

**T.C.
YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**BİR HAM PETROL DESTİLAYON ÜNİTESİNİN
KULLANILABİLİR ENERJİ VE TERMOEKONOMİK ANALİZİ**

ÖMER FARUK DİLMAÇ

**DOKTORA TEZİ
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ PROGRAMI**

**DANIŞMAN
PROF. DR. ESEN BOLAT**

İSTANBUL, 2011

**T.C.
YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**BİR HAM PETROL DESTİLASYON ÜNİTESİNİN
KULLANILABİLİR ENERJİ VE TERMOEKONOMİK ANALİZİ**

ÖMER FARUK DİLMAÇ

**DOKTORA TEZİ
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ PROGRAMI**

**DANIŞMAN
PROF. DR. ESEN BOLAT**

İSTANBUL, 2011

T.C.
YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**BİR HAM PETROL DESTİLAYON ÜNİTESİNİN
KULLANILABİLİR ENERJİ VE TERMOEKONOMİK ANALİZİ**

Ömer Faruk DİLMAÇ tarafından hazırlanan tez çalışması 24/06/2011 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı'nda **DOKTORA TEZİ** olarak kabul edilmiştir.

Tez Danışmanı

Prof. Dr. Esen BOLAT
Yıldız Teknik Üniversitesi

Eş Danışman

Yrd. Doç. Dr. Semra ÖZKAN
Yıldız Teknik Üniversitesi

Jüri Üyeleri

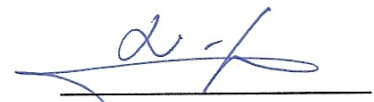
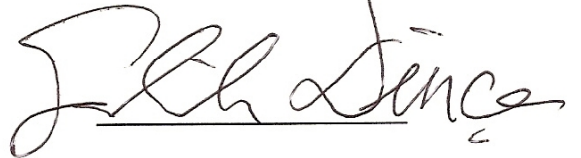
Prof. Dr. Esen BOLAT
Yıldız Teknik Üniversitesi

Prof.Dr. Salih DİNÇER
Yıldız Teknik Üniversitesi

Prof.Dr. Ayşegül ERSOY MERİÇBOYU
İstanbul Teknik Üniversitesi

Prof.Dr. Nuran DEVECİ
İstanbul Teknik Üniversitesi

Doç.Dr. Fatma KARACA
Marmara Üniversitesi



Bu alışma, Yıldız Teknik Üniversitesi Bilimsel Araştırma Projeleri Koordinatörlüğü' nün YTÜ-BAPK-25-07-01-08 numaralı projesi ile desteklenmiştir.

ÖNSÖZ

Tez çalışmam süresince bana yardımcı, destek ve en önemlisi örnek olan, bilgi ve tecrübesiyle beni yönlendiren saygıdeğer hocam Prof.Dr. Esen BOLAT'a teşekkür etmeyi bir borç bilir; minnettarlığımı meslek hayatımda kendisinin yetiştirdiği bir öğrenciye yakışır biçimde davranacağıma söz vererek göstermek isterim.

Çalışmalarım sırasında her türlü katkı ve yardımı gösteren ikinci tez danışmanım ve değerli hocam Yrd. Doç.Dr. Semra ÖZKAN'a çok teşekkür ederim.

Tez çalışmam süresince destek ve önerilerini eksik etmeyen tez izleme komitesindeki değerli hocalarım Prof.Dr. Salih DİNÇER ve Prof.Dr. Ayşegül ERSOY MERİÇBOYU'na teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmama değerli katkıları olan hocam Prof.Dr. İbrahim Dinçer'e ve Erasmus öğrencisi olarak beni kabul eden Prof.Dr. George Tsatsaronis'e, desteklerinden dolayı Prof.Dr. Ahmet YARTAŞI ve Doç.Dr. Fatma KARACA'ya ve eğitim hayatım boyunca emeği geçen tüm öğretmenlerime çok teşekkür ederim. Ayrıca, bana her zaman destek olan değerli arkadaşlarım Dr. Mehmet Selçuk MERT, Dr. Korkut AÇIKALIN, Yük. Kimya Müh. İsmail KAPUDERE, Yılmaz YILMAZKAYA ile Ömer Akif YAZICIOĞLU'na ve diğer tüm arkadaşlarıma teşekkürlerimi sunarım.

Ham petrol destilasyon ünitesi ile ilgili bilgilerin ve verilerin sağlanmasında yardımcı olan tüm TÜPRAŞ İzmit Rafinerisi yetkililerine ve özellikle proses mühendisleri İlksen ÖNBİLGİN, Erhan OĞUŞ ve Ufuk Fehmi SAYIN'a teşekkürlerimi sunarım.

Burada yer veremediğim ve çalışmalarım sırasında yardımları dokunan diğer arkadaşlarıma ve Yıldız Teknik Üniversitesi Kimya Mühendisliği Bölümü öğretim üyesi ve yardımcılara çok teşekkür ederim.

Hayatım boyunca maddi manevi desteklerini her an hissettiğim AİLEME, bana verdikleri emek için, sonsuz teşekkürlerimi sunarım. Ayrıca, göstermiş olduğu özen, sabır ve destek için müstakbel eşim Nesibe ORT'a teşekkürlerimi sunarım.

Bu çalışmayı, rahmetli anneannem Vesile EREL'e ve hayatımın her anında yanımda olan, her türlü fedakârlığı gösteren canım annem Resmi Gül DİLMAÇ ile babam Mehmet Ali DİLMAÇ'a ithaf ediyorum.

Haziran, 2011

Ömer Faruk DİLMAÇ

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ.....	viii
KISALTMA LİSTESİ.....	x
ŞEKİL LİSTESİ.....	xi
ÇİZELGE LİSTESİ	xiii
ÖZET	xv
ABSTRACT.....	xvi
BÖLÜM 1	
GİRİŞ.....	1
1.1 Literatür Özeti	1
1.2 Tezin Amacı	3
1.3 Hipotez	4
BÖLÜM 2	
EKSERJİ	5
2.1 Ekserji Kavramı.....	5
2.2 Ekserji Türleri	7
2.2.1 İş Ekserjisi	7
2.2.2 Isı Ekserjisi	7
2.2.3 Atalet Ekserjisi.....	8
2.2.4 Fiziksel Ekserji	8
2.2.5 Kimyasal Ekserji.....	9
2.3 Kimyasal Ekserji Hesaplamaları.....	10
2.3.1 Gazların ve Gaz Karışımlarının Standart Kimyasal Ekserji Hesaplamaları	11
2.3.2 Yakıtların Kimyasal Ekserji Hesaplamaları	11
2.3.3 Ham Petrol Karışımlarının Kimyasal Ekserji Hesaplamaları	12
2.3.4 İdeal Çözeltinin Karışma Etkisi ve İdeal Çözelti Olmamanın Etkisi..	14

2.4	Isıl Sistemlerde Enerji ve Ekserji Denklikleri	15
2.4.1	Kapalı Sistemlerde Kütle ve Enerji Denklikleri	16
2.4.2	Açık Sistemlerde Kütle ve Enerji Denklikleri	17
2.4.3	Kapalı Sistemlerde Ekserji Denklığı	18
2.4.4	Açık Sistemlerde Ekserji Denklığı	19
2.5	Termodinamik Verimlilik.....	19
2.5.1	Ekserjik Verimlilik ve Ekserji Tahribi	20
2.5.2	Ürün Ekserji Temelinde ve Ekserji Tahribi Temelinde Ekserji Denklikleri	21
2.5.3	Ekserji Performans Kriterleri.....	23
2.6	Termoekonomik Analiz	24
2.7	Termoekonomik Analiz Yöntemi.....	26
2.7.1	Ekserji Maliyeti.....	26
2.7.2	Ekserji Tahribi Maliyeti	28
2.7.3	Termoekonomik Denkliklerin Oluşturulması	29
2.7.4	Kimyasal ve Fiziksel Ekserji Maliyetlendirmesi	29
2.7.5	Termoekonomik Performans Kriterleri.....	29
 BÖLÜM 3		
PETROL ve RAFİNASYONU.....		33
3.1	Petrolün Fiziksel ve Kimyasal Özellikleri	33
3.1.1	Yoğunluk, Özgül Ağırlık ve API Derecesi	34
3.1.2	Viskozite	36
3.1.3	Ham Petrol ve Kesirlerinin Analizi.....	36
3.2	Petrol Rafinasyonu.....	37
3.2.1	Destilasyon.....	38
3.2.2	Dönüşüm Prosesleri	39
3.2.3	Aritma Prosesleri.....	43
3.2.4	Harmanlama	44
3.2.5	Destek Prosesleri	44
3.3	Ham Petrol Ürünleri.....	44
3.4	Rafineri Tipleri.....	45
 BÖLÜM 4		
HAM PETROL DESTİLASYON ÜNİTESİNİN TANITILMASI.....		50
4.1	Ham Petrol Destilasyonu	50
4.2	TÜPRAŞ İzmit Rafinerisi.....	53
4.3	TÜPRAŞ İzmit Rafinerisi Ham Petrol Destilasyon Ünitesi	54
 BÖLÜM 5		
DESTİLASYON ÜNİTESİNİN BENZETİMİ, İLGİLİ BULGULAR VE TARTIŞMA		57
5.1	Benzetim Programının Çalıştırılması.....	57
5.2	Ham Petrol Destilasyon Ünitesinin Benzetimi	63
5.3	Temel Benzetim Sonuçlarının Karşılaştırılması	68

BÖLÜM 6

MODEL DENKLİKLERİN OLUŞTURULMASI, EKSERJİ ANALİZİ HESAPLAMALARI, İLGİLİ BULGULAR VE TARTIŞMA.....	70
6.1 Destilasyon Kolonlarına İlişkin Hesaplamalar	71
6.1.1 DK-1 Destilasyon Kolonu	71
6.1.2 DK-2 Destilasyon kolonu	74
6.1.3 DK-3 Destilasyon Kolonu	77
6.1.4 DK-4 Destilasyon kolonu	80
6.2 Isıtma Fırınlarına İlişkin Hesaplamalar	83
6.3 Isı Değiştiricilere İlişkin Hesaplamalar	86
6.4 Ekserji Analizi Bulgularının Karşılaştırılması.....	93

BÖLÜM 7

PARAMETRİK ÇALIŞMALAR, EKSERJİ ANALİZİ HESAPLAMALARI, İLGİLİ BULGULAR VE TARTIŞMA... ..	96
7.1 DK-1 Destilasyon Kolonu Basıncının Etkisi	97
7.2 DK-1 Destilasyon Kolonu Geri Akış Debisinin Etkisi	102
7.3 DK-1 Destilasyon Kolonu Ağır Dizel Geri Döngü Debisinin Etkisi	107

BÖLÜM 8

TERMOEKONOMİK ANALİZ HESAPLAMALARI, İLGİLİ BULGULAR VE TARTIŞMA	111
8.1 F-1, F-2 ve F-3 Isıtma Fırınlarına İlişkin Termoeconomik Analiz	112
8.2 DK-1 Destilasyon Kolonuna İlişkin Termoeconomik Analiz	117
8.3 DK-2 Destilasyon Kolonuna İlişkin Termoeconomik Analiz	121

BÖLÜM 9

SONUÇLAR VE ÖNERİLER	124
KAYNAKLAR.....	128
ÖZGEÇMİŞ	133

SİMGE LİSTESİ

c	Ekserji birim maliyeti (\$/GJ)
c^{kim}	Kimyasal ekserji birim maliyeti (\$/GJ)
c^f	Fiziksel ekserji birim maliyeti (\$/GJ)
$\dot{C}$	Ekserji maliyeti (\$/h)
e^{kim}	Özgöl kimyasal ekserji (kJ/kg)
e^f	Özgöl fiziksel ekserji (kJ/kg)
$\bar{e}_{kim}$	Standart kimyasal ekserji (kJ/kmol)
$\dot{\Xi}$	Ekserji (MW)
$\dot{\Xi}_A$	Atılan ekserji (MW)
$\dot{\Xi}_f$	Fiziksel ekserji (MW)
$\dot{\Xi}_k$	Kinetik ekserji (MW)
$\dot{\Xi}_K$	Kayıp ekserji, ekserji kaybı (MW)
$\dot{\Xi}_{kim}$	Kimyasal ekserji (MW)
$\dot{\Xi}_p$	Potansiyel ekserji (MW)
$\dot{\Xi}_T$	Tahrip edilen ekserji, ekserji tahribi (MW)
$\dot{\Xi}_{\bar{u}}$	Ürün ekserji (MW)
$\dot{\Xi}_y$	Yakıt ekserji (MW)
$\dot{E}$	Enerji (MW)
f_k	Eksergoekonomik faktör
G	Gibbs serbest enerjisi (kJ/kmol)
$\dot{G}_{pot}$	Geliştirme potansiyeli (MW)
g	Yerçekimi ivmesi (m ² /s)
h	Özgöl entalpi (kJ/kg)
h_o	Çevre şartlarında özgöl entalpi (kJ/kg)
H	Entalpi (MW)
H_o	Çevre şartlarında entalpi (MW)
$\dot{m}$	Debi (kg/s)
$\dot{m}_g$	Giren madde debisi (kg/s)
$\dot{m}_{\bar{c}}$	Çıkan madde debisi (kg/s)
P	Basınç (kPa)

P_o	Çevre şartlarında basınç (kPa)
$\dot{Q}$	Isı (MW)
$\dot{Q}_H$	Alınan ısı (MW)
$\dot{Q}_L$	Verilen ısı (MW)
r_k	Bağıl maliyet farkı
R	Gaz sabiti (kJ/kmol K)
S	Özgül entropi (kJ/kg K)
S_o	Çevre şartlarında özgül entropi (kJ/kg K)
$S_{ür}$	Üretilen entropi, entropi üretimi (kJ/kg K)
T	Sıcaklık (K)
T_o	Çevre şartlarında sıcaklık (K)
U	İç enerji (kJ)
v	Hız (m/s)
V	Hacim (m ³)
W	İş (kJ)
x	Mol kesri
z	Yükseklik (m)
$\dot{Z}_k$	k Ekipmanının seviyelendirilmiş toplam maliyeti
$\dot{Z}_k^{Cl}$	k Ekipmanının seviyelendirilmiş ilk yatırım maliyeti
$\dot{Z}_k^{OMC}$	k Ekipmanının seviyelendirilmiş işletme ve bakım maliyeti
ε	Ekserji verimi
η	Enerji verimi
γ	Aktivite katsayısı
β	Kimyasal ekserji düzeltme faktörü

KISALTMA LİSTESİ

AD	Ağır Dizel
AID	Alt Isıl Değer
API	American Petroleum Institute
ASTM	American Society for Testing and Materials
CCR	Katalitik Reforming
DK	Destilasyon Kolonu
E	Isı değiştirici
SB	Su Buharı Debisi (kg/h)
F	Isıtma Fırını
FCC	Akışkan Katalitik Parçalama
FG	Rafineri Gazı
FO	Fuel Oil
GS	Gaz Yağı Sıyırma Kolonu
HHV	Üst Isıl Değer
HS	Ağır Dizel Sıyırma Kolonu
HSRN	Ağır Nafta
HVGO	Ağır Vakum Gaz Yağı
IDA	Isı Değiştirici Ağı
KERO	Gaz Yağı
KH	Kontrol Hacmi
LAD	Hafif Dizel
LCO	Hafif Döngü Yağı
LPG	Sıvı Petrol Gazı
LS	Hafif Dizel Sıyırma Kolonu
LSRN	Hafif Nafta
LVGO	Hafif Vakum Gaz Yağı
PA	Geri Döngü
TBP	Gerçek Kaynama Noktası

ŞEKİL LİSTESİ

	Sayfa
Şekil 2.1	Isıyı işe dönüştüren Carnot ısı makinası çevrimi..... 8
Şekil 2.2	Bir yakıtın kimyasal ekserjisini ölçme prosesi [23]..... 11
Şekil 2.3	Kapalı ve açık sistemin şematik görünümü..... 16
Şekil 2.4	Eksergoekonominin diğer mühendislik alanları ile etkileşimi [52] 26
Şekil 3.1	Ham petrol destilasyon prosesi blok akış şeması [60] 39
Şekil 3.2	Koklaştırma prosesi blok akış şeması [60] 40
Şekil 3.3	Viskozite düşürme prosesi blok akış şeması [60]..... 40
Şekil 3.4	Akışkan katalitik parçalama blok akış şeması [60] 41
Şekil 3.5	Hidrojen ile parçalama blok akış şeması [60] 42
Şekil 3.6	Katalitik reforming ve izomerizasyon prosesleri blok akış şeması [60] 43
Şekil 3.7	TÜPRAŞ Batman rafinerisi genel akış şeması 46
Şekil 3.8	TÜPRAŞ Kırıkkale rafinerisi genel akış şeması..... 47
Şekil 3.9	TÜPRAŞ İzmir rafinerisi genel akış şeması 48
Şekil 3.10	Rafineri tiplerine göre ham petrolden elde edilen ürünlerin Karşılaştırılması 49
Şekil 4.1	Atmosferik destilasyon sistemi. 52
Şekil 4.2	TÜPRAŞ İzmit rafinerisi blok akış şeması 54
Şekil 4.3	TÜPRAŞ İzmit rafinerisi ham petrol destilasyon ünitesi akış şeması 55
Şekil 5.1	PRO/II ile benzetim modelini oluşturma şeması 58
Şekil 5.2	PRO/II benzetim programı açılış ekranı 58
Şekil 5.3	PRO/II benzetim programı birim sistemi ve termodinamik sistem menüleri. 59
Şekil 5.4	PRO/II benzetim programı örnek akış şeması çizimi..... 60
Şekil 5.5	Kimyasal bileşimi bilinen akımlar için tanımlama penceresi. 60
Şekil 5.6	Petrol akımları için tanımlama penceresi 61
Şekil 5.7	PRO/II benzetim programı ısı değiştirici veri girişi penceresi 61
Şekil 5.8	PRO/II benzetim programı destilasyon kolonu veri girişi penceresi..... 62
Şekil 5.9	PRO/II programı benzetim çalışması sonrası ekran görüntüsü 62
Şekil 5.10	Ham petrolerin benzetim programından alınan TBP grafikleri..... 64
Şekil 5.11	Ham petrol destilasyon ünitesi benzetim modeli proses akış diyagramı 66
Şekil 5.12	Destilasyon kolonlarının tepsi sıcaklığı değerleri; (a) DK-1 ve (b) DK-2 68
Şekil 5.13	Petrol ürünlerine ilişkin ASTM-D86 destilasyon eğrileri 69
Şekil 5.14	Ham petrol destilasyon ürün debilerinin karşılaştırılması 69
Şekil 6.1	DK-1 destilasyon kolonunun akış şeması 71

