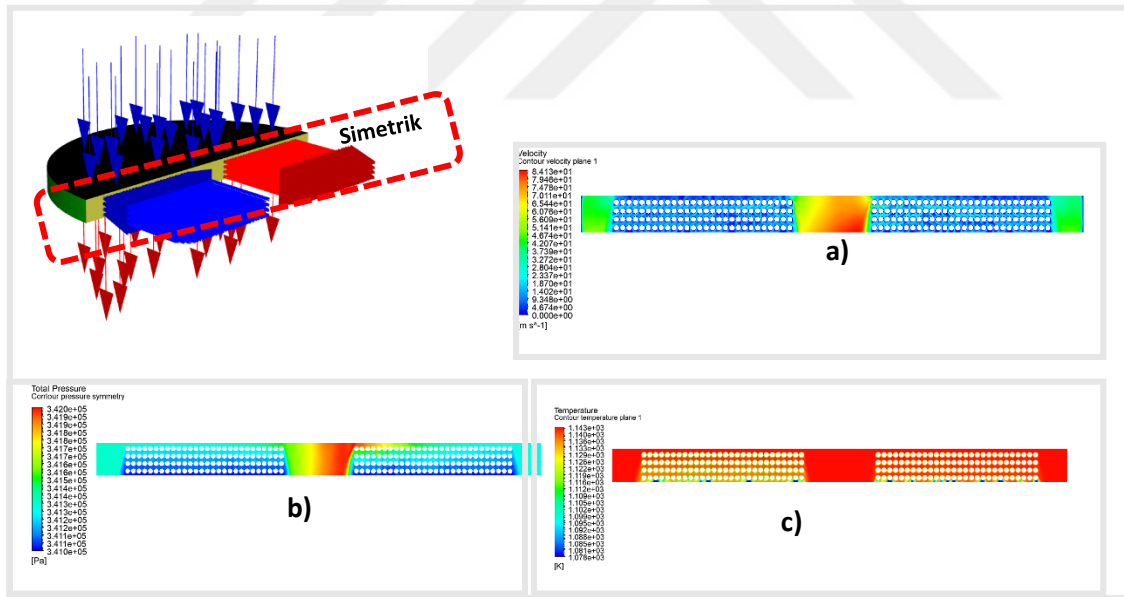
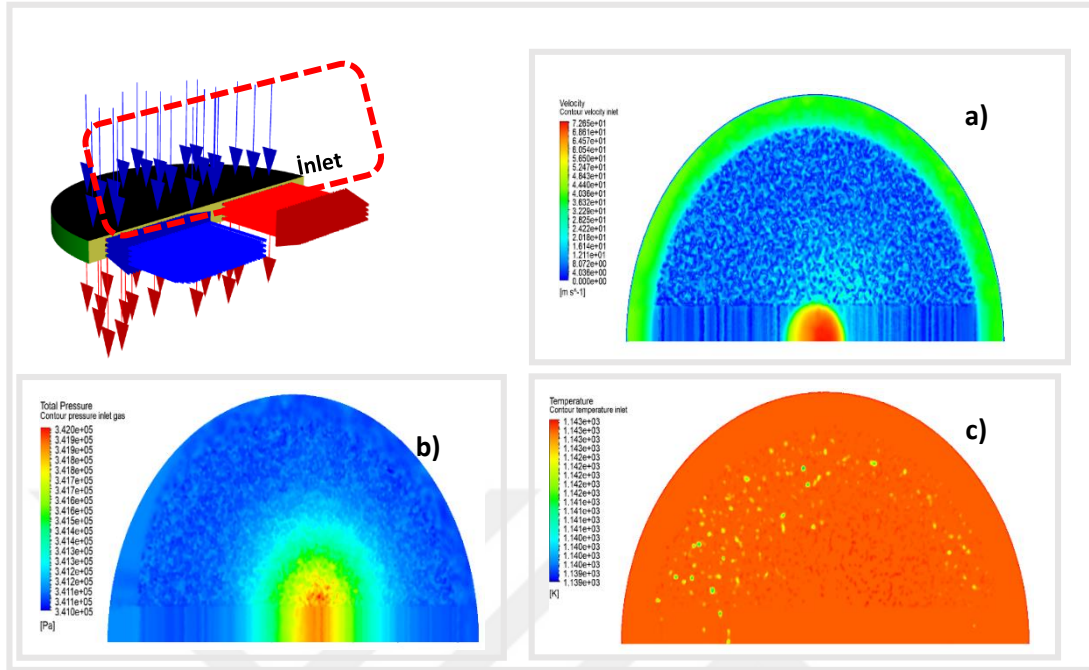
Giriş bölgesi olan katalizör kısmı analizi 3 kısımda incelenmiştir. Katalizöre ait inlet, simetrik ve outlet düzlemi üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılımı çalışmaları sonucu sayısal veriler elde edilmiştir. Ansys Fluent programı çalışmaları sonucu ile elde edilen katalizör bölgesi gaz sonuçları Çizelge 5.5’de gösterilmiştir. Çıkan sonuçların işletme verileri ile uyumlu olduğu gözlenmiştir.

Çizelge 5.5. Ansys fluent programı ile elde edilen katalizör gaz sonuçları.

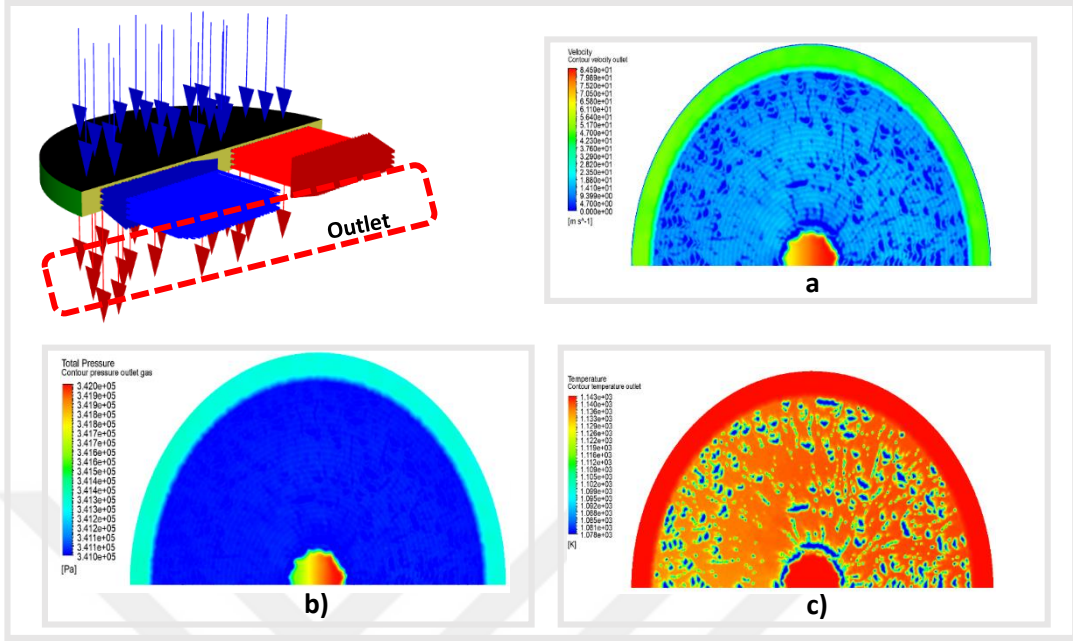
Model	İnlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Velocity (m/s)	İnlet Gas Temperature (C°)	Outlet Gas Temperature (C°)
Katalizör	342000	341837	29	870	870

Kızdırıcı Bölgesi Sayısal Analiz Sonuçları:

Kızdırıcı bölgesi sayısal analizi 3 kısımda elde edilmiştir. Şekil 5.10’da ön buharlaştırıcıya ait inlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılımı kontörleri verilmiştir. Şekil 5.11’de de ön buharlaştırıcıya ait simetri üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılımı kontörleri verilmiştir.

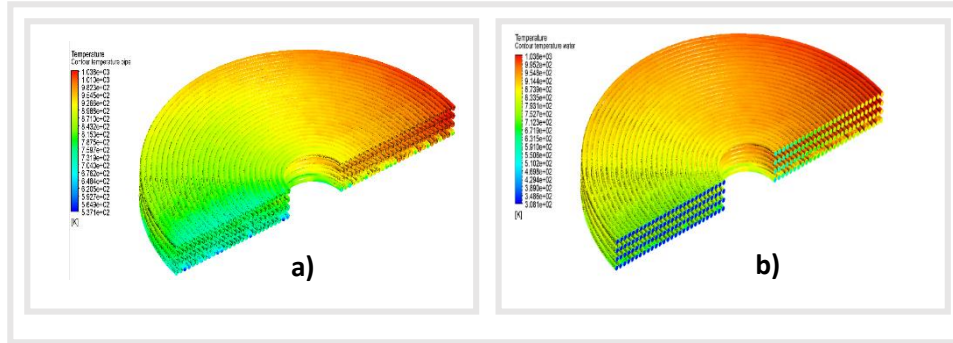


Şekil 5.12’de ön buharlaştırıcıya ait outlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.



Şekil 5.12. Kızdırıcıya ait outlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) sıcaklık dağılımı.

Şekil 5.13’de kızdırıcı eşanjörlerine ait boru ve su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları gösterilmektedir.