Şekil 6.2	DK-2 destilasyon kolonu akış şeması	75
Şekil 6.3	DK-3 destilasyon kolonunun akış şeması	77
Şekil 6.4	DK-4 destilasyon kolonunun akış şeması	80
Şekil 6.5	F-1 ısıtma fırınının akış şeması	84
Şekil 6.6	E-3 ısı değiştiricisi akış şeması	87
Şekil 6.7	Proses cihazlarının ekserji verimleri	93
Şekil 6.8	Proses cihazlarının ekserji tahribi değerleri	94
Şekil 6.9	Proses cihazlarına ilişkin ekserji tahribi dağılımı	94
Şekil 6.10	Proses cihazları geliştirme potansiyellerinin karşılaştırılması	95
Şekil 7.1	DK-1 kolonu basıncının destilasyon kolonlarının enerji verimine etkisi	97
Şekil 7.2	DK-1 kolonu basıncının destilasyon kolonlarının ekserji verimine etkisi	99
Şekil 7.3	DK-1 kolonu basıncının destilasyon kolonlarının ekserji tahribine etkisi	99
Şekil 7.4	DK-1 kolonu basıncının destilasyon kolonlarının geliştirme potansiyeline etkisi	100
Şekil 7.5	DK-1 kolonu basıncının ısı değiştiricilerin ekserji verimine etkisi	101
Şekil 7.6	DK-1 kolonu basıncının ısı değiştiricilerin ekserji tahribine etkisi	101
Şekil 7.7	DK-1 kolonu basıncının ısı değiştiricilerin geliştirme potansiyeline etkisi .	102
Şekil 7.8	DK-1 kolonu geri akış debisinin destilasyon kolonlarının enerji verimine etkisi	103
Şekil 7.9	DK-1 kolonu geri akış debisinin destilasyon kolonlarının ekserji verimine etkisi	103
Şekil 7.10	DK-1 kolonu geri akış debisinin destilasyon kolonlarının ekserji tahribi üzerindeki etkisi	104
Şekil 7.11	DK-1 kolonu geri akış debisinin destilasyon kolonlarının geliştirme potansiyeline etkisi	104
Şekil 7.12	DK-1 kolonu geri akış debisinin ısı değiştiricilerin ekserji verimine etkisi .	105
Şekil 7.13	DK-1 kolonu geri akış debisinin ısı değiştiricilerin ekserji tahribine etkisi .	106
Şekil 7.14	DK-1 kolonu geri akış debisinin ısı değiştiricilerin geliştirme potansiyeline etkisi	106
Şekil 7.15	DK-1 kolonu geri döngü debisinin destilasyon kolonlarının enerji verimine etkisi	107
Şekil 7.16	DK-1 kolonu geri döngü debisinin destilasyon kolonlarının ekserji verimine etkisi	107
Şekil 7.17	DK-1 kolonu geri döngü debisinin destilasyon kolonlarının ekserji tahribine etkisi	108
Şekil 7.18	DK-1 kolonu geri döngü debisinin destilasyon kolonlarının geliştirme potansiyeline etkisi	108
Şekil 7.19	DK-1 kolonu geri döngü debisinin ısı değiştiricilerin ekserji verimine etkisi	109
Şekil 7.20	DK-1 kolonu geri döngü debisinin ısı değiştiricilerin ekserji tahribine etkisi	110
Şekil 7.21	DK-1 kolonu geri döngü debisinin ısı değiştiricilerin geliştirme potansiyeline etkisi	110

ÇİZELGE LİSTESİ

	Sayfa
Çizelge 1.1 Rafineri proseslerinin tahmini enerji kullanımı [9]	2
Çizelge 2.1 Ekserji türleri [20]	7
Çizelge 2.2 Farklı organik gruplar için β değerleri [5].....	13
Çizelge 2.3 Yatışkın halde bazı proses cihazları için ekserji bağıntıları [29]	22
Çizelge 2.4 Bazı proses birimleri için termoekonomi bağıntıları [29].....	30
Çizelge 3.1 Ham petrolün genel elementel bileşimi [57]	34
Çizelge 3.2 API derecelerine göre sınıflandırma [57]	35
Çizelge 3.3 Bazı petrollere ait özgül ağırlık ve API dereceleri [57]	36
Çizelge 3.4 Viskozite, yoğunluk ve API derecesinin hafif petrol, ağır petrol ve bitüm için değer aralıkları [57].....	36
Çizelge 3.5 Dünya petrol ürünleri talebinin (%) yıllara göre dağılımı [60], [61]	38
Çizelge 3.6 Rafineri ürünlerinin karbon sayısı ve kaynama noktası değerleri [57] ...	45
Çizelge 4.1 Tipik ham petrol kesirleri kaynama aralıkları [65]	50
Çizelge 5.1 Petrol rafineri prosesleri için kullanılan termodinamik yöntemler [68] .	59
Çizelge 5.2 Ham petrol akımını oluşturan petrolerin TBP destilasyon özellikleri	63
Çizelge 5.3 Atmosferik destilasyon kolonu besleme akımının özellikleri.....	65
Çizelge 5.4 Benzetim modelindeki destilasyon kolonlarının özellikleri.....	67
Çizelge 5.5 Benzetim modelindeki ısı değiştiricilerin özellikleri.....	67
Çizelge 6.1 DK-1 destilasyon kolonunun akım özellikleri	73
Çizelge 6.2 DK-1 destilasyon kolonuna ilişkin ekserji analizi bulguları.....	74
Çizelge 6.3 DK-2 destilasyon kolonunun akım özellikleri	76
Çizelge 6.4 DK-2 destilasyon kolonuna ilişkin ekserji analizi bulguları.....	76
Çizelge 6.5 DK-3 destilasyon kolonunun akım özellikleri	79
Çizelge 6.6 DK-3 destilasyon kolonuna ilişkin ekserji analizi bulguları.....	79
Çizelge 6.7 DK-4 destilasyon kolonunun akım özellikleri	82
Çizelge 6.8 DK-4 destilasyon kolonuna ilişkin ekserji analizi bulguları.....	82
Çizelge 6.9 Havanın bileşimi	83
Çizelge 6.10 F-1 ısıtma fırınının akım özellikleri	85
Çizelge 6.11 F-2 ısıtma fırınının akım özellikleri	85
Çizelge 6.12 F-3 ısıtma fırınının akım özellikleri	86
Çizelge 6.13 F-1, F-2 ve F-3 ısıtma fırınlarına ilişkin ekserji analizi bulguları.....	86
Çizelge 6.14 E-1, E-2 ve E-3 ısı değiştiricilerinin akım özellikleri	88
Çizelge 6.15 E-4, E-5 ve E-6 ısı değiştiricilerinin akım özellikleri	89
Çizelge 6.16 E-7, E-8 ve E-9 ısı değiştiricilerinin akım özellikleri	90
Çizelge 6.17 E-10, E-11 ve E-12 ısı değiştiricilerinin akım özellikleri	91

Çizelge 6.18	E-13 ısı değıştiricisinin akım özellikleri	92
Çizelge 6.19	Isı değıştiricilerine ilişkin ekserji analizi bulguları.....	92
Çizelge 7.1	Parametrik çalışma ekserji analizi bulguları	98
Çizelge 8.1	Ham petrolün ve yakıtların kimyasal ekserji birim maliyetleri	111
Çizelge 8.2	F-1 ısıtma fırını termoeekonomik analiz bulguları	114
Çizelge 8.3	F-2 ısıtma fırını termoeekonomik analiz bulguları	115
Çizelge 8.4	F-3 ısıtma fırını termoeekonomik analiz bulguları	117
Çizelge 8.5	DK-1 destilasyon kolonu termoeekonomik analiz bulguları	120
Çizelge 8.6	DK-2 destilasyon kolonu termoeekonomik analiz bulguları	123

**BİR HAM PETROL DESTİLAYON ÜNİTESİNİN
KULLANILABİLİR ENERJİ VE TERMOEKONOMİK ANALİZİ**

Ömer Faruk DİLMAÇ

Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

Doktora Tezi

Tez Danışmanı: Prof. Dr. Esen BOLAT

Eş Danışman: Yrd. Doç. Dr. Semra ÖZKAN

Birçok kimyasal proseste enerji kullanımının çok önemli bir yeri vardır. Çeşitli maddelerin değişime uğratıldığı bu tür proseslerde, enerji maliyeti toplam üretim maliyetinin önemli bir kısmını kapsar. Bu maliyetin minimum düzeyde tutulması, proseslerin termoeconomik analizleri yapılarak iyileştirilmeleri ile sağlanabilir.

Petrol rafinerilerinde genellikle enerjinin yoğun olarak kullanıldığı prosesler yer alır. Bu proseslerde enerji tüketimi ve enerji kayıpları fazladır. Petrol rafinerilerinde ısı enerjinin büyük bir kısmı rafinerinin ilk ünitesi olan ham petrol destilasyon ünitesinde kullanılır. Bu durumda, destilasyon ünitelerinin termoeconomik analizleri yapılarak iyileştirilmeleri, enerji tasarrufu ve dolayısıyla maliyeti düşürme açısından büyük önem taşımaktadır.

Bu çalışmada, SimSci Pro/II 8.2 proses benzetim programı yardımıyla, TÜPRAŞ İzmit rafinerisindeki bir ham petrol destilasyon ünitesinin enerji, ekserji ve termoeconomik analizleri yapılmıştır. Ayrıca, çalışma şartlarının ekserji verimi üzerindeki etkileri incelenmiştir.

Anahtar Kelimeler: Termoeconomik analiz, ekserji analizi, ham petrol destilasyonu, proses simülasyonu.

**EXERGETIC AND THERMOECONOMIC ANALYSES
OF A CRUDE OIL DISTILLATION UNIT**

Ömer Faruk DİLMAÇ

Chemical Engineering Department

PhD. Thesis

Advisor: Prof. Dr. Esen BOLAT

Co-Advisor: Assit. Prof. Dr. Semra ÖZKAN

Energy usage is a significant aspect of many chemical processes. For these types of processes where various materials undergo substantial transformations, energy cost represents an important part of the overall production cost. Maintaining the cost of energy at its minimum level may be ensured by conducting thermoeconomic analysis.

Petroleum refineries are energy intensive processes. Energy consumption and energy losses are excessive in these processes. Most of thermal energy used in petroleum refineries is consumed in crude oil distillation units. Therefore, conducting the thermoeconomic analysis of distillation units and thus improving their performance, is of utmost importance to ensure energy saving and related cost minimization.

In this thesis, the thermoeconomic analyses of a crude oil distillation unit of TÜPRAŞ İzmit refinery were done based on mass, energy and exergy balances with the aid of SimSci Pro/II 8.2 process simulation software. Also, the effects of varying the operating conditions on exergy efficiency were investigated.

Key words: Thermoeconomic analysis, exergy analysis, crude oil distillation, process simulation.

YILDIZ TECHNICAL UNIVERSITY

GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCE

1.1 Literatür Özeti

Enerji tasarrufu amacıyla proseslerde yapılan iyileştirmeler, genellikle prosesin daha önceki enerji kullanımının bir oranı olarak, enerji tüketimindeki azalmaya göre değerlendirilir. Ancak, proseslerin enerji kullanımı termodinamiğin birinci yasasına göre değerlendirildiğinde, enerji kullanımının prosesin ideal veya optimum performansına göre ne kadar verimli olduğu ve prosesten elde edilen faydalı enerjinin prosese verilen toplam enerjiye oranının ne kadar yüksek olduğu hakkında herhangi bir bilgi vermez [1]. Dolayısıyla, enerji tasarrufunun önem kazanmasıyla endüstriyel proseslerde ve diğer enerji gerektiren operasyonlarda enerji verimliliğinin artırılması için yapılması gereken termodinamik analizlerde, termodinamiğin birinci yasası ile birlikte ikinci yasasının da kullanılması gerekmektedir [1-8].

Tasarım aşamasında olan ve/veya var olan bir sistemin sadece enerji analizinin yapılması yeterli görülmemekte, kullanılabilir enerji (ekserji) analizinin de yapılması gerekmektedir. Ekserji analizi yapılarak tasarlanan bir sistemin yatırım ve işletme maliyetleri hakkındaki bilgiler ise ekonomik analiz sonucunda elde edilmektedir. Ancak, sistemin ekserji analizi ve ekonomik analizi sonucunda, ürünlerin maliyeti ve bu maliyetin düşürülebilmesi için yapılacak iyileştirmeler hakkında yeterli bilgiler elde edilmemektedir. Bu nedenle, enerjinin ürün olarak üretildiği ve/veya yoğun olarak kullanıldığı sistemlerde, ekserji analizi yanı sıra bu analiz ile ilişkilendirilmiş olan termoekonomik analizin yapılması gerekmektedir.

Çevre kısıtları arttıkça ve ekonomik durumlar değiştikçe, fosil yakıtların daha az zararlı emisyon oluşturacak şekilde üretilmeleri gerekmektedir. Yüksek kaliteli petrol ürünlerinin üretimi için daha fazla enerji harcanması gerekmektedir. Aynı kısıtlar sanayi için de geçerli olduğundan, prosesler daha az enerji kullanımı yönüne itilmektedir. Dolayısıyla, endüstriyel prosesler minimum enerji kullanımını sağlayacak tasarımlara ihtiyaç vardır.

Petrol rafinerileri büyük miktarlarda enerji ve güç kullanan proseslerdir. Petrol rafinerilerindeki proseslerde tüketilen enerji miktarları Çizelge 1.1’de verilmektedir.

Çizelge 1.1 Rafineri proseslerinin tahmini enerji kullanımı [9]

PROSES	Özgül Enerji Kullanımı ($\times 10^3$ kJ/varil)	Ortalama Özgül Enerji Kullanımı ($\times 10^3$ kJ/varil)	Kapasite ($\times 10^6$ varil/gün)	Enerji Kullanımı (MW)
Atmosferik Destilasyon	86-196	120	15,86	22040,5
Vakum Destilasyonu	54-119	97	7,14	7979,2
FCC	221	221	5,48	13967,7
Hidrojen ile Parçalama	167-338	177	1,43	2927,4
Gecikmeli Koklaştırma	120-243	175	2,03	4111,7
Akışkan Koklaştırma	272	272	0,07	224,2
Katalitik Reforming	224-360	284	3,4	11077,1
Alkilasyon				
- Sülfürik Asit	353	353	0,43	1769,8
- Hidroflorik Asit	269	269	0,65	2017,4
Kükürt Giderme	64-173	93	13,7	14787,4
Eter Üretimi	311-595	425	0,10	542,0
Madeni Yağ Üretimi	1589	1589	0,17	3084,6
Hidrojen Üretimi	66-167	117	7,17	9718,8

Enerji kullanımının en yoğun olduğu proseslerden biri ham petrol destilasyon prosesidir. Dolayısıyla, ham petrol destilasyonuna ilişkin optimizasyon çalışmaları giderek önem kazanmaktadır. Bir sistemin termodinamik açıdan optimizasyonunun yapılabilmesi için öncelikle termodinamik analizinin yapılması gerekmektedir.

Ülkemizdeki enerji tüketiminin üçte birinin yer aldığı sanayi sektöründe enerji ve ekserji analizlerinin yapılması büyük önem taşımaktadır. Enerji üretiminin ve tüketiminin oldukça fazla olduğu petrol rafinasyonu, öncelikli olarak incelenmesi gereken prosesleri kapsar.

1984 yılında TÜPRAŞ İzmit rafinerisinde yapılan bir ekserji analizi çalışmasında, ham petrol destilasyon ünitesinin ekserji analizi yapılmış ve ekserji verimi bütün ünite için %5,9 olarak bulunmuştur [2], [10], [11].

1990 yılında Meksika’da yapılan bir ekserji analizi çalışmasında [12], ekserji verimi ham petrol atmosferik destilasyon kolonu için %86, ısıtma fırını için ise %38 olarak bulunmuştur. Ayrıca yapılan optimizasyon çalışması sonucunda, atmosferik kolonda %2 kadar ekserji verimi artışı sağlanmıştır.

1997 yılında Hollanda’da yapılan bir çalışmada [13], atmosferik destilasyon ve vakum kolonlarının ekserji verimleri sırasıyla %27 ve %37,3; ısıtma fırının ekserji verimi ise %54,1 olarak bulunmuştur. Ham petrol destilasyon ünitesinin ekserji verimi %5,2 olarak saptanmıştır.

2002 yılında Suudi Arabistan’da yapılan bir çalışmada [14], atmosferik destilasyon kolonunun ekserji verimi %46,1, ısıtma sisteminin ekserji verimi %50,3, bütün ünitenin verimi ise %14 olarak bulunmuştur.

2004 yılında Meksika’da bir ham petrol destilasyon sisteminin termoeconomik analizi ile ilgili yapılan çalışma [15] sonucunda, sistemin üretim maliyeti 28,87 US\$/s olarak bulunmuştur. Sistemdeki toplam ekserji kaybı 110 MW olarak bulunmuştur. En yüksek ekserji kaybı maliyeti ısıtma fırınlarında ve destilasyon kolonlarında saptanmıştır.

Termoeconomik analiz konusunda literatürde yapılan çalışmalar genellikle elektrik enerjisi üreten tesisler üzerinde yapılmış, sistemlerin büyüklüklerine göre ve kullanılan proseslere göre farklı sonuçlar elde edilmiştir [16], [17].

1.2 Tezin Amacı

Bu tez çalışmasında, TÜPRAŞ İzmit Rafinerisi ham petrol destilasyon ünitesinin SimSci Pro/II 8.2 proses simülasyon programı yardımıyla gerçek çalışma şartlarındaki benzetiminin yapılması ve elde edilen veriler temelinde kurulacak kütle, enerji ve ekserji denklilikleri kullanılarak termoeconomik analizinin yapılması amaçlanmaktadır. Elde edilen bulgular temelinde, en uygun iyileştirme parametreleri ve sistemin ekserjik verimliliği üzerindeki etkileri belirlenecektir.

1.3 Hipotez

Bu çalışmada, destilasyon proseslerinin ekserji ve termoeekonomik analizi, ürün ve yakıt ekserji yaklaşımı temelinde yapılacaktır. Proses cihazlarının enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri saptanacak çeşitli parametrik çalışmalar yapılacaktır. Elde edilen ürünlerin ekserji birim maliyetleri belirlenecektir.

BÖLÜM 2

EKSERJİ

Enerjiyi, dönüşümünü ve madde ile etkileşimini inceleyen bir bilim dalı olan termodinamikte etkileşimler ve dönüşümler bir dizi yasa ile düzenlenir. Termodinamiğin birinci yasası, enerjinin korunumu ile ilgilidir ve “enerji üretilemez, yok edilemez ve tüm gerçek proseslerde miktarı sabit kalır” şeklindedir. Termodinamiğin ikinci yasası ise genel olarak enerjinin tahribi ile ilgilidir; tüm gerçek proseslerde enerji tahrip olur ve bu yüzden kalitesi azalır. Bir ortamda bütün diğer enerji türlerine dönüştürülebilen enerjiye “kullanılabilir enerji” ya da “ekserji” adı verilir. Mühendislikte, ekserji enerjinin kalitesini ifade eder. Bir proseste kullanılan, kayıp edilen ve/veya yok edilen bu özelliktir. Termodinamiğin birinci yasasına göre,

$$\text{ENERJİ} = \underbrace{\text{EKSERJİ}}_{\text{Yararlı enerji}} + \underbrace{\text{ANERJİ}}_{\text{Yararsız enerji}}$$

“enerji korunumu”
enerji miktarı sabit kalır

Termodinamiğin ikinci yasasına göre ise,

$$\text{EKSERJİ} \rightarrow \text{ANERJİ}$$

“ekserji tahribi”
enerji kalitesi azalır

Bir prosesin ekserji analizinde, enerjinin biri yararlı diğeri yararsız iki kısımdan oluştuğu kabul edilir. Böylece, herhangi bir enerji türünün ne kadarının işe yaradığının bilinebilmesi için, ekserjisinin tanımlanması gerekir [18].

2.1 Ekserji Kavramı

Ekserji kavramının tarihsel gelişimi, 1824’de Carnot’un ve 1875’de Gibbs’in termodinamiğin ikinci yasası üzerindeki çalışmaları ile başlamıştır [19]. Ekserji

kavramına ilk olarak 1889'da doğrudan atıfta bulunan Gouy, ekserji tanımını “energie utilisable (kullanılabilir enerji)” yani sabit ve belli dış şartlarda belirlenmiş bir halden diğer hale geçerken elde edilen maksimum iş şeklinde yapmıştır. 1898'de Stodola aynı kavram için “freie technische energie (serbest teknik enerji)” terimini kullanmıştır. Bu iki bilim adamının en önemli katkısı, günümüzde Gouy - Stodola teoremi olarak bilinen “bir proses içindeki ekserji tahribatı (ya da tersinmez ekserji kayıpları) çevre sıcaklığı ile entropi üretiminin çarpımına eşittir” teoremini geliştirmeleridir.

Rant, 1956'da ilk olarak “ekserji” terimini kullanmıştır. Bu terim, aynı kavram için kullanılan diğer terimlerden farklı olarak, uluslararası bir kabul görmüştür.

Bu yüzyılın başlarında, Jouguet, Lewiss ve Randall, DeBaufre, Darrieus, Keenan, Lerberghe ve Glansdorf gibi bilim adamlarının termodinamiğin ve ekserji kavramının gelişimine büyük katkıları olmuştur. 1935'de Bosnjakovic, ekserji kavramını sistemlerin termodinamik analizlerinde uygulamaya başlamıştır [20].

Bir sistemden maksimum işin elde edebilmesi için, sistemin hal değişimi sonunda “ölü hal”de yani çevresi ile termodinamik dengede olması gerekir. Buna bağlı olarak, ekserji, bir sistemin tersinir bir hal değişimi ile ilk halinden çevrenin bulunduğu hale gelirken yapabileceği iş olarak da tanımlanabilir. Herhangi bir haldeki sistemin ekserjisi çevre şartlarına bağlıdır. Bu bakımdan ekserji, sadece sistemin değil sistem-çevre ilişkisinin de bir özelliğidir [21]. Sistem her zaman çevresi ile birlikte değerlendirilmelidir. Bu nedenle, sistemin bulunduğu çevrenin de iyi tanınması gerekir.

Çevrenin özelliklerini sıcaklığı, basıncı ve kimyasal bileşimi oluşturur. Fiziksel çevre oldukça karmaşıktır ve bu verilerin bilinmesi kolay değildir. Bu nedenle, bir sistemin ekserjisi hesaplanırken çevrenin tanımlanması yapılır. Çok büyük olan çevrenin sıcaklığı (T_0) ve basıncı (P_0) homojendir ve genel olarak sırasıyla, 25 °C ve 1 atm'dir. Çevrenin kimyasal bileşimi sabit değildir ve ekserji hesaplama yöntemlerine göre farklılıklar gösterir. Örneğin, Szargut'un ekserji hesaplama yöntemine göre çevre, dünyadaki atmosfer, hidrosfer ve litosferde bol miktarda bulunan ve birbirleriyle dengede olan maddelerin bileşiminden oluşan bir sistemdir [5].

2.2 Ekserji Türleri

İki türde ekserji tanımlanır: biri, madde ile taşınmaz ve enerji aktarımı ile ilgilidir; diğeri ise, maddenin içinde bulunan ve madde ile taşınan enerji ile ilgilidir. Birinci türdeki ekserji, yani enerji aktarımı ekserjisi (Ξ_{ea}), bir transfer fonksiyonudur ve iki şekildedir: iş ekserjisi ($\Xi_{i\dot{s}}$) ve ısı ekserjisi ($\Xi_{i\dot{s}l}$). İkinci türdeki ekserji, yani madde ekserjisi (Ξ_{me}), bir hal fonksiyonudur ve iki kısımdan oluşur: kinetik ve potansiyel konumla ilgili ekserjilerden oluşan ve maddenin sadece miktarına bağlı olan atalet ekserjisi (Ξ_a); fiziksel ve kimyasal ekserjilerden oluşan ve maddenin, sıcaklığına, basıncına türüne ve bileşimine bağlı olan maddesel ekserji (Ξ_m). Çizelge 2.1’de ekserji (Ξ) türleri verilmektedir.

Çizelge 2.1 Ekserji türleri [20]

Enerji Aktarımı Ekserjisi (Ξ_{ea})	
- İş Ekserjisi	$\Xi_{i\dot{s}} = W$
- Isı Ekserjisi	$\Xi_{i\dot{s}l} = Q (1 - T_0/T)$
Madde Ekserjisi (Ξ_{me})	
• Atalet Ekserji	$\Xi_a = \Xi_k + \Xi_p$
- Kinetik Ekserji	$\Xi_k = 1/2 (v^2 - v_0^2)$
- Potansiyel Ekserji	$\Xi_p = g (z - z_0)$
• Maddesel ekserji	$\Xi_m = \Xi_f + \Xi_{kim}$
- Fiziksel Ekserji	$\Xi_f = (H - H_0) - T_0(S - S_0)]_{sabit x}$
- Kimyasal Ekserji	$\Xi_{kim} = (H - H_0) - T_0(S - S_0)]_{sabit v, z, T, P}$

2.2.1 İş Ekserjisi

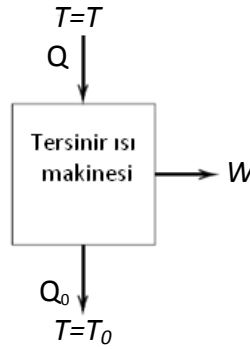
İş kolayca diğ er bir enerji türüne dönüştürülebildiğine göre, işin tamamı ekserjisine eşittir. Dolayısıyla,

$$\Xi_{i\dot{s}} = W \quad (2.1)$$

2.2.2 Isı Ekserjisi

Bir ısı makinası (Şekil 2.1), T sıcaklığında bir ısı kaynağından Q kadar ısı alır, W kadar iş yapar ve T_0 sıcaklığındaki çevreye Q_0 kadar ısı verir. Bosnjakovic'in tanımına göre, bu

proses tersinir çevrim olduğunda, elde edilen W iş miktarı Q ısısının ekserjisine eşit olur [18].



Şekil 2.1 Isıyı işe dönüştüren Carnot ısı makinası çevrimi

$$\Xi_{\text{ısı}} = W = Q (1 - T_0 / T) \quad (2.2)$$

Özellikleri farklı olan iki madde (m_1 ve m_2) arasındaki ısı aktarımının analizinde ısı ekserjisi kullanılır.

2.2.3 Atalet Ekserjisi

Atalet ekserjisi (Ξ_a), kinetik ekserji (Ξ_k) ile potansiyel ekserjiden (Ξ_p) oluşur:

$$\Xi_k = 1/2 (v^2 - v_0^2) \quad (2.3)$$

$$\Xi_p = g (z - z_0) \quad (2.4)$$

2.2.4 Fiziksel Ekserji

Fiziksel ekserji, çevre ile kimyasal dengede olan bir sistem bulunduğu sıcaklık ve basınç şartlarından çevre ile aynı sıcaklık ve basınç şartlarına, yani termodinamik dengeye gelinceye kadar elde edilebilecek maksimum iş olarak tanımlanır. Termodinamik bir sistemin fiziksel ekserjisi (2.5) eşitliği ile verilir [22].

$$\Xi_f = (U - U_0) + P_0 (V - V_0) - T_0 (S - S_0) \quad (2.5)$$

Burada, U , V ve S , sırasıyla sistemin iç enerjisini, hacmini ve entropisini gösterir. T_0 ve P_0 ise çevre koşullarındaki sıcaklık ve basınçtır.

Herhangi bir madde akımının fiziksel ekserjisi (2.6) eşitliğinden hesaplanır.

$$\dot{\Xi}_f = (\dot{H} - \dot{H}_0) - T_0 (\dot{S} - \dot{S}_0) \quad (2.6)$$

Burada, $\dot{H}$ ve $\dot{H}_0$ sırasıyla, akımın bulunduğu şartlardaki entalpi hızı ve referans çevre şartlarındaki (T_0 , P_0) entalpi hızıdır.

2.2.5 Kimyasal Ekserji

Kimyasal ekserji, çevre ile aynı hız, konum, sıcaklık ve basınç değerlerine sahip olan bir sistem çevre ile kimyasal dengeye gelinceye kadar elde edilebilecek maksimum iş olarak tanımlanır.

$$\dot{\Xi}_{kim} = (\dot{H} - \dot{H}_0) - T_0 (\dot{S} - \dot{S}_0)_{sabit\ v, z, T, P} \quad (2.7)$$

Buradaki dengelenme prosesi, izotermal ve izobarik kimyasal reaksiyonların gerçekleştiği bir prosestir. Dolayısıyla, hem sistemin hem de çevrenin kimyasal bileşim bilgilerinin bilinmesi önemlidir.

Çevrenin kimyasal bileşimi çok farklılıklar göstermesine rağmen, doğal çevreyi olabildiğince yansıtan, standart bir bileşimde referans maddelerden oluştuğu ve homojen olduğu kabul edilen bir standart çevre tanımlanır [5]. Standart çevre kendi içerisinde dengededir. Örneğin, bir sanayi sitesinde çevreye atılan karbondioksit gazının çevrenin karbondioksit gazı bileşimini değiştirmede kabul edilir. Çevreyi oluşturan referans bileşenler, en genel hali ile, atmosferdeki gaz madde türleri, hidrosferdeki çözünmüş madde türleri ve litosferdeki katı madde türleri olarak belirlenir.

Elementlerin T_0 (25 °C) ve P_0 (1 atm) standart çevre koşullarındaki kimyasal ekserji değerleri standart kimyasal ekserji değerleri olarak tanımlanır. Referans maddeler kullanılarak hesaplanmış bu değerler tablolar halinde literatürde bulunmaktadır [5], [6]. Bu tablolar bir sistemin kimyasal ekserjisinin hesaplanmasında büyük kolaylıklar sağlar. Bununla beraber, kimyasal ekserjinin hesaplanması farklı yöntemlerle de yapılabilir. Bu farklı yöntemlerde çevrenin farklı bileşenlerden oluştuğu kabul edilir. Bu nedenle, standart kimyasal ekserji değerleri hesaplama yöntemlerine göre farklılıklar gösterebilir. Hesaplamaları doğru yapmak için, seçilen bir yöntem uygulanırken, o yöntemde kabul edilen çevre modeli kullanılmalıdır [5], [23].

Sistem bileşenlerinin tanımlanan çevrede var olup olmamaları yanısıra, ideal karışım olmamanın etkilerini ve karışmaya etkilerini hesaba katan hesaplama yöntemleri de

geliştirilmiştir. Bu yöntemlerle sunulan modeller, entalpi ve entropi değerleri, Gibbs serbest enerji değerleri, alt ya da üst ısı değerler gibi farklı verilerle hesaplama yapma olanağı da verir. Yapılan çalışmalar, hep daha fazla elementin, bileşiğin ya da karışımın kimyasal ekserji değerlerine ulaşmayı hedefler.

2.3 Kimyasal Ekserji Hesaplamaları

Sussman yaptığı bir çalışmada [24], ekserji ile Gibbs serbest enerjisi ilişkilendirilmiştir. Gibbs serbest enerjisi şöyle ifade edilir:

$$\Delta G = \Delta H - \Delta(TS) \quad (2.8)$$

Gibbs serbest enerjisi eşitliği izotermal proses için yazılırsa ve bu izotermal sıcaklık çevre sıcaklığı olursa, Gibbs serbest enerjisi değişimi ekserji değişimini verir.

$$\Delta \Xi = \Delta G = \Delta H - T_0 \Delta S \quad (2.9)$$

Kimyasal reaksiyonların gerçekleştiği proseslerin ekserji analizinde, standart kimyasal ekserjiden söz edilir. Maddelerin kimyasal ekserjilerinin ve kimyasal reaksiyonlu proseslerin kimyasal ekserji değişiminin hesabında, 1 atm basınç ve 25 °C sıcaklıktaki çevre koşullarında $H_2O_{(sıvı)}$, $CO_{2(gaz)}$ gibi yanma ürünlerinin, saf maddelerin ve onların birleşmiş hallerinin bulunduğu bir standart çevre tanımlanır. Bu durumda, herhangi bir saf maddenin çevre ile dengelendiği bir proses, yanma reaksiyonunun gerçekleştiği bir işlem olur. Bu yanma reaksiyonu temelinde, saf maddenin standart kimyasal ekserjisi şöyle hesaplanabilir:

$$\Xi_{0(C_xH_yO_z)} = G_f^0 - xG_f^0(CO_2) - \frac{y}{2}G_f^0(H_2O) \quad (2.10)$$

Burada, $\Xi_{0(C_xH_yO_z)}$ saf maddenin kimyasal ekserjisi; G_f^0 standart Gibbs serbest oluşum enerjisidir.

Rivero ve arkadaşlarının yaptıkları bir çalışmada [25], sıcaklığın -40°C ile 50°C arasında değiştiği çevre şartlarında, C_1 - C_8 karbon sayılı hidrokarbonların kimyasal ekserji değerleri incelenmiştir. Sonuç olarak, çevre sıcaklığının kimyasal ekserji değerleri üzerinde önemli etkilerinin olmadığı, standart çevre koşullarındaki değerler ile hesap yapılabileceği belirtilmiştir.