Şekil 5.13. Kızdırıcıya eşanjörlerine ait a) Boru ve b) Su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları

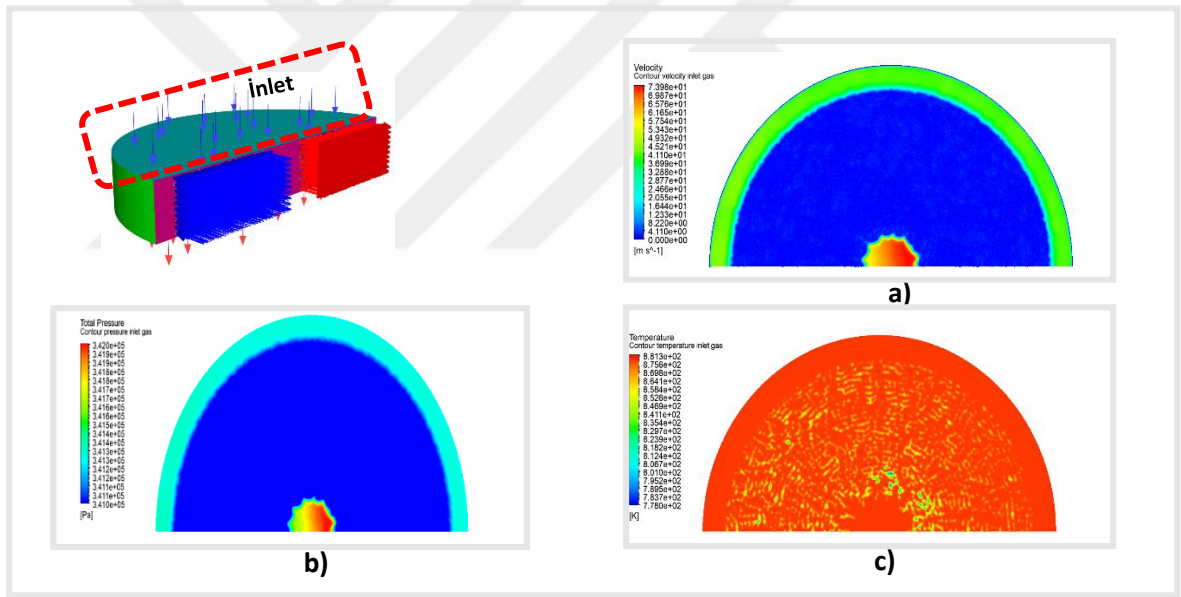
Ansys Fluent programı çalışmaları sonucu ile elde edilen kızdırıcı bölgesi sonuçları Çizelge 5.6’da gösterilmiştir. Çıkan sonuçların işletme verileri ile uyumlu olduğu gözlenmiştir.

Çizelge 5.6. Ansys fluent programı ile elde edilen kızdırıcı bölgesi sonuçları

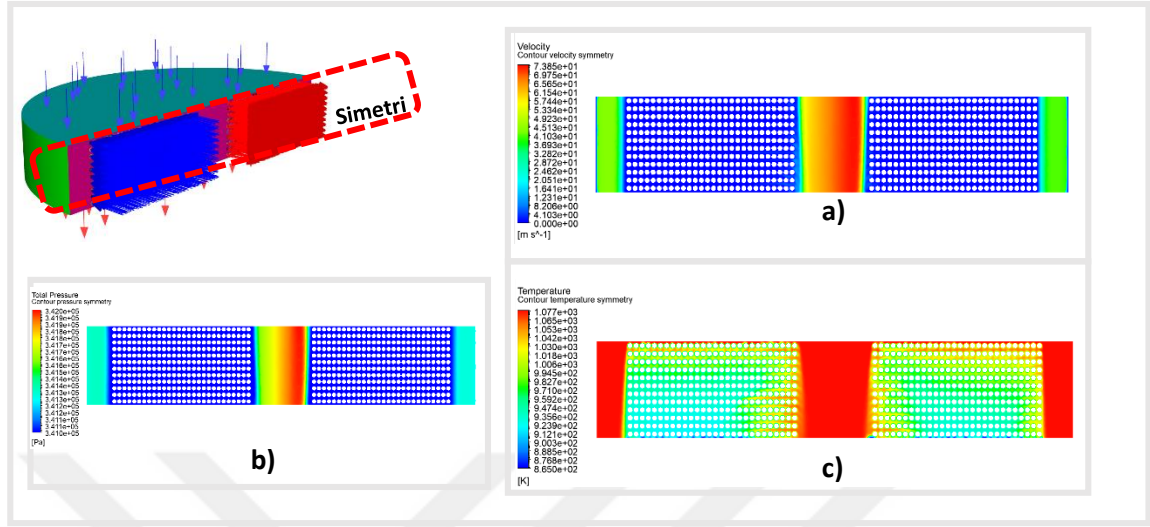
Model	İnlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Pressure (Pa)	İnlet Gas Temperature (°C)	Outlet Gas Temperature (°C)
Kızdırıcı	341837	341757	870	805

Buharlaştırıcı Bölgesi Sayısal Analiz Sonuçları:

Buharlaştırıcı bölgesi sayısal analizi 3 kısımda elde edilmiştir. Şekil 5.14’de buharlaştırmacıya ait inlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir. Şekil 5.15’de buharlaştırmacıya ait simetri düzleminde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.

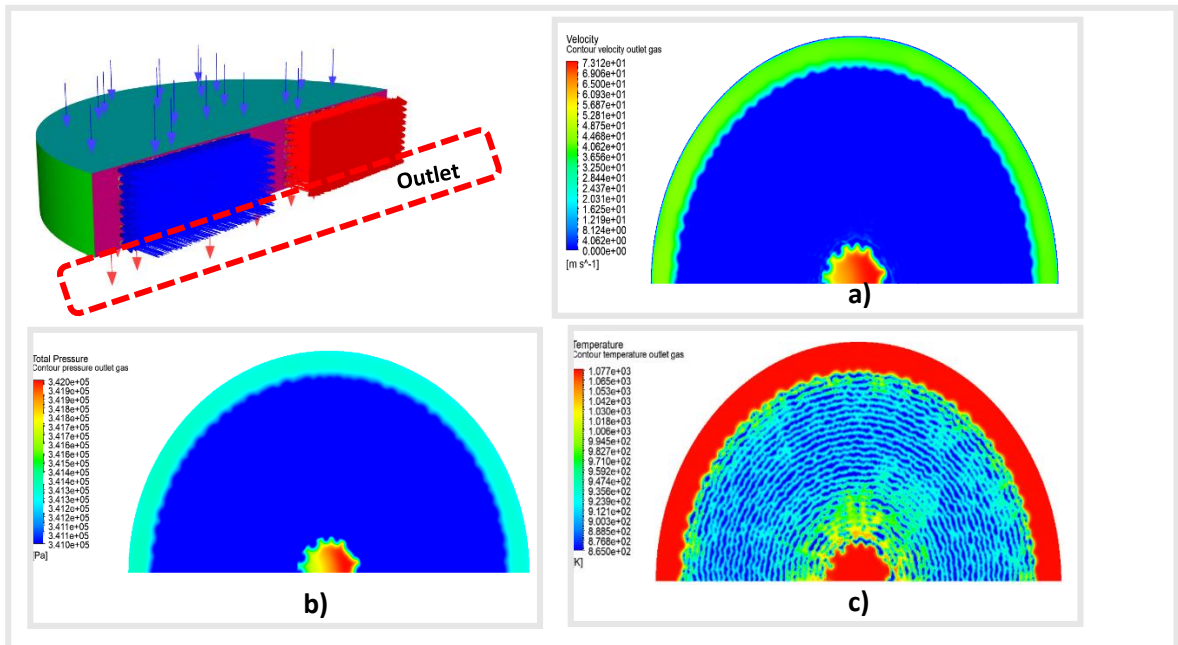


Şekil 5.14. Buharlaştırıcıya Ait inlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık Dağılımı



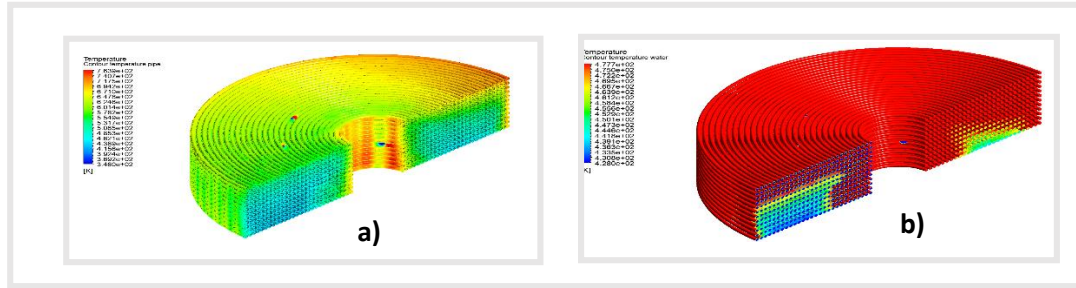
Şekil 5.15. Buharlaştırıcıya ait simetri düzleminde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.

Şekil 5.16’da buharlaştırıcıya ait outlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.



Şekil 5.16. Buharlaştırıcıya ait outlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.

Şekil 5.17’de buharlaştırıcı bölgesi eşanjörlerine ait boru ve su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları gösterilmektedir.



Şekil 5.17. Buharlaştırıcı eşanjörlerine ait a) Boru ve b) Su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları.

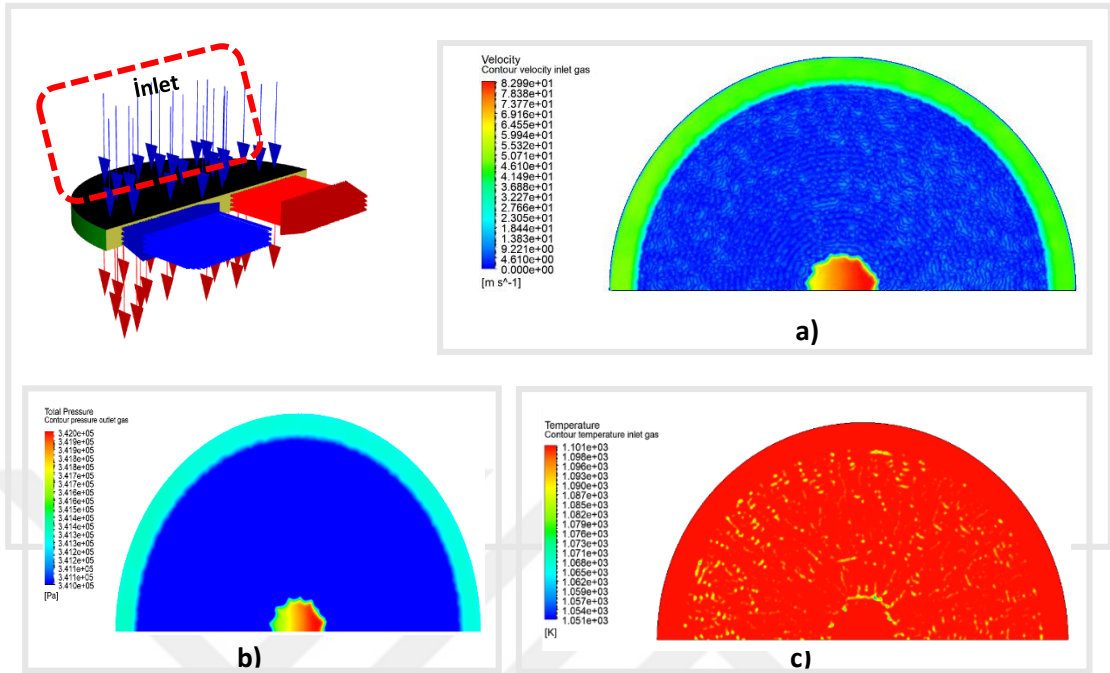
Buharlaştırıcı bölgesi sayısal analizi üç kısımda incelenmiştir. Buharlaştırıcıya ait inlet, simetrik ve outlet düzlemi üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılımı çalışmaları sonucu sayısal veriler elde edilmiştir. Ansys Fluent programı çalışmaları sonucu ile elde edilen buharlaştırıcı bölgesi gaz sonuçları Çizelge 5.7’de gösterilmiştir. Çıkan sonuçların işletme verileri ile uyumlu olduğu görülmektedir.