2.3.1 Gazların ve Gaz Karışımlarının Standart Kimyasal Ekserji Hesaplamaları

Referans madde türlerinden oluşan bir gaz karışımının kimyasal ekserji hesabı, aynı yaklaşımla yapılabilir. Karışımındaki i gazı, T_0 standart sıcaklıkta ve karışımındaki $y_i P_0$ kısmi basıncında prosese girer; T_0 standart sıcaklıkta ve referans çevre modelindeki $y_{0i} P_0$ kısmi basıncında prostesten çıkar. Bu durumda, referans madde türü olan gazlardan oluşan gaz karışımının kimyasal ekserji değeri (2.11) eşitliği ile hesaplanır.

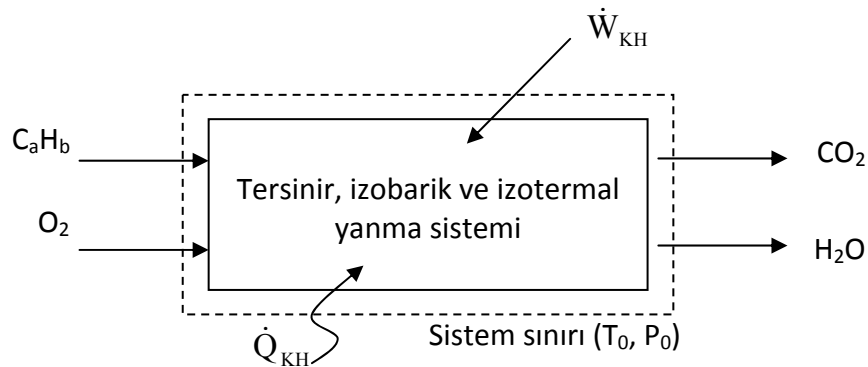
$$e_{kim} = -R T_0 \sum y_i \ln \frac{y_{0i}}{y_i} \quad (2.11)$$

Referans madde türü gazların dışında kalan gazlardan oluşan bir gaz karışımının kimyasal ekserjisi (2.12) eşitliği kullanılarak hesaplanır. Bu eşitlik, bileşimi bilinen gaz yakıtlara da uygulanabilir.

$$e_{kim} = \sum y_i e_{kim,i}^0 + R T_0 \sum y_i \ln y_i \quad (2.12)$$

2.3.2 Yakıtların Kimyasal Ekserji Hesaplamaları

Bejan ve arkadaşlarının bir çalışmasında [23], referans madde türü olmayan yakıtlar için, referans reaksiyonun bir yanma reaksiyonu olduğu bir proses (Şekil 2.2) üzerinden kimyasal ekserji hesabı yapılmıştır. Bu proseste, $C_a H_b$ şeklinde gösterilen bir yakıt ve T_0 standart sıcaklığında ve P_0 standart basıncında oksijen karışmadan prosese girer, yanma reaksiyonu gerçekleşir ve ürün olarak referans madde türleri oluşur.



Şekil 2.2 Bir yakıtın kimyasal ekserjisini ölçme prosesi [23].

Yanma prosesinin ekserji denkliği yazıldığında, yakıtın üst ısıl değerinin de bulunduğu (2.13) eşitliğinden, standart kimyasal ekserji değeri hesaplanır.

$$e_y^{kim} = UID - T_0 \left[S_y + \left(a + \frac{b}{4} \right) S_{O_2} - a S_{CO_2} - \frac{b}{2} S_{H_2O} \right] + \left[a e_{kimCO_2}^0 + \frac{b}{2} e_{kimH_2O}^0 - \left(a + \frac{b}{4} \right) e_{kimO_2}^0 \right] \quad (2.13)$$

Burada, UID yakıtın üst ısı değeri, S_y yakıtın entropisidir.

Ya da Gibbs serbest enerji değeri ile, (2.14) eşitliği ile hesaplanır.

$$e_y^{kim} = \left[G_y + \left(a + \frac{b}{4} \right) G_{O_2} - a G_{CO_2} - \frac{b}{2} G_{H_2O} \right] + \left[a e_{kimCO_2}^0 + \frac{b}{2} e_{kimH_2O}^0 - \left(a + \frac{b}{4} \right) e_{kimO_2}^0 \right] \quad (2.14)$$

Burada, G_y yakıtın Gibbs serbest enerjisidir.

Eşitlik (2.14)'ten yola çıkılarak, yakıtlar dışında referans madde türü olmayan maddeler için standart kimyasal ekserji değerleri (2.15) eşitliği ile hesaplanır.

$$e_{kim}^0 = -\Delta G + \left(\sum n_g e_{kim_g}^0 - \sum n_{\phi} e_{kim_{\phi}}^0 \right) \quad (2.15)$$

Bileşimleri biliniyorsa, bazı sıvı yakıtlar ile gaz yakıtların kimyasal ekserjileri, standart kimyasal ekserji tablolarından yararlanılarak hesaplanabilir.

Farklı bir hesaplama yöntemi olarak grup katkı yöntemi, basit kimyasal grupların kimyasal entalpiye ve ekserjiye etkilerini içerir. Bu yöntem, maddelerin kimyasal yapıları bilindiğinde kullanışlıdır. Ancak, bazı yakıtlar yapıları oldukça karmaşık olan çok bileşenli çözeltiler ya da, karışımlar halindedirler.

2.3.3 Ham Petrol Karışımlarının Kimyasal Ekserji Hesaplamaları

Petrol türevi sıvı yakıtların kimyasal bileşimleri tam olarak bilinmediğinden, kimyasal ekserjileri bileşenlerin standart kimyasal ekserjileri kullanılarak hesaplanamaz. Sıvı ve katı yakıtlar için, kimyasal ekserji ile ısı değerleri arasında Rant'ın önerdiği (2.16) eşitliği ile verilen sabit bir oran olduğu belirtilmektedir [5].

$$\beta = \frac{e_y^{kim}}{ID} \quad (2.16)$$

Farklı organik maddeler incelendiğinde, bu oranın yakıtın kimyasal bileşiminden etkilendiği görülmüştür. Karbon ile hidrojen arasındaki bağ oluşumunun entropiye

etkisine oranla, karbonun oksijen, azot ve kükürt ile yaptığı bağların etkisinin ihmal edilebileceği saptanmıştır.

Szargut ve Styrylska bu oranın H/C, O/C, N/C ve S/C atomik oranları ile ilişkisini gösteren istatistiksel bir yöntem önermişlerdir [26]. Bu istatistiksel yöntemle, farklı organik madde grupları için β değerleri elde edilmiştir. Eşitlikler, Çizelge 2.2’de verilmektedir. β değerlerinin çevre koşullarından etkilenmediği kabul edilmektedir.

Çizelge 2.2 Farklı organik gruplar için β değerleri [5].

MADDE	EŞİTLİK
Gaz Hidrokarbonlar	$\beta = 1,0334 + 0,0183 \frac{H}{C} - 0,0694 \frac{1}{N_C}$
Sıvı Hidrokarbonlar	$\beta = 1,0406 + 0,0144 \frac{H}{C}$
Sıvı C, H, O Bileşikleri	$\beta = 1,0374 + 0,0159 \frac{H}{C} + 0,0567 \frac{O}{C}$
Sıvı Teknik Yakıt (petrol ürünleri)	$\beta = 1,0401 + 0,1728 \frac{Z_{H_2}}{Z_C} + 0,0432 \frac{Z_{O_2}}{Z_C} + 0,2169 \frac{Z_S}{Z_C} \left(1 - 2,0628 \frac{Z_{H_2}}{Z_C} \right)$

Petrol ve petrol ürünlerinin (Psödo-bileşenler) kimyasal ekserji değerleri Szargut’un önermiş olduğu şekilde, elementel bileşim ile ısı değeri bir fonksiyonu olarak elde edilebilir. Szargut’un önermiş olduğu eşitlikteki küçük değişiklik ile, her psödo-bileşenin standart kimyasal ekserjisi (2.23) eşitliği ile hesaplanabilir [27].

$$e_{kimpsödo}^0 = AID_i \beta_i + \sum z_j e_{kimj}^0 \quad (2.23)$$

Burada, $e_{kimpsödo}^0$ psödo-bileşenin standart kimyasal ekserjisi, AID_i psödo-bileşenin alt ısı değeri, β_i ise C, H₂, O₂, S ve N₂ kütle kesirlerinin bir fonksiyonu olarak kimyasal ekserji düzeltme faktörüdür; z_j psödo-bileşende bulunan metallerin (Fe, Ni, V,) ve suyun kütle kesirleri, e_{kimj}^0 psödo-bileşende bulunan metallerin (Fe, Ni, V,) ve suyun standart kimyasal ekserji değerleridir. β_i düzeltme faktörü eşitlik (2.24) ile verilir.

$$\beta_i = 1,0401 + 0,1728 \frac{Z_{H_2}}{Z_C} + 0,0432 \frac{Z_{O_2}}{Z_C} + 0,2169 \frac{Z_S}{Z_C} \left(1 - 2,0628 \frac{Z_{H_2}}{Z_C} \right) + 0,0428 \frac{Z_{N_2}}{Z_C} \quad (2.24)$$

Psödo-bileşenin kimyasal ekserji düzeltme faktörünün 1,068 ile 1,075 arasında değiştiği ve bu nedenle bazı uygulamalarda psödo-bileşenlerin alt ısı değerlerinin kimyasal ekserji değerlerinin kestiriminde kullanılabileceği belirtilmiştir. Ayrıca, psödo-bileşenlere ulaşılamıyorsa, kimyasal ekserjinin ham petrol karışımının yığın AID ve yığın elementel bileşim değerleri ile hesaplanabileceği belirtilmiştir. Bu varsayım ile yapılan hesaplamalarda hatanın %0,69 değerinde olduğu saptanmıştır [27].

Govin ve arkadaşları [28], petrol türevlerine ve yakıt karışımlarına ait kimyasal ekserjilerini, üst ısı değerleri ile atomik bileşim değerleri kullanılarak hesaplandığı bir yöntem önermişlerdir. Bu yöntemle göre, kimyasal ekserji (2.25) eşitliği ile hesaplanır.

$$\Xi_{kim} = \Delta H - T_0 \Delta S \quad (2.25)$$

Eğer sadece üst ısı değeri biliniyorsa, yakıtın ekserji değeri Rant eşitliği ile hesaplanır:

$$\Xi_{kim} = -0,975 \Delta H_{yanma} \quad (2.26)$$

Üst ısı değeri, fosil yakıtların kimyasal ekserjisi hesabında önemli derecede katkı sağlar. Bir fosil yakıtın molar kimyasal ekserjisi (e_{kim}^{fy}) üst ısı değeri yardımı ile hesaplanabilir. Sıvı yakıtların kimyasal ekserjileri ile üst ısı değerleri arasındaki oran, eşitlik (2.27)'de verilmektedir [29]. Szargut ve arkadaşları [5] te sıvı petrol türevi yakıtlar için kimyasal ekserji değerinin daima alt ısı değerinden büyük olduğunu belirtmişlerdir.

$$\frac{e_{kim}^{fy}}{UID} \approx \begin{cases} 0,95 - 0,985 & \text{gaz yakıtlar (CH}_4 \text{ ve H}_2 \text{ hariç)} \\ 0,98 - 1 & \text{sıvı yakıtlar} \\ 1,00 - 1,04 & \text{katı yakıtlar} \end{cases} \quad (2.27)$$

Ham petrol ile petrol kesirlerinin üst ısı değerleri (2.28) eşitliği ile Btu/lb biriminde hesaplanabilir [30].

$$UID = \Delta H_{c,60}^* = 17672 + 66,6G + 0,316G^2 + 0,0014G^3 \quad (2.28)$$

Burada, $\Delta H_{c,60}^*$, petrol kesirlerinin üst ısı değerini, G ise API gravitesini göstermektedir.

2.3.4 İdeal Çözeltinin Karışma Etkisi ve İdeal Çözelti Olmamanın Etkisi

Bileşimi bilinen bir sıvı çözeltinin standart kimyasal ekserjisi (2.29) eşitliği ile hesaplanır:

$$e_{kim} = \sum x_i e_{kimi}^0 + RT_0 \sum x_i \ln x_i a_i \quad (2.29)$$

Burada, x_i i bileşenin kesri, a_i i bileşenin aktivite katsayısıdır.

Ham petrol akımının kimyasal ekserjisi, ham petrol akımında belirlenen bileşenlerin tablolardan elde edilmiş standart kimyasal ekserji değerleri ile psödo-bileşenlerin hesaplanmış standart kimyasal ekserji değerlerinin toplamı (eşitliğin sağ tarafındaki birinci terim) ve karışma ekserjisinin toplamı (eşitliğin sağ tarafındaki ikinci terim) gibi iki kısımdan oluşan eşitlik (2.29) ile hesaplanır [27].

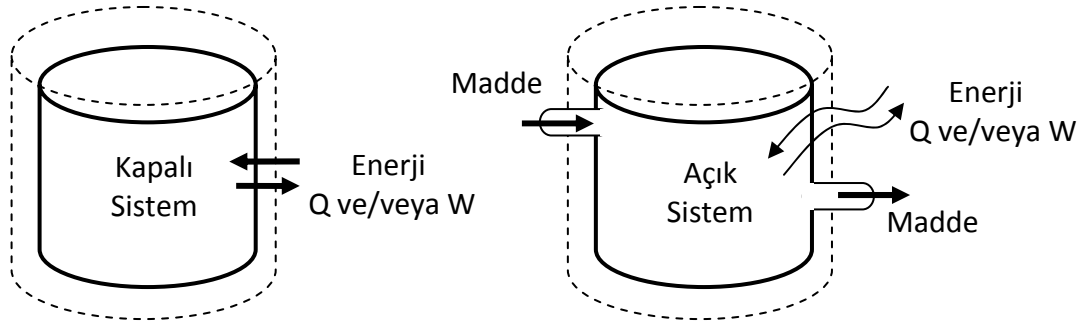
Rivero ve arkadaşları yaptıkları bir çalışmada [27], aktivite katsayısının kimyasal ekserji üzerindeki etkisini incelemişlerdir. Bu çalışmada, AspenPlus proses simülasyon programı ile hesaplanan aktivite katsayısı temelinde hesap edilen kimyasal ekserji değeri ile karışımın ideal olduğu kabul edilip aktivite katsayısı 1'e eşit alınarak hesap edilen kimyasal ekserji değeri arasında çok yüksek olmayan %0,0052'lik bir hata değerinin oluştuğu belirlenmiştir.

İdeal çözeltinin karışma etkisini incelemek için yapılan başka bir çalışmada [28], bileşimi bilinen Ostashkovitchi ve Retchitza Beyaz Rusya petroleri ile çalışılmıştır. İdeal çözelti varsayımı yapılarak, ideal çözelti karışma terimi hesaplanmış ve kimyasal ekserjiye etkisinin %0,11±0,02 olduğu saptanmıştır. Hidrokarbon karışımlarında çözeltinin ideal olmamasının kimyasal ekserjiye etkisini incelemek için, bir model karışım oluşturulmuştur. Yapılan hesaplamalar sonucunda, ideal olmamanın kimyasal ekserjiye etkisinin %0,07 değerinde olduğu görülmüştür.

2.4 Isıl Sistemlerde Enerji ve Ekserji Denklikleri

Enerji analizi, kütle denklikleri ve diğer teorik ilişkiler ile kullanıldığında çalışabilir bir tasarımın yapılmasında yardımcı olur. Tüm kabul edilebilir tasarımlar, birim maliyetinin minimize edildiği optimum tasarımlardır. Optimum bir tasarım, ekserji analizi yardımı ile yapılabilir. Ekserji analizi, enerji analizini tamamlamaya yöneliktir ve onun yerini almaz. Ekserji analizinin doğru bir şekilde yapılabilmesi için incelenecek olan sistemlerin iyi tanımlanması, sistem sınırlarının ilgili prosese uygun olarak belirlenmesi ve sistem için yazılacak denkliklerin doğru olması gerekir.

Termodinamik yoldan incelenmek istenen bir bölge olan sistem, sistem sınırı adı verilen bir yüzey ile, çevresinden kesin olarak ayrılır. Termodinamik analizde sistemler, belirli bir kütlenin veya belirli bir bölgenin analize esas alınmasına göre, kapalı veya açık olarak nitelendirilir (Şekil 2.3).



Şekil 2.3 Kapalı ve açık sistemin şematik görünümü

2.4.1 Kapalı Sistemlerde Kütle ve Enerji Denklikleri

Kapalı sistemler ya da kontrol kütleleri (KK) sınırlarından madde (kütle) geçişi olmayan sistemlerdir. Kapalı sistemlere kütle girişi veya çıkışı olmadığından kütle denklighinden bahsedilmez. Kapalı sistemlerde enerji, ısı ve/veya iş şeklinde sistem sınırlarından aktarılabilir. Termodinamiğin birinci yasasına göre, bir sistemin ilk ve son hali arasındaki enerji değışikliğı (2.30) eşitliğı ile ifade edilir.

$$E_2 - E_1 = Q - W \quad (2.30)$$

Burada, sistemin enerji değışimi makroskopik enerji türleri (kinetik enerji, potansiyel enerji ve iç enerji) şeklinde yazılabilir:

$$\Delta KE + \Delta PE + \Delta U = Q - W \quad (2.31)$$

Kapalı sistemler için enerji denkliğı şu şekilde ifade edilir.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Birim zamanda KK'deki} \\ \text{enerji miktarındaki değışim} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Birim zamanda KK'ne ısı olarak} \\ \text{giren net enerji miktarı} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Birim zamanda KK'den iş olarak} \\ \text{çıkan net enerji miktarı} \end{array} \right)$$

Kapalı sistem için enerji denkliğı (2.32) eşitliğı şeklinde yazılabilir.

$$\frac{dE}{dt} = \left(\frac{dKE}{dt} + \frac{dPE}{dt} + \frac{dU}{dt} \right) = \dot{Q} - \dot{W} \quad (2.32)$$

2.4.2 Açık Sistemlerde Kütle ve Enerji Denklikleri

Açık sistemler ya da kontrol hacimleri (KH) sınırlarından madde akışı ve ısı ve/veya iş şeklinde enerji aktarımı olan sistemlerdir.