Çizelge 5.7. Ansys fluent programı ile elde edilen buharlaştırıcı gaz sonuçları.

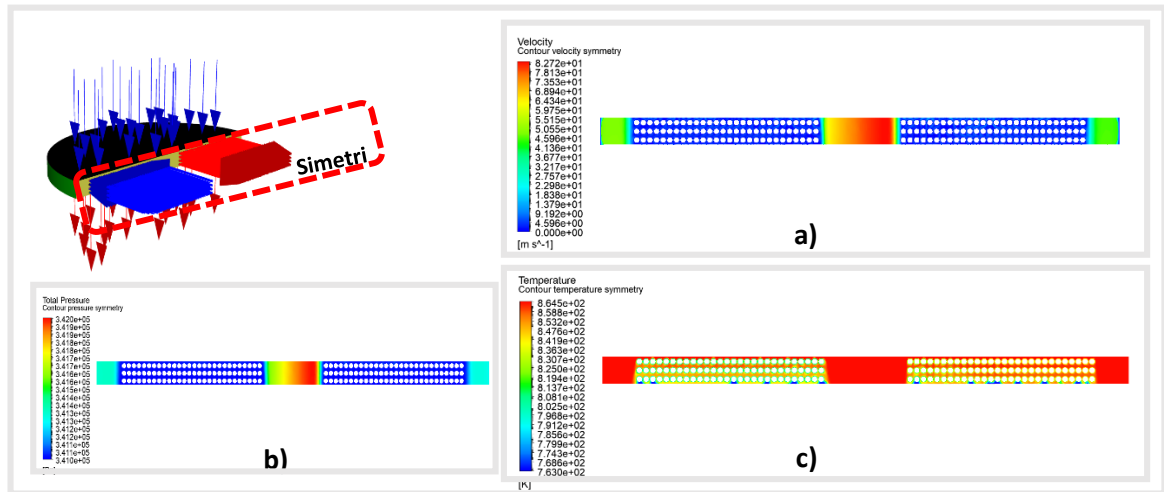
Model	İnlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Velocity (m/s)	İnlet Gas Temperature (°C)	Outlet Gas Temperature (°C)
Buharlaştırıcı	341757	341703	43	805	592

Ön Buharlaştırıcı Bölgesi Sayısal Analiz Sonuçları:

Ön buharlaştırıcı bölgesi sayısal analizi üç kısımda elde edilmiştir. Şekil 5.18’de ön buharlaştırıcıya ait inlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir. Şekil 5.19’da ön buharlaştırıcıya ait simetri düzleminde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.

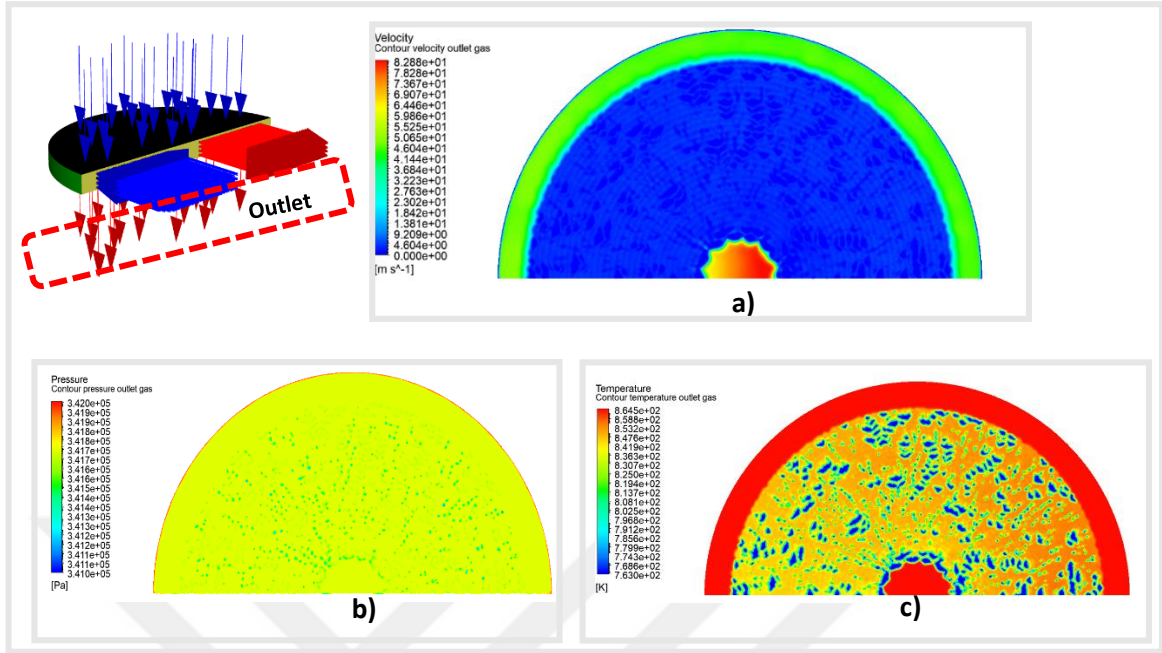


Şekil 5.18. Ön buharlaştırıcıya ait inlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.



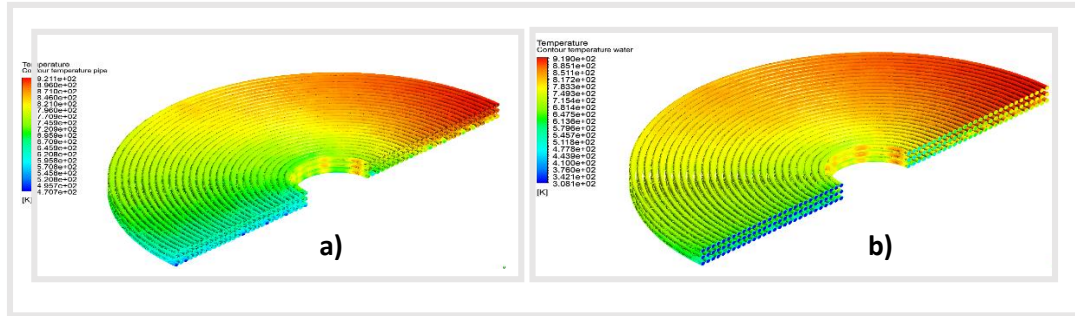
Şekil 5.19. Ön buharlaştırıcıya ait simetri düzleminde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.

Şekil 5.20'de ön buharlaştırıcıya ait outlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.



Şekil 5.20. Ön buharlaştırıcıya ait outlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.

Şekil 5.21’de ön buharlaştırıcı bölgesi eşanjörlerine ait boru ve su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları gösterilmektedir.



Şekil 5.21. Ön buharlaştırıcı eşanjörlerine ait a) Boru ve b) Su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları

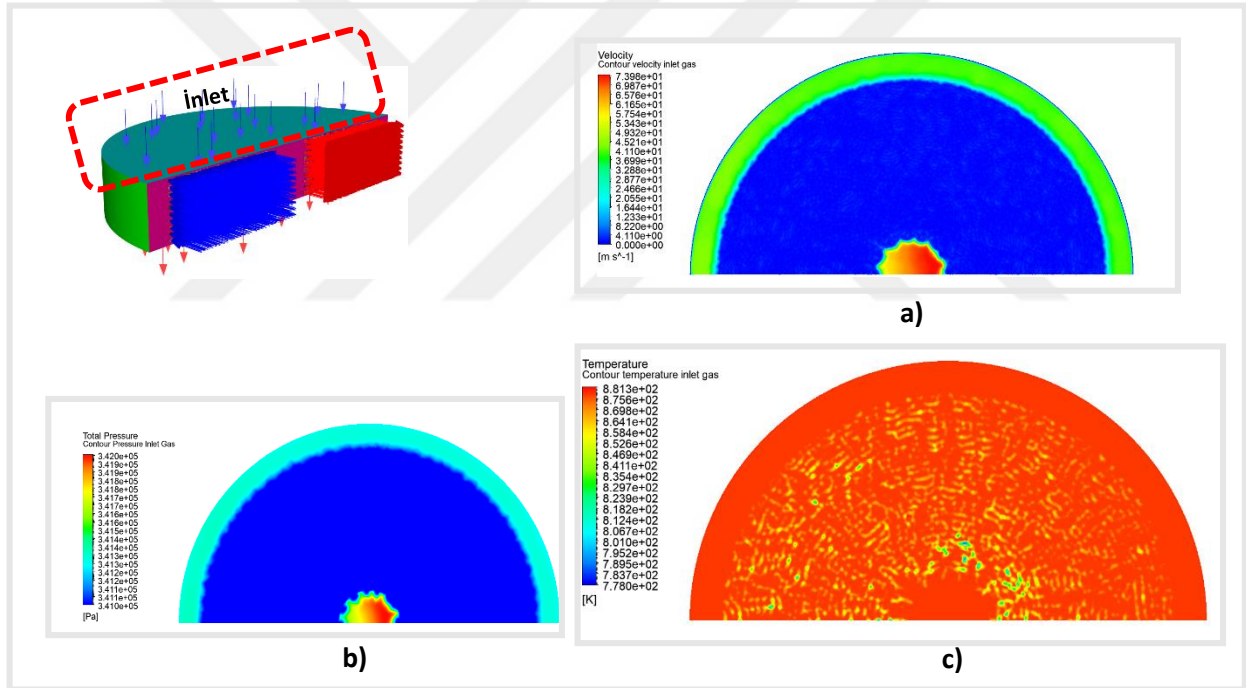
Ön Buharlaştırıcı bölgesi sayısal analizi üç kısımda incelenmiştir. Ön Buharlaştırıcıya ait inlet, simetrik ve outlet düzlemi üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılımı çalışmaları sonucu sayısal veriler elde edilmiştir. Ansys Fluent programı çalışmaları sonucu ile elde edilen ön buharlaştırıcı bölgesi gaz sonuçları Çizelge 5.8’de gösterilmiştir. Çıkan sonuçların işletme verileri ile uyumlu olduğu gözlenmiştir.