- **Yatışkın sistemlerde kütlenin korunumu**

Yatışkın sistemlerde sürekli bir akış söz konusudur, birikme olmaz ve kontrol hacminin herhangi bir noktasındaki akışın özellikleri zamana göre değişmez.

Açık sistemler için kontrol hacmindeki kütle birikiminin zamanla değişimi, kontrol hacmine giren ve kontrol hacminden çıkan kütle akımları arasındaki farka eşittir ve (2.33) eşitliği ile ifade edilir.

$$\frac{dm_{KH}}{dt} = \sum_g \dot{m}_g - \sum_{\zeta} \dot{m}_{\zeta} \quad (2.33)$$

Zamanla kütle değişimi olmayacağından, yatışkın sistemler için kütlenin korunumu aşağıdaki şekilde yazılır:

$$\sum_g \dot{m}_g = \sum_{\zeta} \dot{m}_{\zeta} \quad (2.34)$$

- **Yatışkın sistemlerde enerjinin korunumu**

Açık sistemdeki enerji miktarının zamanla değişimi kontrol hacmine giren ve kontrol hacminden çıkan enerji akımları arasındaki farka eşittir. Kontrol hacmine enerji, iş, kinetik, potansiyel veya ısı olarak girebilir veya çıkabilir.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Birim zamanda} \\ \text{KH'deki enerjinin} \\ \text{değişim hızı} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Birim zamanda} \\ \text{KH'de ısı ve iş} \\ \text{olarak aktarılan} \\ \text{enerji} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Birim zamanda} \\ \text{KH'ne kütle ile} \\ \text{giren toplam enerji} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Birim zamanda} \\ \text{KH'den kütle ile} \\ \text{çıkan toplam enerji} \end{array} \right)$$

Bir başka ifadeyle,

$$\frac{dE_{KH}}{dt} = \dot{Q}_{KH} - \dot{W}_{KH} + \sum_g \dot{m}_g \left(h_g + \frac{v_g^2}{2} + g z_g \right) - \sum_{\zeta} \dot{m}_{\zeta} \left(h_{\zeta} + \frac{v_{\zeta}^2}{2} + g z_{\zeta} \right) \quad (2.35)$$

Yatışkın halde ($\frac{dE_{KH}}{dt} = 0$) açık sistemler için, eşitlik (2.35) aşağıdaki şekilde yazılır.

$$\dot{Q}_{KH} + \sum_g \dot{m}_g \left(h_g + \frac{v_g^2}{2} + g z_g \right) = \dot{W}_{KH} + \sum_{\dot{\varsigma}} \dot{m}_{\dot{\varsigma}} \left(h_{\dot{\varsigma}} + \frac{v_{\dot{\varsigma}}^2}{2} + g z_{\dot{\varsigma}} \right) \quad (2.36)$$

2.4.3 Kapalı Sistemlerde Ekserji Denkliği

Kapalı bir sistemde, sistem ile çevre arasındaki ısı ve iş aktarımından kaynaklanan toplam ekserji değişimi ($\Xi_{sis,2} - \Xi_{sis,1}$) aşağıdaki eşitlik ile ifade edilir.

$$\Xi_{sis,2} - \Xi_{sis,1} = \Xi_q - \Xi_w - \Xi_T \quad (2.37)$$

Isı aktarımı ile aktarılan ekserji (2.38) eşitliği ile verilir.

$$\Xi_q = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_o}{T_s} \right) \delta Q \quad (2.38)$$

İş aktarımı ile aktarılan ekserji (2.39) eşitliği ile ifade edilir.

$$\Xi_w = W - P_o(V_2 - V_1) \quad (2.39)$$

Sistemdeki tersinmezliklerden dolayı tahrip olan ekserji ise,

$$\Xi_T = T_o S_{ür} \geq 0 \quad (2.40)$$

şeklinde ifade edilir.

Bu eşitlikler (2.37) eşitliğine yerleştirilerek, kapalı bir sistem için ekserji denkliği elde edilir.

$$\underbrace{(\Xi_2 - \Xi_1)}_{\text{Ekserji Değişimi}} = \underbrace{\int_1^2 \left(1 - \frac{T_o}{T_s} \right) \delta Q - [W - P_o(V_2 - V_1)]}_{\text{Ekserji Aktarımı}} - \underbrace{T_o S_{ür}}_{\text{Ekserji Tahribi}} \quad (2.41)$$

Kapalı sistemler için ekserji hız denkliği (2.42) eşitliği ile verilmektedir.

$$\frac{d\Xi}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_o}{T_j} \right) \dot{Q}_j - \left(\dot{W} - P_o \frac{dV}{dt} \right) - T_o \dot{S}_{ür} \quad (2.42)$$

2.4.4 Açık Sistemlerde Ekserji Denkliği

Açık sistemler için ekserji denkliği (2.43) eşitliği ile ifade edilir.

$$\frac{d\Xi_{KH}}{dt} = \underbrace{\sum_j 1 - \left(\frac{T_o}{T_k} \right) \dot{Q}_j}_{\dot{\Xi}_{q,j}} - \underbrace{\left(\dot{W}_{KH} - P_o \frac{dV_{KH}}{dt} \right)}_{\dot{\Xi}_W} + \underbrace{\sum_g \dot{m}_g e_g}_{\dot{\Xi}_g} - \underbrace{\sum_{\zeta} \dot{m}_{\zeta} e_{\zeta}}_{\dot{\Xi}_{\zeta}} - \underbrace{T_o \cdot \dot{S}_{ür}}_{\dot{\Xi}_T} \quad (2.43)$$

Burada, $\dot{\Xi}_g$ ve $\dot{\Xi}_{\zeta}$ sırasıyla, sisteme giren ve sistemden çıkan akımların toplam (fiziksel ve kimyasal) ekserji aktarım hızlarıdır; $\dot{Q}_j$ terimi T_j sıcaklığında sistem sınırından ısı aktarım hızı, $\dot{W}_{KH}$ iş olarak enerji aktarım hızıdır.

Yatışkın sistemler için, $d\Xi_{KH}/dt = 0$ ve $dV_{KH}/dt = 0$ olacağından, eşitlik (2.43) aşağıdaki gibi yazılır:

$$0 = \dot{\Xi}_{q,j} - \dot{W}_{KH} + \dot{\Xi}_g - \dot{\Xi}_{\zeta} - \dot{\Xi}_T \quad (2.44)$$

2.5 Termodinamik Verimlilik

Termodinamik verimlilik, ısı makinelerinin ya da ısıl proses sistemlerinin performansı hakkında değerlendirme yapılmasını sağlayan bir parametredir. Mühendislik sistemlerinde (ısı makineleri vs.) genellikle birinci yasaya göre tanımlanmış termodinamik verimlilik ifadeleri yaygın olarak kullanılmaktadır. Enerji analizlerinde kullanılan enerji verimliliği (η) (birinci yasa verimi) ifadesi genel olarak, bir sistemden elde edilen enerjinin sisteme verilen enerjiye oranı şeklinde tanımlanır.

$$\eta = \frac{\dot{Q}_{\zeta} + \dot{W}_{\zeta} + \sum \dot{H}_{\zeta,i}}{\dot{Q}_g + \dot{W}_g + \sum \dot{H}_{g,i}} = \frac{\sum \dot{E}_{\zeta}}{\sum \dot{E}_g} \quad (2.45)$$

Ancak, yazılı kaynaklarda benzer proses sistemleri için farklı termodinamik verimlilik değeri tanımlarına rastlanmaktadır [4]. Bu farklılık, analizi yapılan proseslerin sistem sınırlarının farklı şekillerde belirlenmiş olmasından ve proses sistemleri ile ekipmanların termodinamik verimliliklerinin hesaplanmasında kullanılan eşitliklerin farklı olmasından kaynaklanır. Bir prosesin termodinamik verimliliği değerlendirilirken, sistem sınırları ve termodinamik verimlilik eşitliği prosesin işlevine uygun bir şekilde belirlenmelidir.

2.5.1 Ekserjik Verimlilik ve Ekserji Tahribi

Birinci yasa verimi mühendislik sistemlerinin değerlendirilmesinde tek başına bir ölçü değildir. Bir sistemin iş üretiminin aynı şartlarda maksimum iş üretebilme potansiyeli ile karşılaştırılması da bir parametre olarak değerlendirilebilir. Bu parametre ekserjik verimlilik (ε) (ikinci yasa verimi) olarak tanımlanır. Dolayısıyla, ekserjik verimliliği tanımlamadaki amaç, sistemin tersinir hal değişimlerine hangi ölçüde yaklaştığını belirtmektir. Sadece iş üreten veya iş gerektiren sistemlerin yanında, hal değişimlerini de kapsayacak şekilde genel bir ekserjik verimliliğin tanımlanması önemlidir. Ancak üzerinde görüş birliği sağlanmış genel bir verimlilik tanımı yoktur.

Ekserjik verimlilik, bir tesiste yatışkın halde çalışan ve ekserji terimleri ile açıklanabilen kullanışlı bir çıktı üreten herhangi bir proses veya tesis bileşeni için tanımlanan genel bir performans kriteridir. Ekserjik verimlilik, sistemden çıkan toplam ekserji aktarım hızının sisteme giren toplam ekserji aktarım hızına oranıdır [4], [6].

$$\varepsilon = \frac{\sum \dot{E}_c}{\sum \dot{E}_g} \quad (2.46)$$

Bir prosesin veya bir işlemin termodinamik verimliliği, onun esas amacına ve o amacın gerçekleşmesinde kayıp edilen enerjiye bağlıdır. Amaç uygulamadan uygulamaya değişir. Örneğin, sürekli çalışan adyabatik bir türbinin esas amacı iş üretmektir. Öte yandan, reaktörler, ayırıcılar (destilasyon ve/veya ekstraksiyon, kolonları vs.), ısı değiştiriciler ve pompalar içeren kimyasal proseslerin esas amacı sistem sınırlarından giren ve çıkan akımların toplam ekserjilerini arttırmak ya da azaltmaktır [1], [31].

Isıl sistemlerin termodinamik analiz sonuçları değerlendirilirken kullanılan diğer bir parametre, sistemdeki tersinmezliklerin miktarını veren ekserji tahribi veya kayıp iş terimidir. Sürtünme, karışma, kimyasal tepkimeler, sonlu sıcaklık farkı aracılığı ile ısı geçişi, serbest genişleme gibi tersinmezlikler daima entropi üretir ve entropi üreten herhangi bir olay ekserjiyi yok eder. Ekserji tahribi gerçek hal değişimi için pozitif bir nicelik taşır, tersinir hal değişimi için ise sıfırdır.

Ekserji analizi, farklı sistemlerin veya aynı amaç için çalışan farklı boyutlardaki sistemlerin karşılaştırılmaları ekserji tahribi terimi temelinde doğru bir şekilde

yapılabilir. Isıl bir sistemden çıkan ekserji ile kayıp edilen ekserjinin toplamı, her zaman sisteme giren ekserjiye eşit olmalıdır.

$$\dot{\Xi}_g = \dot{\Xi}_\zeta + \dot{\Xi}_k \quad (2.47)$$

Sistemlerde kayıp edilen ekserjinin miktarı (2.48) eşitliği ile hesaplanır.

$$\dot{\Xi}_k = \dot{\Xi}_T + \dot{\Xi}_A \quad (2.48)$$

Toplam kayıp ekserji ($\dot{\Xi}_k$), sistem içindeki tersinmezliklerden (entropi üretimi) kaynaklanan tahrip edilen ekserji ($\dot{\Xi}_T$) ve ekserjik değeri olan atık madde akımları ile ısının çevreye verilmesi ile atılan ekserji ($\dot{\Xi}_A$)'den oluşur. Sistemden dışarı atılan ekserji miktarı sıfır ise, tersinmezliklerden kaynaklanan ekserji tahribi, sisteme giren toplam ekserji ile sistemden çıkan toplam ekserji arasındaki farktan bulunabilir.

$$\dot{\Xi}_T = \sum \dot{\Xi}_g - \sum \dot{\Xi}_\zeta = T_0 \dot{S}_{ür} \quad (2.49)$$

2.5.2 Ürün Ekserji Temelinde ve Ekserji Tahribi Temelinde Ekserji Denklikleri

Isıl sistemlerin performans değerlendirmesinde ve tasarım optimizasyonunda, sistemin her bir ekipmanı için uygun bir ekserji verimliliği tanımlamasına ihtiyaç vardır.

- Yöntem I'e göre bu tanımlama, her bir ekipmanın özelliğine bağlı olarak oluşturulan "ürün" ekserji temelli ekserji denkliği ifadelerine göre yapılır. Burada, ürün ekserji, ekipman tarafından üretilmesi istenen ekserji; yakıt ise bunu üretirken harcanan ekserji düşünülerek tanımlanır [23], [29]. Yatışkın halde çalışan bazı proses cihazları için ekserji bağıntıları Çizelge 2.3'de verilmektedir.

Bir k ekipmanı ve tüm sistem için, ekserji denklikleri sırasıyla aşağıda verilmektedir:

$$\dot{\Xi}_{y,k} = \dot{\Xi}_{ü,k} + \dot{\Xi}_{A,k} + \dot{\Xi}_{T,k} \quad (2.50)$$

$$\sum \dot{\Xi}_y = \sum \dot{\Xi}_ü + \sum \dot{\Xi}_A + \sum \dot{\Xi}_T \quad (2.51)$$

Burada y, ü, A, ve T alt indisleri sırasıyla yakıt, ürün, atılan ve tahrip için kullanılmaktadır.

Çizelge 2.3 Yatışkın halde bazı proses cihazları için ekserji bağıntıları [29]

Proses Cihazı	Şematik Görünüm	Ürün Ekserjisi, $\dot{\Xi}_u$	Yakıt Ekserjisi, $\dot{\Xi}_y$
Destilasyon ¹		$\dot{\Xi}_2^{kim} + \dot{\Xi}_3^{kim} + \dot{\Xi}_4^{kim} + \dot{\Xi}_5^{kim} - \dot{\Xi}_1^{kim} + \dot{m}_4(e_4^f - e_1^f) + \dot{m}_5(e_5^f - e_1^f)$	$(\dot{\Xi}_8 - \dot{\Xi}_9) + \dot{m}_2(e_1^f - e_2^f) + \dot{m}_3(e_1^f - e_3^f)$
Isı Değiştirici ²		$\dot{\Xi}_2 - \dot{\Xi}_1$	$\dot{\Xi}_3 - \dot{\Xi}_4$
Gazlaştırıcı ya da Yanma Odası		$\dot{\Xi}_3$	$\dot{\Xi}_1 + \dot{\Xi}_2$
Kazan		$(\dot{\Xi}_6 - \dot{\Xi}_5) + (\dot{\Xi}_8 - \dot{\Xi}_7)$	$(\dot{\Xi}_1 + \dot{\Xi}_2) - (\dot{\Xi}_3 + \dot{\Xi}_4)$

¹ $e_j^{kim} > e_1^{kim}$ ($j = 2,3,4,5$) ve $e_4^f, e_5^f > e_1^f$, $e_2^f, e_3^f < e_1^f$

² Isı değiştiricinin kullanım amacı soğuk akımı ısıtmaktır.

Toplam atılan ekserji, baca gazı ve su buharı gibi çeşitli akımlar ile sistemden dışarı atılan toplam ekserjiyi; toplam tahrip edilen ekserji ise sistem sınırları içerisinde tersinmezliklerin oluşması ve sıcaklık farkından dolayı ısının çevreye aktarılması nedeniyle tahrip edilen toplam ekserjiyi ifade etmektedir.

- Yöntem II'ye göre yapılan destilasyon kolonlarının ekserji analizi, “ekserji tahribi” ve “minimum ayırma işi” kavramlarına dayanmaktadır. Bu yöntem, kaynatıcı ve yoğunlaştırucusu bulunan destilasyon kolonları için uygundur [32-36].

Minimum ayırma işi, destilasyon kolonundan elde edilen ürünlerin toplam ekserjileri ile kolona giren besleme akımlarının toplam ekserjileri arasındaki farktır. Ekserji verimi, minimum ayırma işi değerinin genel ekserji denkliği kurularak elde edilen ekserji tahribi ile minimum ayırma işinin toplam değerine oranı olarak tanımlanır.

2.5.3 Ekserji Performans Kriterleri

Sistemlerdeki verimliliğin göstergesi olan performans derecesi doğrudan enerji girdisini etkiler. Bundan dolayı, enerji sistemleri için çeşitli performans kriterleri geliştirilmiş ve sistemlerin performans dereceleri bu kriterlere göre değerlendirilmiştir.

Isıl sistemlerin ekserji analizi ile birlikte, çeşitli araştırmacılar tarafından termodinamiğin ikinci yasasına dayanan yeni performans kriterleri geliştirilmiştir. Bunlar, ekserjik verimlilik, ekserji tahribi oranı ve geliştirme potansiyelidir [5].

- **Ekserjik verimlilik**

(2.46) eşitliği temelinde, bir ekipmanın ekserji verimliliği (ε_k) ürün ekserjinin yakıt ekserjiye oranı şeklinde tanımlanır.

$$\varepsilon_k = \frac{\dot{\Sigma}_{\ddot{u},k}}{\dot{\Sigma}_{\ddot{y},k}} = 1 - \frac{\dot{\Sigma}_{\ddot{T},k}}{\dot{\Sigma}_{\ddot{y},k}} \quad (2.52)$$

- **Geliştirme potansiyeli**

Geliştirme potansiyeli, bir sistemin iyileştirilmesinin ne miktarda ve ne kadar kolay yapılabileceğinin bir ölçüsüdür ve Rivero'ya göre üç kısımdan oluşur: sistemin

geliştirilebilme derecesinin bir ölçüsü olan mutlak potansiyel ($\Sigma \dot{E}_T$), sistemin geliştirilebilme kolaylığını belirleyen bağıl potansiyel ($1 - \varepsilon$) ve çevreye atılan ekserji akımları azaltılarak sistemin geliştirilebilme derecesini gösteren çevresel potansiyel ($\Sigma \dot{E}_A$) [37].

$$\dot{G}_{\text{pot}} = \Sigma \dot{E}_T (1 - \varepsilon) + \Sigma \dot{E}_A \quad (2.53)$$

Van Gool'un tanımına göre ise geliştirme potansiyeli mutlak potansiyel ile bağıl potansiyelden oluşur [38].

$$\dot{G}_{\text{pot}} = \Sigma \dot{E}_T (1 - \varepsilon) \quad (2.54)$$

2.6 Termoekonomik Analiz

Ekserjinin bir kojenerasyon tesisinde üretilen buharın ve elektriğin maliyetlerinin yaklaşık olarak hesaplanmasında kullanılması fikri, ilk olarak 1932'de J.H. Keenan tarafından ortaya atılmış ve buhar ile elektriğin ekonomik değerlerinin enerji değil de ekserji değerlerine dayandığı vurgulanmıştır. Ekserji ile ekonomik analizin birlikte kullanımını tanımlamak için "termoekonomik analiz" tanımı kullanılmıştır. Modern termoekonomik analizin gelişimi, 1960'lı yıllardan sonra Gaggioli, Obert, Evans, Tribus, El-Sayed, Gyftopoulos, Benedict ve Szargut gibi bilim adamlarının yaptıkları ve yayınladıkları çalışmalar ile başlamıştır [39].

Tsatsaronis yapmış olduğu çalışmada [40], ekserji ve ekonomik analizin bir arada kullanımını daha açık bir şekilde tanımlamak için "eksergoekonomik analiz" terimini önermiştir. Bu terim, Yunanca sözcükler ex. ergo (iş alma potansiyeli) ile ekonomik analizin birleştirilmesi sonucu türetilmiştir. Bu alanda pek çok çalışma yapılmıştır [41-51].

Termoekonomi, ekserji analizinin ekonomik prensipler ile birleştirilmesiyle oluşan ve bir enerji sisteminin maliyet etkin tasarımı ve işletilmesinde gerekli olan bilgileri sağlayan ısı bilimlerinin önemli bir dalıdır. Termoekonominin termodinamik değerlendirmesi ekserji kavramı temelinde yapıldığında, termoekonomi ve eksergoekonomi terimleri birbirlerinin yerine kullanılabilir [29].

Termoekonomik analiz,

- Ekserji analizi
- Ekonomik analiz
- Ekserji maliyetlendirmesi
- Termoekonomik değerlendirme

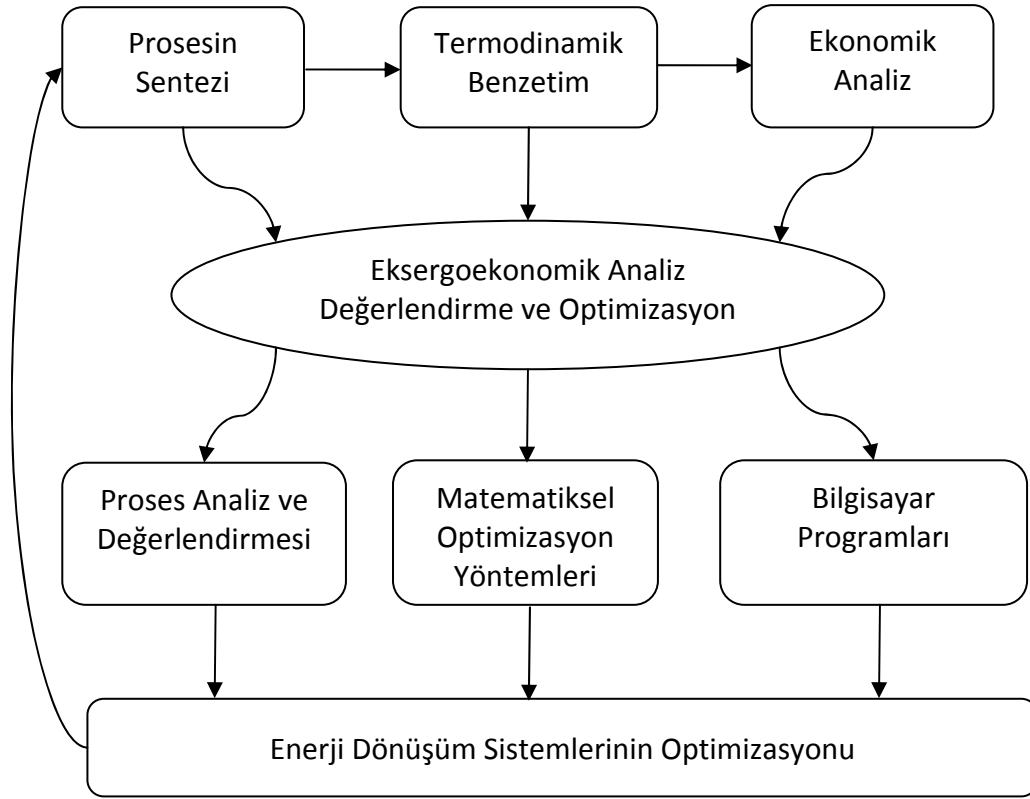
gibi aşamalardan oluşur. Ekserji analizi, bir sistemin termodinamik açıdan tasarımının ve performansının tam olarak değerlendirilmesi için gerekli bilgileri sağlar. Ancak, bir sistem bileşenindeki ekserji tahribi maliyetinin de ne kadar olduğunun bilinmesi gerekir. Termoekonomik analiz genellikle bir sistemin bileşenleri seviyesinde yürütülür ve sistemdeki tüm madde ve enerji akımları ile ilgili maliyetler, her bir bileşendeki ekserji tahribi ile ilişkilendirilerek hesaplanır. Ekserji tahribi maliyeti bilgisi bir sistemin veya sistem bileşenlerinin maliyet etkin tasarımında ve iyileştirilmesinde çok kullanışlıdır.

Termoekonomik analizde başlıca aşağıdaki hedefler amaçlanır:

- Bir veya daha fazla ürüne sahip bir sistemdeki her bir ürünün maliyetinin hesaplanması
- Tüm sistemin veya belli bir birimin optimizasyonu
- Proses maliyet oluşumunun ve maliyet akışının anlaşılması

Termoekonomik analizle, sistemlere ilişkin yapılan sentez, maliyet analizi ve benzetim çalışmalarında elde edilen sonuçların değerlendirilmesinde, sistemlerin tasarımı, optimizasyonu ve işletilmesinin geliştirilmesinde gerekli olan bilgiler sağlanır [29].

Eksergoekonominin diğer mühendislik alanları ile etkileşimleri ve optimizasyon yöntemi Şekil 2.4'te verilmektedir.



Şekil 2.4 Eksergoekonominin diğer mühendislik alanları ile etkileşimi [52]

2.7 Termoekonomik Analiz Yöntemi

Termoekonomik analiz konusunda yapılan çalışmalar incelendiğinde, ekserji maliyeti hesaplamalarına ilişkin yöntem ve uygulamalarda farklı yaklaşımlar gözlenmektedir. Bu yaklaşımlar iki grupta toplanabilir.

Birinci grupta, enerji sistemlerinin tekrarlanan optimizasyonu ile sistem veya elemanlarının değerlendirilmesinde ürün akımlarının maliyetlerini temel alan eksergoekonomik hesaplama yöntemleri bulunur [16], [29], [42], [53-55].

İkinci grupta ise Lagrange temelli matematiksel çözüm yöntemleri kullanılarak, maliyetlerin hesaplanması yaklaşımı bulunur [39]. Bu yöntem, sınırlı sayıda maliyetlerin hesaplanması ile tüm sistemin optimizasyonunu hedefleyen bir yaklaşımdır. Dolayısıyla, karmaşık sistemlerin çözülmesinde etkili değildir.

2.7.1 Ekserji Maliyeti

Eksergoekonomi, bir enerji dönüşüm sisteminin içindeki ve çevresindeki termodinamik verimsizliklerin maliyet ile ilişkilendirilebildiği tek rasyonel temel olan ekserji kavramına

dayanmaktadır. Bu yaklaşıma, Tsatsaronis tarafından “ekserji maliyetlendirmesi” denilmektedir [52].

Ekserji maliyetlendirmesi, her bir birim için ayrı ayrı yazılmış ekserji denkliklerini içerir. Bir k birimi için, ekserji maliyet denkliğinde ürünlerin toplam maliyeti, sisteme giren akımların toplam ekserji maliyetleri, ilk yatırım ve işletme ile bakım maliyetlerinin toplamına eşittir.

Bir sistemdeki her bir bileşen için maliyet denkliği aşağıdaki gibi kurulabilir.

$$\sum_{\dot{\zeta}} \dot{C}_{\dot{\zeta},k} + \dot{C}_{w,k} = \dot{C}_{q,k} + \sum_{\dot{g}} \dot{C}_{\dot{g},k} + \dot{Z}_k \quad (2.55)$$

Burada $\dot{C}$, bir ekserji akımının (madde, iş, ısı aktarımı ekserjisi) maliyetini ifade eder, $\dot{Z}$ terimi geriye kalan tüm maliyetleri içerir.

$$\dot{Z}_k = \dot{Z}_k^{Cl} + \dot{Z}_k^{OM} \quad (2.56)$$

$\dot{Z}_k^{Cl}$ teriminin değeri yıllık ilk yatırım maliyetinin (C_k^{Cl}) yıllık çalışma saatine bölünmesi ile bulunur. Benzer şekilde, $\dot{Z}_k^{OM}$ teriminin değeri yıllık işletme ve bakım maliyetinin (C_k^{OM}) yıllık çalışma saatine bölünmesi ile bulunur:

$$\dot{Z}_k^{Cl} = \frac{C_k^{Cl}}{t} \quad (2.57)$$

$$\dot{Z}_k^{OM} = \frac{C_k^{OM}}{t} \quad (2.58)$$

Ekserji maliyetlendirmesinde maliyet, her bir ekserji akımı ile ilgilidir. Sisteme giren ve sistemden çıkan madde akımları ve sisteme verilen veya sistemden alınan iş ve ısı aktarımı terimleri için, sırasıyla aşağıdaki denklikler yazılır:

$$\dot{C}_g = c_g \dot{\Xi}_g = c_g (\dot{m}_g e_g) \quad (2.59)$$

$$\dot{C}_{\dot{\zeta}} = c_{\dot{\zeta}} \dot{\Xi}_{\dot{\zeta}} = c_{\dot{\zeta}} (\dot{m}_{\dot{\zeta}} e_{\dot{\zeta}}) \quad (2.60)$$

$$\dot{C}_w = c_w \dot{\Xi}_w = c_w \dot{W} \quad (2.61)$$

$$\dot{C}_q = c_q \dot{\Xi}_q \quad (2.62)$$

Burada c_g , c_ζ , c_w ve c_q terimleri sırasıyla, giren ve çıkan madde akımları ile iş ve ısı aktarımı terimlerine ilişkin ekserji akımlarının ortalama birim maliyetini ifade eder ve birimleri $\$/GJ$ ’dür. Buna bağlı olarak $\dot{C}_g$, $\dot{C}_\zeta$, $\dot{C}_w$ ve $\dot{C}_q$ terimleri sırasıyla, ilgili ekserji akımlarının toplam maliyetlerini ifade eder ve birimleri $\$/h$ ’tir. Eşitlik (2.55) buradaki açıklamalara göre yeniden yazılırsa,

$$\sum_{\zeta} (c_{\zeta} \dot{\Xi}_{\zeta})_k + (c_w \dot{W})_k = (c_q \dot{\Xi}_q)_k + \sum_g (c_g \dot{\Xi}_g)_k + \dot{Z}_k \quad (2.63)$$

denklemini elde edilir.

- **Ürün ekserji temelli yaklaşım**

Ekserji analizinde kullanılan ürün ekserji temelli yaklaşım termoeconomik analizde de kullanılabilir. Bu durumda, ürün akımlarının toplam ekserji maliyetleri, bu ürünleri elde etme maliyetine eşittir:

$$c_{\bar{u}} \dot{\Xi}_{\bar{u}} = \dot{C}_{\bar{u}} = \dot{C}_y + \dot{Z}_k \quad (2.64)$$

Burada, $c_{\bar{u}}$ ürün ekserji birim maliyetini, $\dot{\Xi}_{\bar{u}}$ ürün ekserjiyi, $\dot{C}_{\bar{u}}$ ürün ekserji maliyetini, $\dot{C}_y$ yakıt ekserji maliyetini, $\dot{Z}_k$ ise bir k proses biriminin ilk yatırım maliyeti ile işletme ve bakım maliyetlerinin toplamını ifade eder.

2.7.2 Ekserji Tahribi Maliyeti

Sistemde meydana gelen ekserji tahribinin maliyetinin belirlenmesi gerektiğinde eşitlik (2.65) ya da (2.66) kullanılır.

$$\dot{C}_{T,k} = c_{y,k} \dot{\Xi}_{T,k} \text{ (sabit } \dot{\Xi}_{\bar{u},k} \text{)} \quad (2.65)$$

(2.65) denkliğinde, ekserji tahribinin yakıt ilavesiyle karşılandığı ve yakıt ekserji birim maliyetinin değişmediği kabulü yapılmaktadır.

$$\dot{C}_{T,k} = c_{\bar{u},k} \dot{\Xi}_{T,k} \text{ (sabit } \dot{\Xi}_{y,k} \text{)} \quad (2.66)$$

(2.66) denkliğinde, aynı yakıt miktarıyla daha az ürünün elde edildiği, ekserji tahribinden kaynaklanan maliyetin ürünün toplam maliyetini artırdığı kabulü geçerlidir.

2.7.3 Termoekonomik Denkliklerin Oluşturulması

Termoekonomik ana maliyet denkliklerinin yatışkın halde bazı proses birimleri için nasıl oluşturulduğu ve maliyet denkliklerinden elde edilen değerler, Çizelge 2.4'te özetlenmektedir. Ürün maliyetini hesaplamak için, ürün ve yakıt maliyet denklikleri ile birlikte her birime özel olarak yazılan yardımcı maliyet denklikleri de kullanılır. Bir sistemden çıkan toplam akım sayısının N_i olduğu bir sistem için gerekli olan yardımcı denklik sayısı, N_i-1 şeklinde olmalıdır [23].

Yardımcı maliyet denklikleri sistemden çıkan akımlar ve sisteme giren akımların birbiri ile olan bağlantılarına göre yazılır. Sistemden çıkan bir akım ürün olarak değerlendirilmiyorsa, onun ekserji birim maliyeti sisteme giren akımınki ile eşit olarak kabul edilebilir. Bu durumda, sisteme giren yakıt ile yatırım ve üretim (işletme ve bakım) maliyetleri elde edilen ürünün maliyetine eklenmiş olur.

2.7.4 Kimyasal ve Fiziksel Ekserji Maliyetlendirmesi

Kısım 2.2.'de açıklandığı gibi, madde ekserjisi, kinetik, potansiyel, fiziksel ve kimyasal ekserji bileşenlerinden oluşur. Kinetik ve potansiyel ekserji katkısı ihmal edilerek, bir j akımıyla ilgili madde ekserjisi aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$\dot{\Xi}_j = \dot{\Xi}_j^f + \dot{\Xi}_j^{kim} \quad (2.67)$$

Eşitlik (2.59)'daki yaklaşım eşitlik (2.67)'ye uygulandığında, aşağıdaki eşitlik elde edilir.

$$\dot{C}_j = c_j \dot{\Xi}_j = c_j^f \dot{\Xi}_j^f + c_j^{kim} \dot{\Xi}_j^{kim} \quad (2.68)$$

Kimyasal ve fiziksel değişimlerin olduğu proseslerde, kimyasal ve fiziksel ekserji birim maliyetlerinin ayrı ayrı hesaplanması gerekir [29].

2.7.5 Termoekonomik Performans Kriterleri

Termoekonomik değerlendirme bir sistemin tasarım aşamasında ya da işletilmekte olan bir sistemin değerlendirilme aşamasında yapılabilir. Tasarım aşamasındaki bir sistemin ve var olan bir sistemin termoekonomik değerlendirmeleri birbirine benzer olarak yürütülebilir. Ancak, işletim halindeki sistemin analizinde, tasarım aşamasındaki sistemden farklı olarak, ilk yatırım maliyetleri değerlendirmeden çıkarılır.