Çizelge 5.8. Ansys fluent programı ile elde edilen ön buharlaştırıcı gaz sonuçları

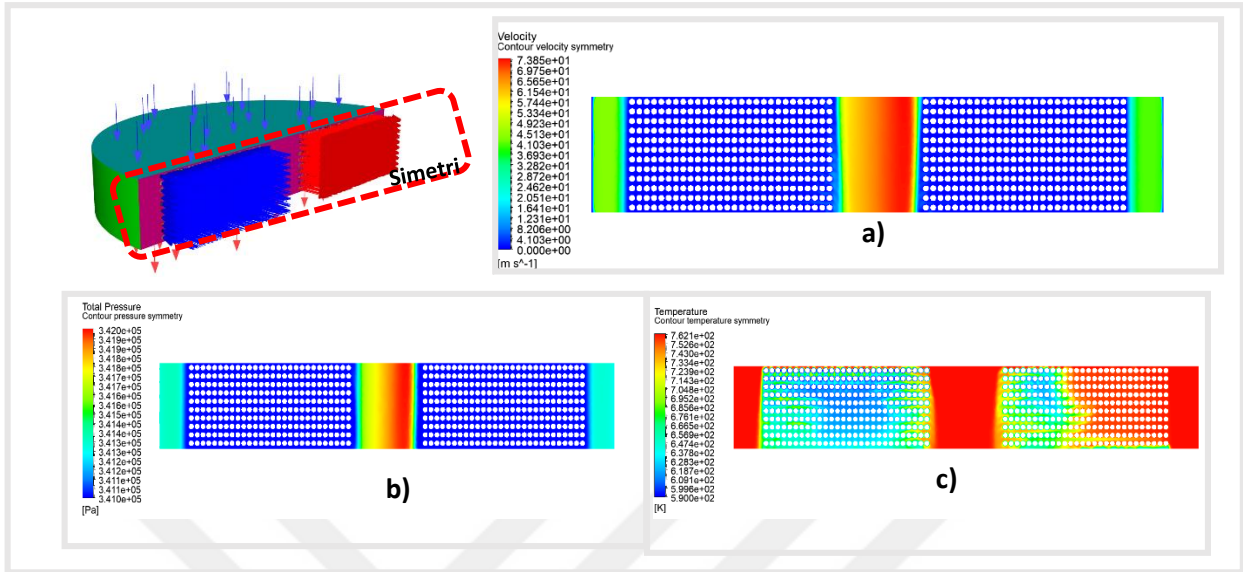
Model	İnlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Velocity (m/s)	İnlet Gas Temperature (°C)	Outlet Gas Temperature (°C)
Ön Buharlaştırıcı	341703	341534	41	592	490

Ekonomizer Bölgesi Sayısal Analiz Sonuçları:

Ekonomizer bölgesi analizi üç kısımda elde edilmiştir. Şekil 5.22’de ekonomizere ait inlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiş ve Şekil 5.23’de de ekonomizere ait simetri düzleminde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.

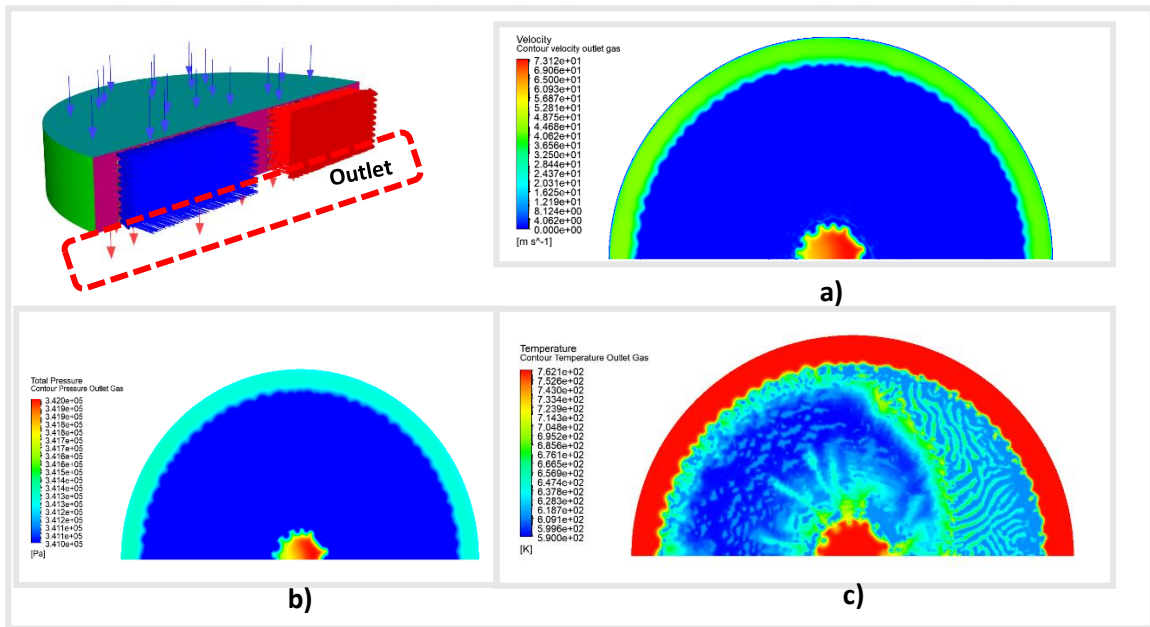


Şekil 5.22. Ekonomizere ait inlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.



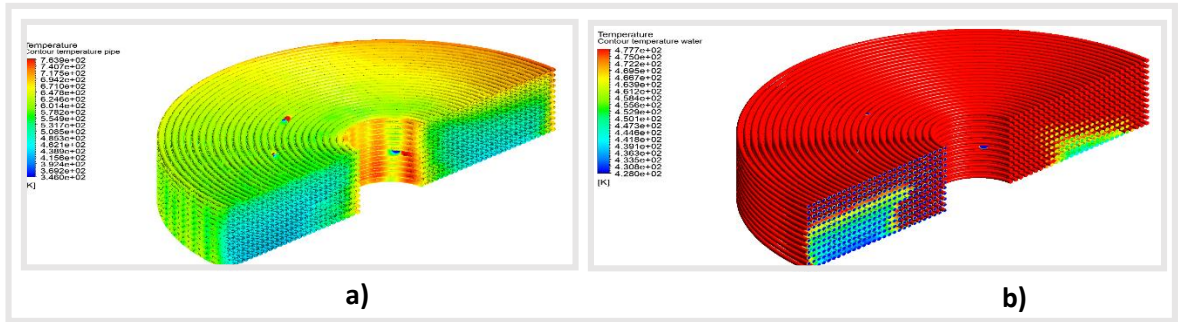
Şekil 5.23. Ekonomizere ait simetri düzleminde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.

Şekil 5.24’de ekonomizere ait outlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.



Şekil 5.24. Ekonomizere ait outlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.

Şekil 5.25’de ekonomizer bölgesi eşanjörlerine ait a) boru ve b) su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları gösterilmiştir.



Şekil 5.25. Ekonomizer eşanjörlerine ait a) boru ve b) Su üzerinde meydana gelen sıcaklık dağılımları.

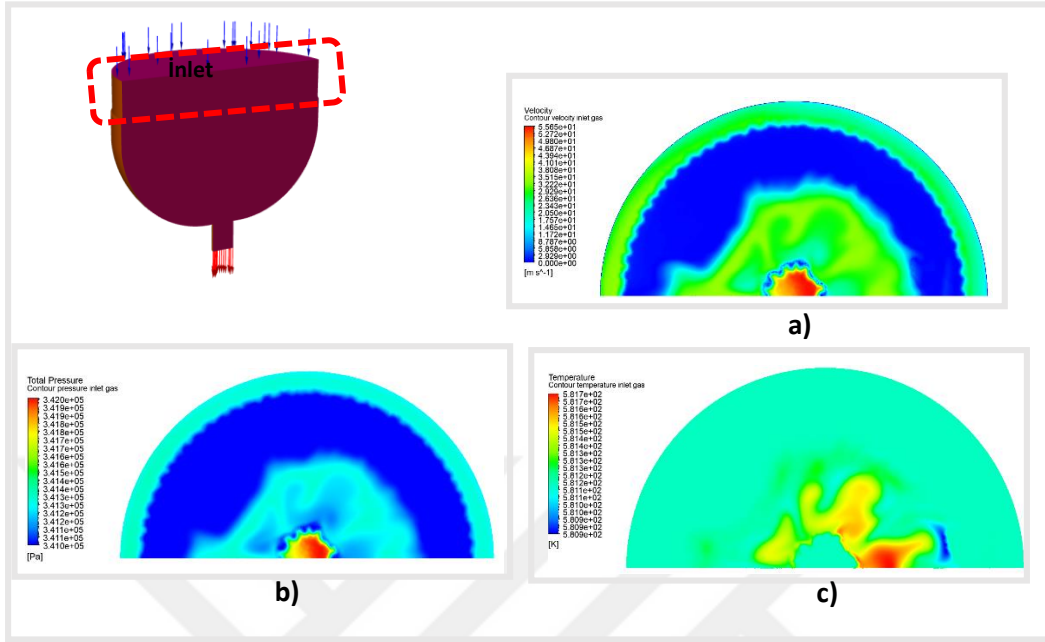
Ekonomizer bölgesi sayısal analizi üç kısımda incelenmiştir. Ekonomizere ait inlet, simetrik ve outlet düzlemi üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılımı çalışmaları sonucu sayısal veriler elde edilmiştir. Ansys Fluent programı çalışmaları sonucu ile elde edilen ekonomizer bölgesi gaz sonuçları Çizelge 5.9’da gösterilmiştir. Çıkan sonuçların işletme verileri ile uyumlu olduğu gözlenmiştir.

Çizelge 5.9. Ansys fluent programı ile elde edilen ekonomizer gaz sonuçları.