Çizelge 2.4 Bazı proses birimleri için termoekonomi bağıntıları [29]

Birim	Destilasyon ¹	Isı Değiştirici ²	Karıştırıcı	Gazlaştırmacı ya da Yanma Odası	Kazan
Şematik görünüm					
Ürün maliyeti, $\dot{C}_ü$	$\dot{C}_2^{kim} + \dot{C}_3^{kim} + \dot{C}_4^{kim} + \dot{C}_5^{kim} - \dot{C}_1^{kim}$ $+ \dot{m}_4(c_4^f e_4^f - c_1^f e_1^f) + \dot{m}_5(c_5^f e_5^f - c_1^f e_1^f)$	$\dot{C}_2 - \dot{C}_1$	$\dot{C}_3$	$\dot{C}_3$	$(\dot{C}_6 - \dot{C}_5) + (\dot{C}_8 - \dot{C}_7)$
Yakıt maliyeti, $\dot{C}_y$	$(\dot{C}_8 - \dot{C}_9) + \dot{m}_2(c_1^f e_1^f - c_2^f e_2^f)$ $+ \dot{m}_3(c_1^f e_1^f - c_3^f e_3^f)$	$\dot{C}_3 - \dot{C}_4$	$\dot{C}_1 + \dot{C}_2$	$\dot{C}_1 + \dot{C}_2$	$(\dot{C}_1 + \dot{C}_2) - (\dot{C}_3 + \dot{C}_4)$
Yardımcı denklikler	-	$C_4 = C_3$	-	-	$\frac{\dot{C}_6 - \dot{C}_5}{\dot{E}_6 - \dot{E}_5} = \frac{\dot{C}_8 - \dot{C}_7}{\dot{E}_8 - \dot{E}_7}$
Maliyet denklighinden hesaplanan	$C_2^{kim}, C_3^{kim}, C_4^{kim}, C_5^{kim}, C_4^f, C_5^f$	C_2	C_3	C_3	C_6 ve C_8

¹ $e_j^{kim} > e_1^{kim}$ ($j=2,3,4,5$) ve $e_4^f, e_5^f > e_1^f$, $e_2^f, e_3^f < e_1^f$ ² Isı değiştiricinin kullanım amacı soğuk akımı ısıtmaktır.

İşletme ve bakım maliyetleri de yapılan değerlendirmeyi sadeleştirmek açısından göz ardı edilebilir. Tasarım aşamasındaki bir sistemin termoeconomik performansı değerlendirilirken aşağıdaki kriterler göz önünde bulundurulur:

- Ekserjik verimlilik
- Ekserji aktarımı ve ekserji tahribi
- Ekserji tahrip oranı ve ekserji kaybı oranı
- İlk yatırım maliyeti, işletme ve bakım maliyeti ve bu ikisinin toplamı
- Ekserji aktarımı maliyeti ve ekserji tahribi maliyeti

Bağıl maliyet farkı (r_k), incelenen proses birimine ilişkin ürün ile yakıt birim ekserji maliyetleri arasındaki farkın yakıt birim ekserji maliyetine oranına eşittir.

$$r_k = \frac{c_{ü,k} - c_{y,k}}{c_{y,k}} = \frac{1 - \varepsilon_k}{\varepsilon_k} + \frac{\dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{OM}}{c_{y,k} \dot{\Xi}_{ü,k}} \quad (2.69)$$

Eksergoekonomik faktör (f_k) ise, yatırım maliyetinin ekserji tahribinin maliyeti ile yatırım maliyetinin toplamına oranıdır:

$$f_k = \frac{\dot{Z}_k^{CI}}{\dot{Z}_k^{CI} + \dot{C}_{T,k}} + \frac{\dot{Z}_k^{CI}}{\dot{Z}_k^{CI} + c_{y,k} \dot{\Xi}_{T,k}} \quad (2.70)$$

Bir sistemin maliyet etkinliğini geliştirmek için aşağıdaki yöntemin takip edilmesi önerilir [23], [29]:

- $\dot{Z}_k + \dot{C}_{T,k}$ toplamı kullanılarak, proses birimleri azalan maliyet sırasına göre dizilir.
- Bu toplamın büyük olduğu proses birimleri tekrar gözden geçirilir.
- $\dot{Z}_k$ ve $\dot{C}_{T,k}$ değerleri yüksek olan proses birimlerinin bağıl maliyet farkına dikkat edilir.
- Başlıca maliyet kaynağı göz önüne alınarak (ilk yatırım maliyeti ya da ekserji tahrip maliyeti) eksergoekonomik faktör değerlendirilir.

Faktör yüksek ise, proses birimlerinin verimliliğini ne ölçüde etkilediği göz önüne alınarak ilk yatırım maliyetinin azaltılması araştırılır.

Faktör düşük ise, ilk yatırım maliyeti artırılarak proses birimlerinin verimi artırılmaya çalışılır.

- Ekserji kaybına neden olan ve diğer proses birimlerinin ilk yatırım maliyetini ya da yakıt maliyetini azaltmayan tüm alt prosesler sistemden çıkarılır.
- Diğer birimlere göre daha düşük ekserjik verimlilik, daha yüksek ekserji tahribi ile ekserji tahribi oranına sahip olan proses birimlerinin ekserjik verimliliklerinin artırılmasına çalışılır.

Bu metodoloji uygulanırken termoekonomik değişkenlerin proses birimlerinin tipine göre değerlendirilmesi gerektiği unutulmamalıdır. Aynı tipte proses birimleri kendi arasında değerlendirilmelidir. Örnek olarak, ısı değiştiriciler kendi aralarında, pompalar ve türbinler kendi aralarında değerlendirilmelidir [23], [29].

PETROL ve RAFİNASYONU

Ulaştırma, sanayi, konut ve tarım alanlarında önemli bir enerji kaynağı ve aynı zamanda petrokimya sanayinin başlıca hammaddesi olarak kullanılan petrol, taş yağı anlamında olan adını, Latince’de taş anlamına gelen “petra” ile yağ anlamına gelen “oleum” sözcüklerinden almaktadır. Petrol, onu oluşturan karmaşık hidrokarbonların karışımı ve farklı bileşimlerde olmak üzere tortulu kayaların içinde gaz halde (doğal gaz), sıvı halde (ham petrol), yarı katı halde (bitüm) veya katı halde (asfaltit) olarak bulunur [56].

Petrolün arıtımı ile elde edilen petrol ürünleri ham petrol kadar karmaşık bir yapıya sahiptir. Destilasyon sonucu petrol türevi yakıtlar elde edilirken çok çeşitli işlemlerle plastikler, yağlar, sentetik lifler, deterjanlar, sentetik gübreler gibi pek çok ürünün üretiminde hammadde ya da destek madde olarak kullanılabilen petrol türevi petrokimya ürünleri elde edilir.

3.1 Petrolün Fiziksel ve Kimyasal Özellikleri

Ham petrolün kimyasal bileşimi oldukça karmaşık olduğundan, petrolün içerdiği bileşenlerin tamamının ayrıntılı analizi oldukça zordur. Ayrıca, dünyanın farklı coğrafi bölgelerinden çıkartılan petrolün kimyasal bileşimi farklılıklar gösterdiği gibi, aynı coğrafyada çıkarılan petrolün kimyasal bileşimi de çok farklı olabilir. Petrol genelde, yüksek oranlarda karbon ve hidrojen, düşük oranlarda kükürt, azot, oksijen gibi hidrokarbon olmayan bileşikler, ppm düzeyinde vanadyum, nikel, demir, bakır gibi iz metalik elementler ile bileşikler ve destile edilemeyen bileşiklerden oluşur.

Kükürt, % 0,05–6 (ağ.) arasında değişen içerikle miktar bakımından karbon ve hidrojenden sonra üçüncü sırada yer alır. Ham petrolün özgül ağırlığı arttıkça, genellikle

içindeki kükürt miktarı da artar. Petroldeki miktarı ağırlıkça % 2'den daha düşük olan oksijen, çoğunlukla ağır hidrokarbon moleküllerinin yapısında yer alır. Azot ise hemen hemen bütün ham petrolerde ağırlıkça % 0,5'den daha az oranlarda bulunur [57]. Ham petrolün genel elementel bileşimi Çizelge 3.1'de verilmektedir.

Petrol, genellikle kahverengi, koyu yeşil ya da siyah renktedir. Hafif (yüksek graviteli) petroler, açık kahverengi, sarı ya da yeşil renkte olurken; ağır (düşük graviteli) petroler, koyu kahverengi ya da siyah renkte olur.

Çizelge 3.1 Ham petrolün genel elementel bileşimi [57]

Element	%, ağı
Karbon	83,00 – 87,00
Hidrojen	10,00 – 14,00
Azot	0,10 – 2,00
Oksijen	0,05 – 1,50
Kükürt	0,05 – 6,00
Metaller (Ni, V,...)	<1000 ppm

İçeriğinde daha çok hafif hidrokarbonlar varsa, petrolün kokusu hafif olur; ancak, içeriğindeki doymamış hidrokarbonlar, kükürt, azot oranı arttıkça kokusu ağırlaşır. Petrol ve petrol ürünlerinin fiziksel özellikleri, aynı kaynakta bile olsa bulunma derinliğine göre değişen kimyasal bileşimine ve oluşum sırasındaki sıcaklık ile basınca bağlı olarak, geniş bir aralık içinde değişir.

3.1.1 Yoğunluk, Özgül Ağırlık ve API Derecesi

Petrolün yoğunluğu ve özgül ağırlığı, tüm diğer özelliklerin de olduğu gibi, kimyasal bileşimine bağlıdır; dolayısıyla, petrol içerisindeki toplam hidrokarbon oranı, gaz oranı, asfalt gibi ağır hidrokarbon bileşiklerinin oranı, kükürt oranı bu değerleri etkiler. Petrolün yoğunluk ve özgül ağırlık değerleri, petrolün kalitesi, aromatik, naftanik, parafinik karakterinin belirlenmesinde kullanılır. Özgül ağırlık aromatik petroler için yüksek değerlerde iken, parafinik petroler için düşük değerlerde olur. Bugün petrol endüstrisinde, petrolün özgül ağırlığı yerine bununla ters orantılı olan API (American Petroleum Institute) derecesi kullanılır. API derecesi büyüdükçe yoğunluk küçülür ve petrolün kalitesi yükselir. Petrol kuyuları API derecesi ile sınıflandırılır ve petrol fiyatları API derecelerine göre belirlenir. API derecesi, Eşitlik (3.1) ile hesaplanır.

$$API = \left(\frac{141,5}{\text{öz.ag.}(15,6^{\circ}\text{C})} \right) - 131,5 \quad (3.1)$$

Farklı kaynaklardan elde edilen petrolün kimyasal bileşiminin yanı sıra rengi, özgül ağırlığı ve viskozitesi gibi fiziksel özellikleri de çok farklılık gösterir. Petrol su ile karışmaz ve sudan hafiftir. Petrol özgül ağırlığına veya API derecesine ve akışkanlığına göre ağır, orta ve hafif petroller olarak sınıflandırılır.

Hafif Petrol	–	Özgül ağırlığı < 0,85	;	API derecesi > 30
Orta Petrol	–	Özgül ağırlığı 0,85 - 0,9	;	API derecesi 20 - 30
Ağır Petrol	–	Özgül ağırlığı 0,9 - 1,0	;	API derecesi 10 - 20

En hafif petrol olarak bilinen Rus petrolünün özgül ağırlığı 0,65 iken, en ağır petrol olarak bilinen Meksika petrolünün özgül ağırlığı 1,08 değerindedir [57]. Petrollerin API derecesine göre sınıflandırılma şekli Çizelge 3.2’de verilmektedir.

Çizelge 3.2 API derecelerine göre sınıflandırma [57]

	250-270°C		275-300°C	
Sınıf	API derecesi	Tür	API derecesi	Tür
Parafinik- Naftanik	>44,0	Parafinik	<20,0	Naftanik
Parafinik-Ara bölge	>40,0	Parafinik	20,1-29,9	Ara bölge
Parafinik	>40,0	Parafinik	>30,0	Parafinik
Ara bölge- Naftanik	33,1-39,9	Ara bölge	<20,0	Naftanik
Ara bölge	33,1-39,9	Ara bölge	20,1-29,9	Ara bölge
Ara bölge-Parafinik	33,1-39,9	Ara bölge	>30,0	Parafinik
Naftanik	<33,0	Naftanik	<20,0	Naftanik
Naftanik -Ara bölge	<33,0	Naftanik	20,1-29,9	Ara bölge
Naftanik - Parafinik	33,0	Naftanik	>30,0	Parafinik

Dünya petrolleri genel olarak 27°- 45° API derecesine sahiptir. Bazı petrollere ait özgül ağırlık ve API dereceleri Çizelge 3.3’te verilmektedir.

Çizelge 3.3 Bazı petrolere ait özgül ağırlık ve API dereceleri [57]

Ham Petrolün Çıkarıldığı Yer	Özgül Ağırlık	API Derecesi
Pensilvanya	0,800	45,4
Oklahoma	0,816	41,9
Teksas	0,827	39,6
İran	0,836	37,8
Suudi Arabistan	0,840	37,0
Irak	0,844	36,2
Kaliforniya	0,858	33,4
Kuveyt	0,860	33,0
Bahreyn	0,861	32,8
Venezuela	0,950	17,4

3.1.2 Viskozite

Petrolün viskozitesi de bileşimine göre değişir. Ağır bileşenlerin oranı arttıkça viskozite artar. Yüksek viskoziteli petrolün eldesinde ve taşınmasında zorluklar yaşanır. Ayrıca sıcaklık, basınç ve yüzey gerilim etkileri petrolün viskozite değerini etkiler. Bu nedenle, ham petrolün elde edilmesi, taşınması ve işlenmesi için duyulacak ihtiyaçların belirlenmesinde farklı koşullardaki viskozite değerlerinin bilinmesi çok önemlidir. Viskozite, yoğunluk ve API derecesinin hafif petrol, ağır petrol ve bitüm için değer aralıkları Çizelge 3.4’de gösterilmektedir.

Çizelge 3.4 Viskozite, yoğunluk ve API derecesinin hafif petrol, ağır petrol ve bitüm için değer aralıkları [57]

	Viskozite (cP)	Yoğunluk (kg/m ³)	API derecesi
Hafif Petrol	10 - 1.000	880 - 950	35 - 15
Ağır Petrol	1.000 - 100.000	950 - 1.000	15 - 10
Bitüm	100.000 - 1.000.000	>1.000	<10

3.1.3 Ham Petrol ve Kesirlerinin Analizi

Ham petrolün bileşimini (kesirlerini) belirlemek için çeşitli destilasyon yöntemleri uygulanır. Bu nedenle, petrol kesirlerinin kaynama aralığının bilinmesi çok önemlidir. Herhangi bir ham petrol numunesinin bileşimi genelde TBP (True Boiling Point) destilasyonu olarak adlandırılan gerçek kaynama noktası destilasyonu ile belirlenebilir. Bu yöntemde esas olarak, birçok kademedan oluşan ve yüksek geri akış oranı ile çalışan kesikli bir destilasyon işlemi uygulanır. Sıcaklık – hacimsel verim eğrisinde (TBP eğrisi)

herhangi bir noktadaki sıcaklık değeri hacimsel yüzde noktasındaki hidrokarbon bileşiminin gerçek kaynama noktasını gösterir. TBP destilasyonu zaman ve maliyet yönünden diğer yöntemlere göre dezavantajlıdır [58], [59].

TBP destilasyonu normalde sadece ham petrolerin analizi için kullanılır, petrol kesirlerinin analizinde kullanılmaz. Bunun yerine, hafif petrol ürünleri (benzin, nafta vs.) ve orta kesirlerin (gaz yağı ve dizel) analizi için geliştirilen ASTM-D86 hızlı destilasyon yöntemi kullanılır. Bu yöntemde, kaynatıcı haznesi ile yoğuşturucu arasında geri akış ve tepsi içermeyen hızlı kesikli destilasyon işlemi sürdürülür. Ağır petrol kesirlerinin analizi için ise düşük basınç (10 mm Hg) altında uygulanan ASTM-D1160 destilasyon yöntemi kullanılır.

Petrol kesirlerinin belirlenmesinde laboratuarda kullanılan diğer bir yöntem, EFV (Equilibrium Flash Vaporization) olarak adlandırılan denge flaş destilasyonu yöntemidir. TBP ve ASTM yöntemleri atmosferik basınçta veya vakum altında uygulanırken, EFV destilasyon işlemi vakum altında yapılır. Zaman ve maliyete bağlı olarak, ham petrol veya atmosferik kolon dip ürünü numunelerinin vakum kolonu beslemesi olarak değerlendirileceği zaman, EFV yöntemi uygulanır.

3.2 Petrol Rafinasyonu

Petrol rafinasyonu, çok karmaşık bir hidrokarbon karışımı olan petrolü, kullanılabilir hale getirme amacıyla, içindeki yabancı maddelerden temizleme ve başka daha az karmaşık hidrokarbon karışımlarına dönüştürme işlemidir. Rafinasyon sonucunda elde edilen ürünlerin özellikleri işlenen ham petrolün özelliklerine bağlı olarak değişir.