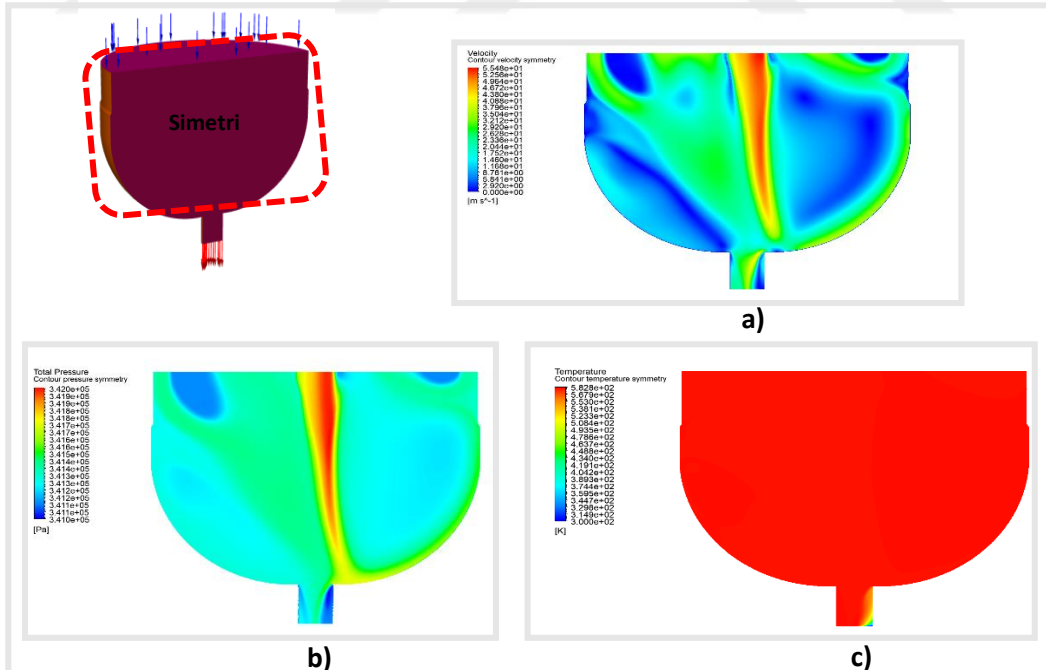
Model	İnlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Pressure (Pa)	İnlet Gas Velocity (m/s)	Outlet Gas Velocity (m/s)	İnlet Gas Temperature (°C)	Outlet Gas Temperature (°C)
Ekonomizer	341534	341379	41	40	490	317

Çıkış Bölgesi Sayısal Analiz Sonuçları:

Çıkış bölgesi analizi üç kısımda elde edilmiştir. Şekil 5.26’da çıkışa ait inlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri ve Şekil 5.27’de de çıkışa ait simetri düzleminde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.

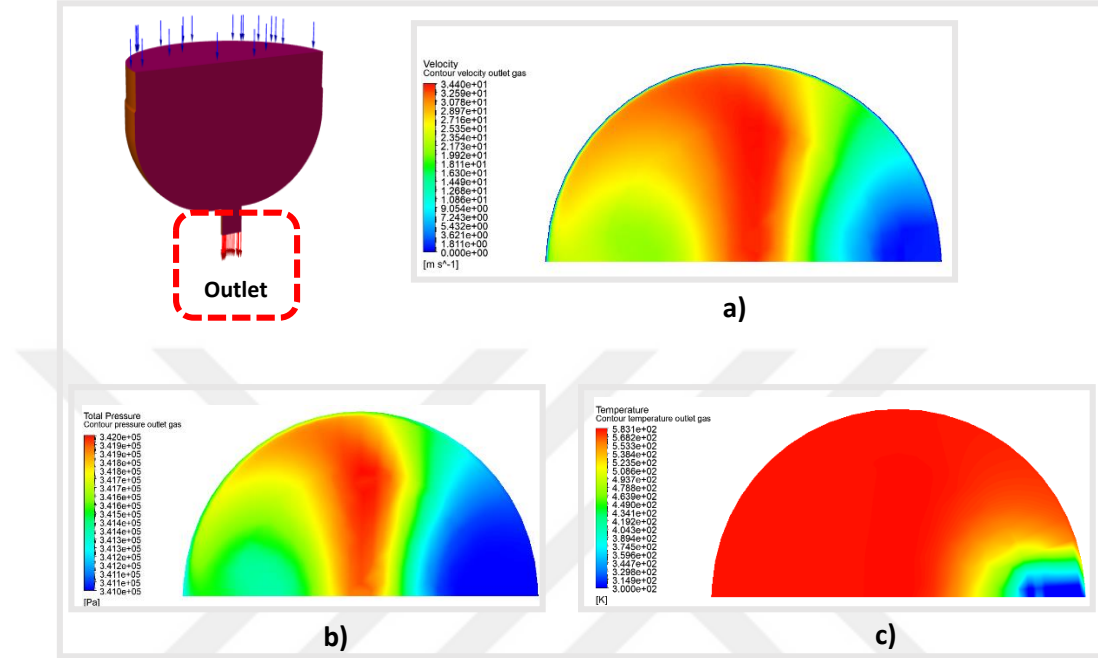


Şekil 5.26. Çıkış bölgesine ait inlet üzerinde oluşan a) hız, b) basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.



Şekil 5.27. Çıkış bölgesine ait simetri düzlem oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.

Şekil 5.28’de çıkış bölgesine ait outlet üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılım kontörleri verilmiştir.



Şekil 5.28. Çıkış bölgesine ait outlet üzerinde oluşan a) Hız, b) Basınç ve c) Sıcaklık dağılımı.

Çıkış bölgesi sayısal analizi üç kısımda incelenmiştir. Çıkış bölgesine ait inlet, simetrik ve outlet düzlemi üzerinde oluşan hız, basınç ve sıcaklık dağılımı çalışmaları sonucu sayısal veriler elde edilmiştir. Ansys Fluent programı çalışmaları sonucu ile elde edilen çıkış bölgesi gaz sonuçları Çizelge 5.10’da gösterilmiştir. Çıkan sonuçların işletme verileri ile uyumlu olduğu gözlenmiştir.

Çizelge 5.10: Ansys fluent programı ile elde edilen çıkış bölgesi gaz sonuçları.

Model	İnlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Velocity (m/s)	İnlet Gas Temperature (°C)	Outlet Gas Temperature (°C)
Çıkış Bölümü	341379	341349	24	317	317

5.2.2. Reaktör işletme verileri ile sayısal verilerin karşılaştırılması

İşletme verilerinden alınan atık gaz kompozisyonu, hız, basınç ve sıcaklık değerleri giriş değerleri olarak tanımlanmıştır. Mevcut reaktörün modeli 3 boyutlu Şekil 4.29’da gösterildiği gibi tasarlanmış olup her bir bölgenin (giriş bölgesi, kızdırıcı, buharlaştırıcı, ön buharlaştırıcı,

ekonomizer ve çıkış bölgesi) hız, basınç ve sıcaklık dağılımları analiz edilip profil olarak kaydedilmiş ve bir sonraki bölgeye girdi olarak tanımlanmıştır. Bu şekilde analiz bir bütün gibi ele alınmıştır. Elde edilen sonuçlar işletme verileri ile kıyaslanarak çözümün doğruluğu kontrol edilmiştir. Bilgisayar maksimum performansta çalıştığı için GPU ve CPU sıcakları yüksek sıcaklıklara ulaştığı için PC kapanmalar yaşanmıştır. Bu problemi çözmek için PC dışına harici fanlar konumlandırılarak soğutma yapılmıştır.

Ansys Fluent programı çalışmalarında elde edilen sayısal model gaz sonuçları Çizelge 5.11’de gösterilmiştir. Nitrik asit üretim tesisinde yeni reaktör NO_x gaz ortalama çıkış sıcaklığı 300 °C civarında elde edilmiştir. Bu sıcaklık yaz ve kış mevsimlerine göre değişebilmektedir. Çizelge 5.11’de bakıldığında sayısal model gaz çıkış sıcaklığı 317 °C olarak elde edilmiştir. İşletme için en önemli verimlilik parametrelerinden birisi gaz çıkış sıcaklığıdır. Buna göre kıyaslama yapıldığında yaklaşık olarak % 15 lik bir fark elde edilmiş olup bu fark işletme verileri ile kıyaslandığında uyumlu olduğu görülmüştür. Sayısal model NO çıkış sıcaklığını iyileştirmek için daha sonra parametrik çalışmalar yapılacaktır.

Çizelge 5.11: Ansys fluent programı ile elde edilen sayısal model sonuçları.

Model	Inlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Pressure (Pa)	Outlet Gas Velocity (m/s)	Inlet Gas Temperature (°C)	Outlet Gas Temperature (°C)
Katalizör	342000	341837	29	870	870
Kızdırıcı	341837	341757	38	870	805
Buharlaştırıcı	341757	341703	43	805	592
Ön Buharlaştırıcı	341703	341534	41	592	490
Ekonomizer	341534	341379	40	490	317
Çıkış Bölgesi	341379	341349	24	317	317

6. SONUÇ VE ÖNERİLER

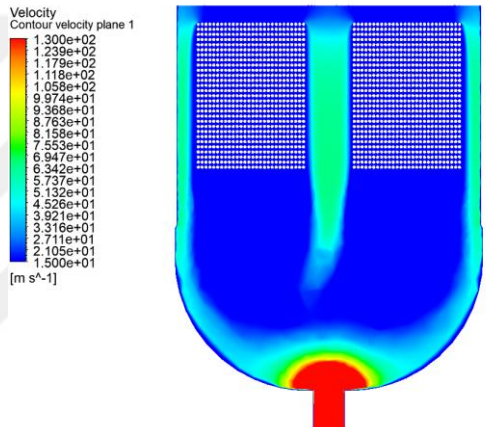
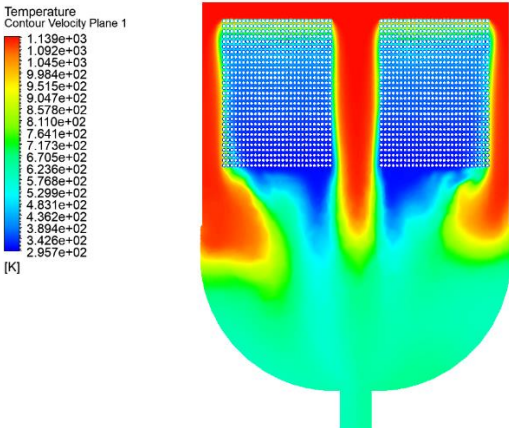
Endüstriyel sektörlerde enerji tasarrufu çalışmalarında, ilgili üretim sisteminin tüm girdileri, girdi hazırlama sistemleri, üretim süreçleri, çıktıları ve çıktı koşullandırma sistemleri, enerji ve işletme ekonomisi yönünden incelenip, enerji ve kütle dengeleri çıkartılmalıdır. Ayrıca tüm enerji kullanım yerleri, kullanılan enerji türleri, kullanım yük koşulları, enerji kullanan birimlerin özgül enerji tüketimleri vb. veriler de ayrı ayrı belirlenmelidir. Enerji kullanan sistemlerde ısı performans ile girdisel özelliklere bağlı işlevsel testler ve enerji verimliliği testleri yapılarak, bu sistem ve birimin güncel en iyi teknolojik sistemler açısından karşılaştırılması yine CFD gibi sayısal modelleme ve çözümleme yöntemleriyle desteklenmelidir.

Bu çalışmada, bir nitrik asit üretimi yapan tesisin enerji kullanım kapasitesinin ve sürdürülebilirliğinin iyileştirilmesi için; reaktör verimliliğini artırmak amacıyla revizyon çalışmaları incelenmiş, sistem enerji-kütle denklığıne bakılmış ve CFD ile sayısal modelleme analizleri yapılmıştır. Reaktör bölgesi verimliliğini artırmak amacıyla yapılan revizyon çalışması sonuçlarına bakıldığında sistemde olumlu iyileşmeler elde edilmiştir. İşletmede proses verimliliğini etkileyen parametreler belirlenmiş ve etkileri incelenmiştir. Bu parametrelerden en önemlileri; platin altı sıcaklığı (katalizör kimyasal tepkime sıcaklığı), NO gazı çıkış sıcaklığı, kızgın buhar üretim hattı, kızgın buhar sıcaklığı, besleme suyu sıcaklığı (eko girişi sıcaklığı), DENOX 'e verilen amonyak debisi ve baca gazı sıcaklığı olarak belirlenmiştir.

Nitrik asit üretim tesisinde iki adet ana reaktör tasarımı ve revizyonu gerçekleşmiştir. Reaktör verimliliğini artırmak amacıyla yapılan revizyon çalışması sonuçları incelendiğinde; yaklaşık 400 °C leri bulan NO gazı çıkış sıcaklığı 300 °C civarına düşmüştür. Yine kızgın buhar üretimi 33 t/h'den yaklaşık 36 t/h'e çıkmıştır. Besleme suyu sıcaklığı (eco girişi sıcaklığı) ortalama 280 °C leri bulurken yaklaşık 150 °C civarına düşmüştür. En önemli olumlu elde edilen faktörlerden birisi de, DENOX'e verilen amonyak debisindeki azalmadır. DENOX'e verilen amonyak debisi ortalama 180 kg/h'den 95 kg/h'e kadar düşmüştür. Aynı şekilde baca gazı sıcaklığı da ortalama 185 °C'den yaklaşık 105 °C civarına düşmüştür. Revizyon sonrasında tesiste plansız duruşlar yaşanmadığından hem işçilik olarak kazanım elde edilmiş, hemde zaman yönetimi açısından üretimde iyileştirmeler olmuştur. Ayrıca üretim kapasitesi artmıştır. Böylelikle işletme verilerinde yaklaşık % 10'luk bir verim artışı elde edilmiştir. Enerji denklığıne bakıldığında ısı kaybı % 3,12 olarak bulunmuştur. Kütle denklığı ve analiz değerleri birbiri ile uyumlu çıkmıştır.

Sayısal analiz sonuçlarına bakıldığında ise; yeni reaktör verileri ile benzer sonuçlar elde edilmiştir. Sayısal çalışmalar yapılırken; simülasyon kurgusunu belirlemek amacıyla öncelikle

sistemin çalışma prensibi, geometrik yapısı ve malzeme özellikleri ile sınır koşulları tespit edilmiştir. Ardından Ansys Space Claim programı yardımıyla sistemin sayısal modeli hazırlanmıştır. Tasarlanan oksidasyon reaktörü sayısal modeli üzerinde sistemin giriş bölümü, atık gaz akış domaini, katı gövdeler, su akış domaini, porozif gövdeler ve çıkış bölümü olarak guruplara ayrılmıştır. Şekil 6.1’de referans düzlemi üzerindeki hız dağılım kontörü ile sıcaklık dağılım kontörü gösterilmiştir.

Parametre	CFD Analiz Sonucu
Referans Düzlemi Üzerindeki Hız Dağılım Kontörü	
Referans Düzlemi Üzerindeki Sıcaklık Dağılımı Kontörü	

Şekil 6.1. Referans düzlemi üzerindeki hız ve sıcaklık dağılım kontörü.

Bu çalışma kapsamında sistemin kütle korunum, enerji korunum ve momentum korunum denklemlerini kullanarak istenilen doğrulukta çözüm yapılabilmesi k-omega (y^+ değeri yaklaşık 1 olmalıdır) türbülans modeli seçilmiş olup sınır tabakalara (atık gaz ile dış gövde temas yüzeyine,

atık gaz ile eşanjör boru temas yüzeylerine, eşanjörler ile su temas yüzeylerine) infilation tanımlanmıştır. Mesh kaynaklı hataları minimize etmek amacıyla minimum elaman boyutu 3 mm maksimum elaman boyutu 100 mm olarak belirlenmiştir. Yukarıda belirtilen problem ışığında infilationlar öncelikle iptal edilerek yeniden mesh atılmış ancak elaman sayısı minimum 60 milyon olarak tespit edilmiştir. Daha sonra sayısal model simetrik olarak tasarlanmış olup minimum eleman sayısı 32 milyona indirilmiştir. Eleman sayısı kaynaklı problemleri çözmek için sistem simetrik ve altı bölümden oluşacak şekilde (giriş bölümü, kızdırıcı, buharlaştırıcı, ön buharlaştırıcı, ekonomizer ve çıkış bölümü) sayısal modeli hazırlanmış olup bu şekilde sistemin çözümü yapılabilmektedir. Mevcut reaktörün modeli üç boyutlu tasarlanmış olup her bir bölümün (giriş bölümü, kızdırıcı, buharlaştırıcı, ön buharlaştırıcı, ekonomizer ve çıkış bölümü) hız, basınç ve sıcaklık dağılımları analiz edilip profil olarak kaydedilmiş ve bir sonraki bölüme girdi olarak tanımlanmıştır. Bu şekilde analiz modeli bir bütün gibi ele alınmıştır. Elde edilen sonuçlar işletme verileri ile kıyaslanarak çözüm doğruluğu kontrol edilip benzer sonuçlar elde edilmiştir. Çizelge 6.1’de analiz edilen sayısal modelin sonuçları verilmiştir.

Çizelge 6.1. Ansys fluent programı ile elde edilen mevcut model sonuçları.

Velocity (m/s)		Pressure (Pa)		Temperature (°C)	
İnlet	Outlet	İnlet	Outlet	İnlet	Outlet
15	127	342000	237465	870	337

Gelecek çalışmalar için; sistemdeki reaktör çevrimine bağlı olan diğer tasarımlarında incelenmesi, özellikle hava desteği sağlayan turbo kompresör sistemi sorunları ve besleme suyu giriş sıcaklığında etkili yatay eşanjörler; Ostwald çevrimi kapsamında sisteme giren NO_x gazı sıcaklığının değeri için üzerinde durulması gereken önemli parametreler olarak karşımıza çıkmaktadır. Bu çalışmanın literatürde nitrik asit üretim prosesi amonyak oksidasyon reaktörü bölgesi için sayısal modelleme çalışmalarına önemli katkıda bulunacağı öngörülmektedir.

KAYNAKLAR DİZİNİ

A.ANSYS®FLUENT,2022. (2023, 8 Mart). Erişim Adresi: <https://www.ansys.com/webinars/ansys-fluent-update>.

Abbasfard, H. (2014). CFD Modelling of flow mal-distribution in an industrial ammonia oxidation reactor: a case study. *Applied Thermal Engineering* 67, 223-229.

Abbasfarda, H., Ghanbarib, M., Ghasemic, A., Ghahramand, G., Mohammad, S., Mohammad, J., & Rahimpourb, R. (2014). CFD modelling of slow maldistribution in an industrial ammonia oxidation reactor: a case study, *Journal of Applied Thermal Engineering*, 6(1-2),223-229.

Abbasfarda, H., Ghanrib, M., Ghasemic, A., Ghadera, S., Hashemipour, H., & Moradia, R. A. (2012). Failure analysis and modeling of super heater tubes of a waste heat boiler thermally coupled in ammonia oxidation reactor, *Journal, of Engineering Failure Analysis*, 26, 285-292.

Abdoli, P., Hosseini, S. A., & Mujeebu, M. A. (2018). Influence of O₂ enrichment in dry air on combustion temperature, contaminant production and sulfur recovery, in SRU reaction furnace, *Forsch Ingenieurwes* 82, 99–106.

Abián, M., Benes, M., de Goni, A., Munoz, B., & Alzueta, M. U. (2021). Modelling and simulation of gauze reactor of ammonia oxidation kinetic modeling simulation, *Journal of Fuel*, 300, 120-149

Ardy, H., Putra, Y. P., Anggoro, A. D., & Wibowo, A. (2021). Failure analysis of primary waste heat boiler tube in ammonia plant. *Journal of Heliyon*, 7(2), 561-570.

Ashcroft, J., Lopez-Garcia, R., Hepplewhite, I. (2020). *Root cause analysis of poor performance in nitric acid plants*, *Nitric Acid Production topic*, Reprinted from Nitrogen and Syngas Conf, Hague, Nitrogen+Syngas, Erişim Adresi: <https://www.paralloy.co.uk/news/nitrogen-syngas-2020>.

Ay, V., Akbaş, E. (2007). *Değişik nitrik asit ve azotlu gübre üretimi* (Yayımlanmamış Lisans Tezi). Dumlupınar Üniversitesi Fen ve Edebiyat Fakültesi, Kütahya.

Aydın, M., Kuryel, B., Gündüz, G. ve Oturanç, G. (2016). *Diferansiyel denklemler ve uygulamaları*. İzmir: Fakülteler Barış Kitabevi.

Bajpai, A., Frey, K., & Schneider, W. F. (2017). Binary approach to ternary cluster expansions: NO-OVacancy system on Pt (111), *The Journal of Physical Chemistry C*, 121(13),7344-7354.

Bakker, A. (2002-2006). (2022, 12 April). *Applied computational fluid dynamics: Lecture 5-meshing*. Retrieved from: <http://www.bakker.org>.

Bakker, A. (2002-2006). (2022, 12 April). *Applied computational fluid dynamics: Lecture 7-meshing*. Retrieved from: <http://www.bakker.org>.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

- Balıkcı, A., Çeri, B., Koca, T. (2022). Thermal of self finned (finned) tube economizers effect on performance. *European Journal of Science and Technology*, 33, 400-406.
- Banu, P. S. A., Lohith, D. N. S. R., Kalyan, M. P., Vempati, D. S., & Sai, B. H. (2022). Simulation of fin and tube heat exchanger and validation with CFD analysis, *Materials Today: Proceedings* 66(3), 1471-1476.
- Bilirgen, H., Dunbar, S., & Levy, E. K. (2013). Numerical modeling of finned heat exchangers, *Applied Thermal Engineering*, 61(2, 3), 278-288.
- Carlucci, M. M., Casale, O., & Arvos, H. (2022, 13 May). *Improvement of vertical WHB with proven design in ammonia plants*. Retrieved from: <https://events.crugroup.com/nitrogenandsyngas/Uploads/PR/NS376-ConferencePreview.pdf>.
- Chernyshev, V. I., & Zjuzin, S. V. (2001). Improved start-up for the ammonia oxidation reaction. *Journal of Platinum Metals Review*, 45(1), 22 – 30.
- Çengel, Y. A., & William J. P. (2013). *Diferansiyel denklemler*. İzmir Güven Kitabevi.
- Daloğlu, Ş. (2007). *Endüstriyel enerji verimliliği metodolojisi ve çimento sektöründe uygulaması* (Yayımlanmamış Yüksek Lisans Tezi). Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Ankara.
- Deshmukh, S., & Dhamangaonkar, P. (2023). Coupled CFD-FEA simulation of bulging tube failure in hot temperature zone, *Materials Today: Proceedings*, 72(3), 768-774.
- Dsilva, P. C., Bhat, S., Banappanavar, J., Kodancha, K. G., & Hegde, S. R. (2021). Premature failure of superheater tubes in a fertilizer plant, *Engineering Failure Analysis*, 121, 105-152.
- Echi, S., Bouabidi, A., Driss, Z., & Abid, M. S. (2019). CFD simulation and optimization of industrial boiler , *Energy*, 169, 105-114.
- Einaga, H., Tokura, J., Teraoka, Y., & Ito, K. (2015). Kinetic analysis of TiO₂-catalyzed heterogeneous photocatalytic oxidation of ethylene using computational fluid dynamics, *Journal, of Chemical Engineering* , 263, 325-335.
- Elnashaie, S., Mahfouz, A., & Elshishini, S. (1988). Digital simulation of an industrial ammonia reactor, *Chem Eng Process*, 23, 165–77.
- Erbaş, O., Akbulut, A., & İkbal, F. M. (2021, 20 April). *Studies on increasing energy efficiency by modernization of a single-stage type turbo-compressor for ammonia combustion air process*. Retrieved from: <https://icaeta.aiplustech.org/>.
- Erbaş, O., İkbal, F. M., & Akbulut, A. (2021, 15 May). *Studies on increasing the energy efficiency of ammonia oxidation reactor in nitric acid production facility*. International Conference on Advanced Engineering, Technology and Applications (ICAETA), Retrieved from: <https://icaeta.aiplustech.org/>.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

Etemad, S., Sunden, B., & Daunius, O. (2006). Turbulent flow and heat transfer in a square-sectioned U-bend, *Progress in Computational Fluid Dynamics, An International Journal*, 6(1-2), 89-100.

Grande, C. A., Andreassen, K. A., Cavka, J. H., Waller, D., Lorentsen, O. A., Øien, H., Zander, H. J., Poulston, S., García, S., & Modeshia, D. (2018). Process intensification in nitric acid plants by catalytic oxidation of nitric oxide. *Ind. Eng. Chem. Res.* 57,10180-10186.

Gülsevinçler, E. (2013). *Sıkıştırılabilir akışkanların akışında kullanılan türbülans modelleri ve simülasyonları* (Yayımlanmamış Yüksek Lisans Tezi). Süleyman Demirel Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Isparta.

Hanan, A., Zahid, U., Feroze, T., Khan, S. Z. (2021). Analysis of the performance optimisation parameters of shell and tube heat exchanger using CFD, *Australian Journal of Mechanical Engineering*, 21(3),830-843.

Hong, Z., Wang, Z., Li, X. (2017). Catalytic oxidation of nitric oxide (NO) over different catalysts: an overview, *Catalysis Science & Technology*, (16),3440-3452.

İkbal, M., Akbulut, A., Erbaş, O. (2022, 20 April). *Performance comparison of fluidized bed cooler and vertical cooler units for ammonium nitrate production process*. International World Energy Conference-II, Retrieved from: <https://www.worldenergyconference.org/>.

İkbal, M., Erbaş, O. ve Aydın Ö., (2023). Energy transfer process and process gas flow model in nitric acid production, *Kırklareli University Journal of Engineering and Science*, 9(2), 351-368.

İkbal, M., Ünal, S., ve Özhayat E., (2019, 13 Ekim). *Oda hacmini ısıtmada kolondan ısıtma ile termal konforun iyileştirilmesi*, ULIBTK'19 22. Ulusal Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi, Erişim Adresi: <https://avesis.kayseri.edu.tr/activitycitation/index/1/363291fe-bc09-4dc7-8cd7-da58d5a4226e>.

Janiczek, W., Simplified, A. (2014). Model of the absorptive-regenerative process in the technology of nitric acid production. *Journal, of Technical Transactions Chemistry*, 1, 15-20.

Jin, J., Chen, J., Wang, H., Hu, P. (2019). “Insight into room-temperature catalytic oxidation of NO by CrO₂(110): A DFT study”, *Chinese Chemical Letters*, Volume 30.

Jin, J., Sun, N., Hu, W., Yuan, H., Wang, H., Hu, P. (2018). Insight into room-temperature catalytic, oxidation of nitric oxide by Cr₂O₃: a dft study, *ACS Catalysis*, 8(6), 5415-5424.

Kartal, B., (1972). *Gübre Üretim Başmühendisinin Notları*, Kütahya Gübre Sanayii A.Ş.

Kaya, K. (2021). *Küçük Ölçekli Rüzgâr Türbin Kanadı Tasarım Ve Sayısal Analizi* (Yayımlanmamış Doktora Tezi). Ondokuz Mayıs Üniversitesi Makine Mühendisliği Ana Bilim Dalı, Samsun.

Kaygısız, M., (1972). *Asit Üretim Başmühendisinin Notları*, Kütahya Gübre Sanayii A.Ş.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

Keene, K. A. (2007). *A characterization of dynamic reasoning: Reasoning with time as parameter*, Journal of Mathematical Behavior.

Kim, Y., Park, S., Cho, C., Yeom, G., Baek, Y. (2019). CFD-simulation-based optimization of superheater for steam production from waste heat of SRF combustor, *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 41(23),2944-2955.

Kimyasal Gübre ve Azot Bileşiklerinin İmalatı Sektörü Kaynak Verimliliği Rehberi, ISBN: 978-605-4889-36.

Kirova-Yordanova, Z. (2010). Application of the exergy method to environmental impact estimation: The ammonium nitrate production as a case study, *Energy Journal*, 35(8), 3221-3229.

Kishan, R., Singh, D., Sharma, A. J. (2020). CFD Analysis Of Heat Exchanger Models Design Using Ansys Fluent. *International Journal of Mechanical Engineering and Technology*, 11(2),1-9.

Kütahya Gübre Sanayii Genel Müdürlüğü Tanıtım Kitapçığı. (2022, 15 Mart). Erişim Adresi: <https://www.igsas.com.tr/>.

Landgrebe, A. J., Cheney, M. C. (1973). *Rotor Wakes - Key to Performance Prediction*. AGARD Conference on Aerodynamics of Rotary Wings, AGARD- CPP-111. Erişim adresi: https://scholar.google.com/scholar?cluster=7267730756118625252&hl=tr&as_sdt=0,5.

Laubscher, R., Van Der Merwe, S. (2021). Heat transfer modelling of semi-suspension biomass fired industrial watertube boiler at full- and part-load using CFD, *Thermal Science and Engineering Progress*, 25,100969.

Li, Y., Chen, H., Pan, Z., Liang, H., Wang, Z., Feng, Z., Li, Z., Kuang, Y. (2022). Failure analysis of superheater tubes in an air quenching cooler waste heat boiler, *Engineering Failure Analysis* 131,105869.

Ma Bang, Y., Park, S. R., Cho, C.P., Cho, M., Park, S. (2020). Thermal and flow characteristics of a cylindrical superheater with circular fins, *Journal of Applied Thermal Engineering*, 181,115895.

Ma, H., Schneider, W. F. (2019). Structure- and temperature-dependence of Pt-catalyzed ammonia oxidation rates and selectivities, *ACS Catalysis*, 9(3),2407-2414.

Ma, S. Y., TongBi, T., Gong, Y., Yang, Z. G. (2023). Failure analysis on abnormal leakage of shell and tube heat exchanger in specialty chemical plant, *Engineering Failure Analysis*, 143(Part A),106859.

Madejski, P. Taler, D., Taler, J. (2019). Modeling of transient operation of steam superheater in CFB boiler, *Energy*, 182, 965-974.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

Madejski, P., Taler, D., Taler, J. (2022). Thermal and flow calculations of platen superheater in large scale CFB boiler, *Energy*, 258, 124841.

Mahmoodi, B., Hosseini, S. H., Ahmadi, G., Raj, A. (2017). CFD simulation of reactor furnace of sulfur recovery units by considering kinetics of acid gas (H₂S and CO₂) destruction, *Applied Thermal Engineering*, 123,699-710.

Mahulkar, A. V., Heynderickx G. J., Marin, G. B. (2014). Simulation of the coking phenomenon in the superheater of a steam cracker, *Chemical Engineering Science*, 110, 31-43.

Manentia, G., Papasidero, D., Manenti, F., Bozzano, G., Pierucci, S. (2012). Design of SRU thermal reactor and waste heat boiler considering recombination reactions, *Procedia Engineering* 42, 376 – 383.

Manickam, M., Schwarz, M. P., Perry, J. (1998). CFD modelling of waste heat recovery boiler, *Applied Mathematical Modelling, Journal of Applied Mathematical Modelling*,22(10),823-840.

Mas, D., Vimeux, S., Clauzade, B., Lucas, P., Hochet, F., Melot, V., Thuaud, D. (2019). *Heat exchanger heat transfer coefficient and CFD modelling*, Enerji, Konferans Bildirileri, OCEANS. Erişim adresi: <https://ieeex.org/oes-beacon/oceans-2019-mts-ieee-marseille-france-17-20-june-2019/>.

Mashruk, S., Kovaleva, M., Alnasif, A., Chong, C.T., Hayakawa, A., Okafor, E. C., Valera-Medina, A. (2022). Nitrogen oxide emissions analyses in ammonia/hydrogen/air premixed swirling flames, *Energy*, 260,125183.

Miller JR, C. S., Square, K. (1967). Ammonia Oxidation Process For Production of Nitric Acid, *United States Patent Office*, 23(162).

Mirvakili, A., Eksiri, Z., Biniaz, P., Mohaghegh, N. (2021). Two-dimensional mathematical modeling of an industrial ammonia synthesis reactor with CFD analysis. *Sciencedirect Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*; 121,1-19.

Moszowski, B., Wajman, T., Sobczak, K., Inger, M., Wilk, M. (2019). The analysis of distribution of the reaction mixture in ammonia oxidation reactor CFD. *Polish Journal of Chemical Technology Journal*,21(1), 9 – 12.

Oschatz, L. M. (2023, 20, Ekim). *Kazanları işletme talimatnamesi*. Erişim adresi: <https://www.igsas.com.tr/>

Ostwald, W., Leipzig, O. (1907). United states patent office. germany. process of manufacturing nitric acid. No. 858,904. *Specification of Letters Patent*. No, 113,383.

Panda, K., Hirokawa, T., Huang, L. (2020). Design study of microchannel heat exchanger headers using experimentally validated multiphase flow CFD simulation, *Applied Thermal Engineering*, 178, 115585.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

Park H., Lee, J., Lim, J., Cho, H., Kim, J. (2022). Optimal operating strategy of ash deposit removal system to maximize boiler efficiency using CFD and a thermal transfer efficiency model. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, [110](#),301-317.

Parsi, M., Kara, M., Agrawal, M., Kesana, N., Jatale, A., Sharma, P., Shirazi, S. (2017). CFD simulation of sand particle erosion under multiphase flow conditions, *Wear*, 376–377(Part B),1176-1184.

Perez-Ramirez, J., Kapteijn, F., Schöffel, K., Moulijn, J. A. (2003). Formation and control of N₂O in nitric acid production Where do we stand today? *Applied Catalysis B: Environmental*, 44,117–151.

Perez-Ramirez, J., Vigeland, B. (2005). Perovskite membranes in ammonia oxidation: towards process intensification in nitric acid manufacture, 44(7).

Pottbacker, J., Jakobtorweihen, S., Behnecke, A. S., Abdullah, A., Özdemir, M., Warner, M., Menon, M., Bujalski, J. M., Waller, D., Korup, O., Horn, R. (2022). Resolving gradients in an ammonia oxidation reactor under industrial conditions: A combined experimental and simulation study. *Chemical Engineering Journal*, 439, 135350.

Rahimi, M., Khoshhal, A., Shariati, S. M., Rahimi, M., Park, K. S., Cho, C., Yeom, G., Baek, Y. (2006). CFD modeling of a boiler's tubes rupture, *Applied Thermal Engineering*, 26,2192–2200.

Rajeshkumar, M., Logesh, M., Govindan, T & S. (2021). Heat transfer study on finned tube heat exchanger using CFD. *International Journal of Ambient Energy*, Volume 42(3).

Rebrov, E. V., Duinkerke, S. A., de Croon, M. H. J. M., Schouten, J. C. (2003). Optimization of heat transfer characteristics, flow distribution, and reaction processing for a microstructured reactor/heat-exchanger for optimal performance in platinum catalyzed ammonia oxidation, *Chemical Engineering Journal*, 93,201–216.

Reddy K, V. J., Kumar B, S. P., Gugulothu, R., Anuja, K., Rao P, V. (2016). *CFD Analysis of a Helically Coiled Tube in Tube Heat Exchanger*, 5th International Conference of Materials Processing and Characterization (ICMPC). Erişim adresi: <https://www.materialstoday.com/characterization/events/2016-12/>.

Sadykov, V. A., Isupova, L. A., Zolotarskii, I. A., Bobrova, L. N., Noskov, A. S., Parmon, V. N., Brushtein, E. A., Telyatnikova, T. V., Chernyshev, V. I., Lunin, V.V. (2000). Oxide catalysts for ammonia oxidation in nitric acid production: properties and perspectives, *Journal of Applied Catalysis A: General*, 204(1), 59–87.

Salam, M. A., Nassef, E., Elkheriany, E., El Tawel, Y. (2016). Modelling and simulation of gauze reactor of ammonia oxidation, *American Journal of Chemical Engineering*, 4(1): 16-22.

Salmana, A. R., Engerb, B. C., Auvraya, X., Lodengb, R., Menonc, M., Wallere, D., Ronning, M. (2018). Catalytic oxidation of NO to NO₂ for nitric acid production over a Pt/Al₂O₃ catalyst, *Journal of Applied Catalysis A- General*, [564](#)(25),142-146.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

Scheuer, Hirsch, O., Hayes, R., Vogel, H., Votsmeier, M. (2011). Efficient simulation of an ammonia oxidation reactor using a solution mapping approach, *Journal, of Catalysis Today*, 175(1),141-146.

Srinivasan, G. R., Sankar, L.N. (1995). *Status of Euler and Navier-Stokes CFD Methods for Helicopter Applications*, AHS Aeromechanics Specialist Meeting. Erişim adresi: <https://apps.dtic.mil/sti/tr/pdf/ADA308556.pdf>.

Steinmüller, L. M., (1967). *Kazanları İşletme Talimatnamesi*, 8116 209/e no:9660.

Sudo, K., Sumida, M., Hibara, H. (1998). Experimental investigation on turbulent flow in a circular-sectioned 90-degreed bend. *Exp Fluids*, 25, 42-49.

Swain, A., Das, M. K. (2014). A review on saturated boiling of liquids on tube bundles, *Heat Mass Transfer* 50,617–637.

Taler, D., Trojan, M., Dzierwa, P., Kaczmariski, K., Taler, J. (2018). Numerical simulation of convective superheaters in steam boilers, *International Journal of Thermal Sciences*, 129,320-333.

Tang, S. Z., He, Y. L., Wang, F. L., Zhao, Q. X., Yu, Y. (2021). On-site experimental study on fouling and heat transfer characteristics of flue gas heat exchanger for waste heat recovery, *Fuel*, 296, 120532.

Tendulkar, P. S., Jorapur, V. S. (2017). *Modeling and Analysis of Shell & Tube Type Heat Exchanger for Optimized Performance*, International Conference on Advances in Computing, Communication and Control (ICAC3), Erişim adresi: <https://ieeexplore.ieee.org/document/8318793>.

Wang, C., Ren, D., Harle, G., Qin, Q., Guo, L., Zheng, T., Yin, X., Du, J., Zhao, Y. (2021). “Ammonia removal in selective catalytic oxidation: Influence of catalyst structure on the nitrogen selectivity”, *Journal of Hazardous Materials*, 416,125782.

Wang, F. L., He, Y. L., Tong, Z. X., Tang, S. Z. (2017). Real-time fouling characteristics of a typical heat exchanger used in the waste heat recovery systems. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 104,774-786,

Wang, T., Liu, Z., Gui, M., Bi, Q., Sui, Z. (2021). Flow regime identification of steam-water two-phase flow using optical probes, based on local parameters in vertical tube bundles, *Flow Measurement and Instrumentation*, 79,101928.

Wijayanto, F. A. (2019). *Pra Rancangan Pabrik Asam Nitrat Dari Amonia Dan Oksigen Dengan Proses Ostwald Asam Kuat Kapasitas 50000ton/Tahun*. (Yayımlanmamış Tez). Institut Teknologi Nasional Malang Repository, Indonesia.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

Wiser, A. (2020). *Investigation of the industrial NH₃ oxidation by CFD simulations including detailed surface kinetics* (Yayımlanmamış Doktora Tezi). Technische Universität Darmstadt,, Frankfurt.

Yıldız, A., Akgül, S., & Güvercin, S. (2018). Enerji Verimliliği ve Sanayideki Uygulamaları. *İleri Teknoloji Bilimleri Dergisi*, 7(1), 16-22.

Yongho, J., Hyundo, P., Pil, L. K., Hansin, P., Junghwan, K., Hyungtae, C., Jang, Y., Hanşin, P. (2021). Analysis on the heat exchange efficiency of recovery boiler by nose arch structure using CFD. *The Korean Society of Industrial and Engineering Chemistry Applied Chemistry for Kraft Engineering*. 32(2), 149-156.

Yuan, B., Zhang, Y., Hu, G., Zhong, W., Qian, F. (2019). Analytical models for heat transfer in the tube bundle of convection section in a steam cracking furnace, *Applied Thermal Engineering*, 163, 113947.

Zhuchenko, A.I., Onishchenko, V. O., Tsapar, V.Ş. (2020). Research of ammonia oxidation reactor in mode maximum productivity of nitrogen output, *National Technical University of Ukraine*, 4(19), 1-15.

ÖZGEÇMİŞ

KİŞİSEL BİLGİLER

Adı, Soyadı: Fadime Menekşe İKBAL

Yabancı Dil: İngilizce

EĞİTİM

Derece	Kurum	Mezuniyet Tarihi
Yüksek Lisans	Erciyes Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Enerji Anabilim Dalı	2018
Yüksek Lisans	Dumlupınar Üniversitesi, İşletme Fakültesi, Yönetim-Organizasyon Bölümü (tezli)	2011
Lisans	Dumlupınar Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Makine Bölümü	2002
Lise	Prof. Dr. Orhan Oğuz Lisesi	1998

İŞ DENEYİMLERİ

Yıl	Kurum	Görev
2012- 2020	Erciyes Üniversitesi Sürekli Eğitim Merkezi	Kalite Yöneticisi
2020-halen	Eskişehir Kimya Tic. Ltd. Şti (Patent: <i>White-Violet</i>) https://www.eskisehirkimya.com	Yönetim Kurulu Başkanı

Doktora tez konusu ile ilgili yayınlanmış makaleler ve bildiriler:

Makaleler	F. M. İkbāl, O. Erbaş, Energy Transfer Process and Process Gas Flow Model in Nitric Acid Production , Kırklareli University Journal of Engineering and Science, Volume 9, Issue 2, 351-368, 2023. DOI: 10.34186/klujes.1395373 ,
------------------	--

Bildiriler

O. Erbaş, F. M. İkbal, A. Akbulut, **Effect of Oxidation Reactor Structure on Operating Parameters and System Performance in a Nitric Acid Production Plant**, International Conference on Advanced Engineering, Technology and Applications (ICAETA) © 2021.

O. Erbaş, A. Akbulut, F. M. İkbal, **Studies On Increasing Energy Efficiency by Modernization of a Single-stage Type Turbo-compressor for Ammonia Combustion Air Process**, International Conference on Advanced Engineering, Technology and Applications (ICAETA) © 2021.

F. M. İkbal, O. Erbaş, A. Akbulut, **Performance Comparison of Fluidized Bed Cooler and Vertical Cooler Units for Ammonium Nitrate Production Process**, International World Energy Conference- Kayseri, Türkiye, 2022.

R. Köse, Ö. Aydın, O. Erbaş, F. M. İkbal, A. Akbulut, **Performance Comparison Of Fluidized Bed Cooler And Vertical Cooler Units For Ammonium Nitrate Production Process**, Akademide Üç Kuşak Bilim Kültür ve Sanat Sempozyumu, 23-24-25 Kasım 2022.