Petrol endüstrisi, ticari ilk sondaj kuyusunun Pensilvanya'da 1859'da açılması ve iki yıl sonra da petrolden gazyağının elde edilmesiyle başlamıştır. İlk rafineri 1860'de Pensilvanya'da basit destilasyon işlemi ile başlamış; daha sonra, vakum destilasyonu ile yüksek kaliteli yağlama ürünlerinin elde edilebileceği keşfedilmiştir [59]. 20. yüzyılın başından beri sürekli gelişen petrol rafinasyon teknolojisi bugün en üst düzeyine yaklaşmıştır. Bugünün karmaşık rafineri prosesleri tüketicinin talebi ve çevre politikalarına göre geliştirilmiştir. Pek çok prosesin ve işlemin standartlaştırıldığı bu sanayi dalında, daha yüksek yoğunluklu ve karbon sayılı olan siyah ve ağır ürünlerden

daha düşük yoğunluklu ve karbon sayılı olan beyaz ve hafif ürünlere dönüştürme (kraking) üniteleri, yakıt kalitesini iyileştirici kükürt giderme üniteleri ile kurşunsuz benzin bünyesindeki aromatikleri sınırlayan ve çevre emisyonlarıyla ilgili yasal düzenlemeler için gerekli olan oksitleyiciler MTBE (Metil Tertiyeer Bütil Eter), ETBE (Etil Tertiyeer Bütil Eter) ve TAME (Tertiyeer Amil Metil Eter) için üretim üniteleri prosese dahil edilmiştir.

Çizelge 3.5’de Dünya petrol ürünlerine ilişkin talep oranlarının yıllara göre değişimi verilmektedir.

Çizelge 3.5 Dünya petrol ürünleri talebinin (%) yıllara göre dağılımı [60], [61]

	1973	1990	2000	2010
Hafif ürünler	30	35	38	41
Orta	30	36	40	37
Ağır ürünler	40	29	22	22

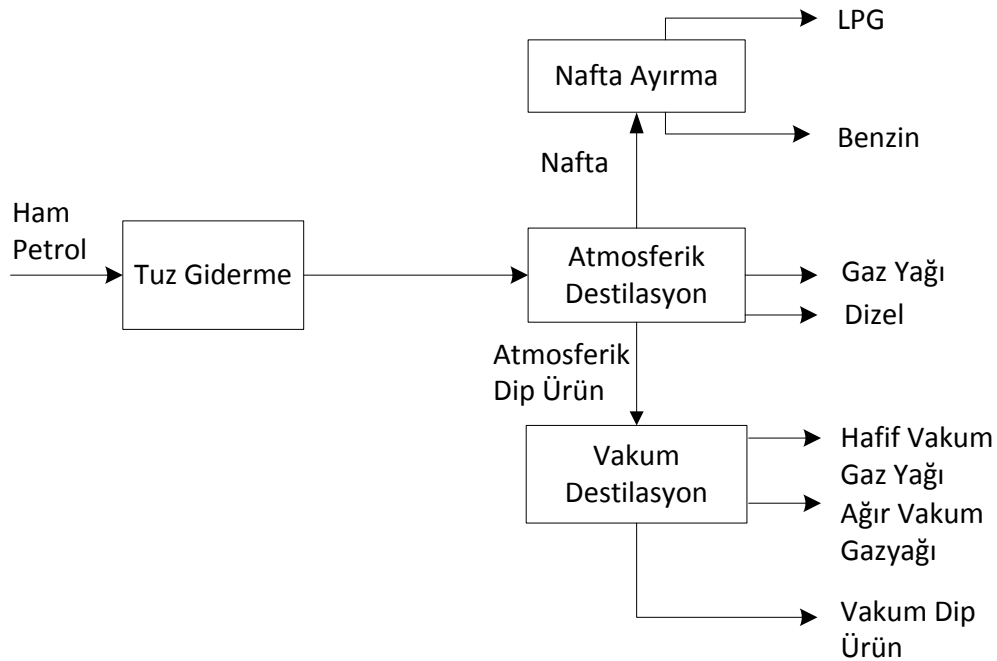
Petrol ürünleri talep oranları ülkeden ülkeye değişmektedir. Örneğin, 2009 yılına ait Türkiye’deki dizel ve benzin talepleri sırasıyla, %47 ve %6, ABD’dekiler ise sırasıyla %20 ve %45 olmuştur [62].

3.2.1 Destilasyon

Destilasyon, ham petrolün atmosferik ve vakum destilasyon kolonlarında hidrokarbon bileşikleri gruplarından oluşan ve belirli kaynama noktası aralıklarında sahip olan kesirlere ayrılması işlemidir.

Ham petrol, destilasyondan önce tuz giderme işleminden geçirilerek içerisinde bulunan ve korozyona sebep olabilecek tuzlardan ve metallerden arındırılır. Daha sonra atmosferik destilasyon kolonuna beslenen ham petrol, kullanım amaçlarına göre belirli kesirlere ayrıştırılır. Destilasyon sonucunda elde edilen ürünler Şekil 3.1’de gösterilmektedir. Atmosferik destilasyon kolonundan çıkan dip ürün, vakum destilasyon kolonunda kesirlerine ayrılır. Vakum kolonundan elde edilen ürünler rafineri yapısına göre kesirlerine ayrılırlar. Vakum kolonundan alınan ürünler yağlama yağı üretiminde ve/veya dönüşüm ünitelerinde daha hafif ürünler elde etmek için kullanılırlar. Atmosferik ve vakum destilasyon kolonlarında elde edilen ürünler, çeşitli

dönüşüm ve arıtma (kükürt giderme vs.) proseslerinden geçirilerek, harmanlama ünitelerine gönderilirler [60].



Şekil 3.1 Ham petrol destilasyon prosesi blok akım şeması [60]

3.2.2 Dönüşüm Prosesleri

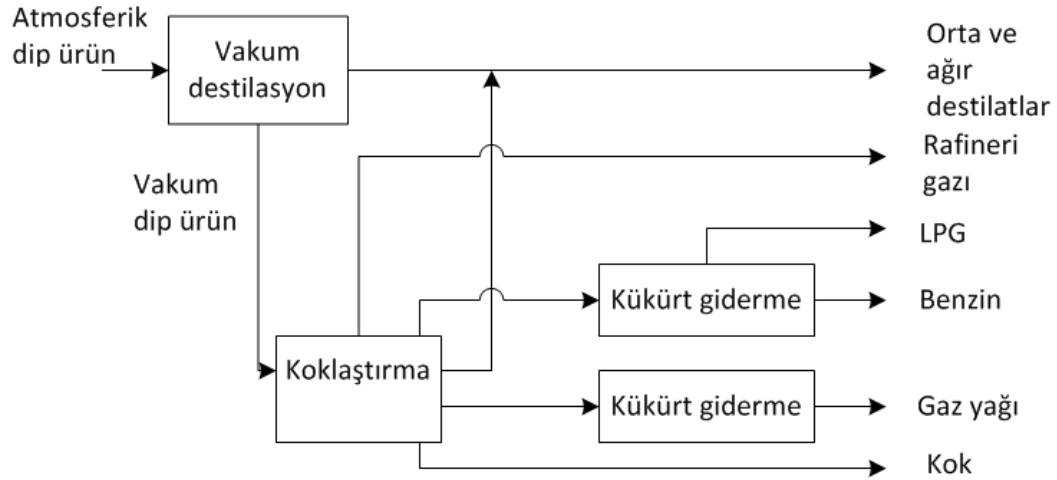
Dönüşüm prosesleri, hidrokarbon moleküllerinin büyüklük ve/veya yapılarının değiştirildiği işlemlerdir. Isıl ve katalitik parçalama (kraking) proseslerinde molekül büyüklükleri, reforming ve izomerizasyon proseslerinde ise molekül yapıları değiştirilir; alkilasyon prosesinde de oktan sayısı artırılır.

- **Parçalama Prosesleri**

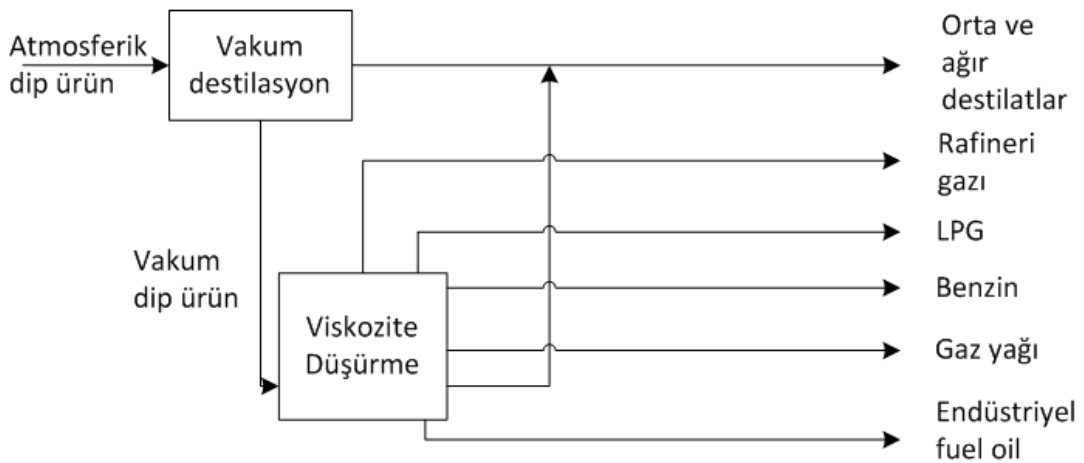
Isıl parçalama: Otomotiv endüstrisinin gelişmesi ve I. Dünya Savaşı, benzin motorlu araçların çoğalmasına ve buna paralel olarak da benzin talebinin hızla artmasına neden olmuştur. Ancak, destilasyon prosesleriyle elde edilen benzin miktarı az ve sınırlı olduğundan, 1913'de ısı parçalama prosesi geliştirilmiştir. Bu işlem uygulanarak, büyük moleküllü hidrokarbonlar içeren ağır bileşikler basınç ve ısı altında küçük moleküllü hidrokarbonlara dönüştürülmüş ve üretilen benzin miktarı arttırılmıştır.

Koklaştırma (coking): 1933 yılında geliştirilen diğer bir ısı parçalama teknolojisi koklaştırmadır [60]. Bu işlemde vakum destilasyonu dip ürününden daha hafif ürünler ve yüksek kalitede kok üretilmektedir. Elde edilen hafif ürünler, hidrojen ile muamele

edilerek içeriğindeki kükürt vb. maddelerden arındırılmakta ve nihai ürünlerin harmanlanmasında kullanılmaktadır (Şekil 3.2).



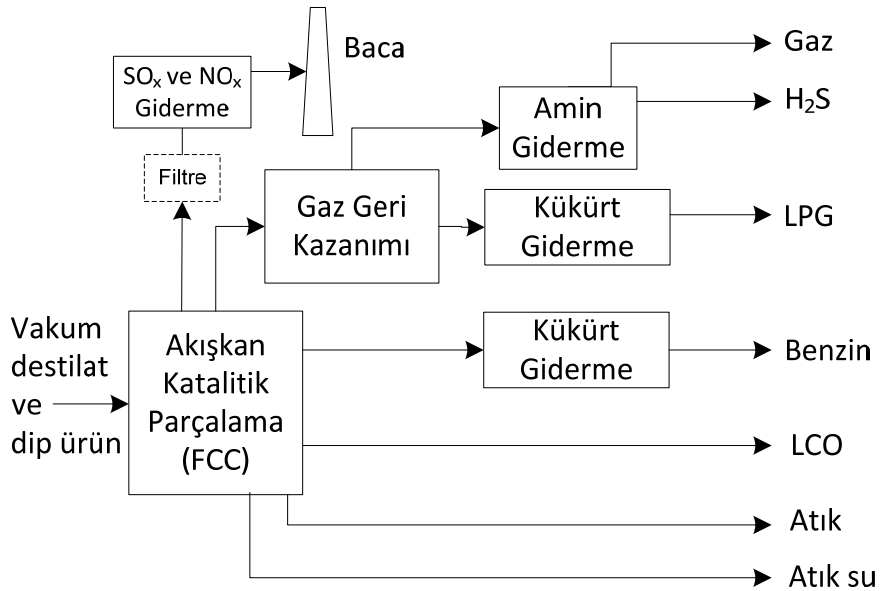
Viskozite düşürme (Visbreaking): Destilasyon dip ürünlerinin viskozitesini azaltarak akıcılığını arttırmak ve akma noktalarını düşürmek için 1939 yılında geliştirilen ısı parçalama işlemine viskozite düşürme (viscosity breaking) adı verilmektedir (Şekil 3.3). Bu işlem, ısı parçalama işleminin daha yumuşak şartlarda sürdürülen şeklidir. Atmosferik veya vakum distilasyon dip ürünleri, katalizörsüz ortamda ısı olarak parçalanarak gaz, nafta, destilatlar ve düşük viskoziteli fuel oil'e dönüştürülmektedir. Viskozite düşürme işleminden düşük oktanlı benzin, hidrokarbon gazları ve bir miktar orta destilatlar üretilmektedir [60]. Üretilen destilatlar, fuel oil viskozitesinin ayarlamasında kullanılmaktadır. Bunun amacı, fuel oil paçalında kullanılan motorin miktarının azaltılarak tasarruf sağlanmasıdır.



Akışkan katalitik parçalama (FCC; Fluid Catalytic Cracking): Kaynama noktaları yüksek olan hidrokarbonların (VGO, atmosferik dip ürünü gibi) akışkan yataklı katalitik bir reaktörde parçalanarak, kaynama noktaları düşük ancak piyasa değeri yüksek olan ürünlere dönüştürülme işlemidir. İşlemin başlıca amacı, yüksek oktanlı benzin ve diğer petrokimya ürünlerine hammadde olabilecek özellikte LPG üretmektir. Elde edilen ana ürünler:

- Alkilasyon, polimerizasyon ve MTBE, ETBE, TAME üretiminde hammadde olarak kullanılabilir sıvılaştırılmış gaz bileşenleri (propan, propilen, bütan vs.).
- Yüksek oktanlı benzin üretimi için uygun nafta.
- Hafif vakum destilata benzer fakat yüksek aromatik içerikli hafif döngü yağı (LCO).
- Yan ürünler olarak, rafineride yakıt olarak kullanılabilir gazlar ve ağır yağlar.

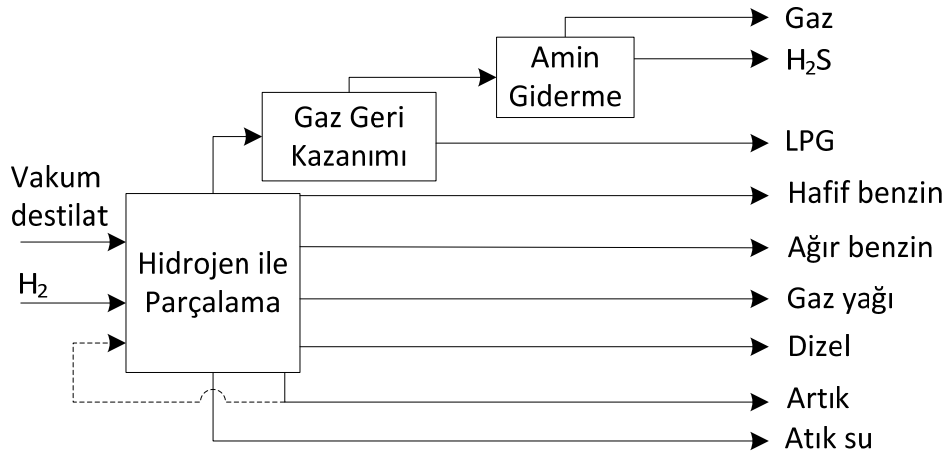
Parçalama reaksiyonu düşük basınçta ve 500-540 °C sıcaklıkta, gaz fazında katı katalizörler üzerinde gerçekleşir. Endotermik parçalama reaksiyonu için gerekli olan ısı, katalizörün rejenerasyonu işleminde üzerinde oluşan kokun yakılması sonucu açığa çıkan ısı ile karşılanır [56], [60]. FCC ünitesi ve ilişkili olduğu proseslerin blok akış şeması Şekil 3.4’de gösterilmektedir.



Şekil 3.4 Akışkan katalitik parçalama blok akış şeması [60]

Hidrojen ile parçalama (hydrocracking): Kaynama noktaları yüksek olan hidrokarbonların (VGO) yüksek hidrojen basıncı altında ve katalitik bir ortamda

parçalanarak kaynama noktaları daha düşük ama piyasa değeri daha yüksek olan ürünlere dönüştürülme işlemidir. Gerekli hidrojen rafineri gazları, doğal gaz ve naftadan üretilmektedir. İşlemin ana amacı nafta, gazyağı, jet yakıtı ve dizel yakıt üretmektir (Şekil 3.5).



Şekil 3.5 Hidrojen ile parçalama blok akış şeması [60]

- **Molekül Yapısı Düzenleme ve Oktan Sayısı Artırma Prosesleri**

İnsan sağlığı ve çevre ile ilgili kısıtların arttırılması, oktan sayısı artırıcı kurşun bileşiklerinin (TEL; Tetra Etil Kurşun) kullanımdan tamamen kaldırılması, benzin paçalında kullanılan bileşenlerin oktanlarının artırılmasını ve/veya yüksek oktanlı alkilat veya oksitleyicilerin (MTBE, ETBE ve TAME) katılmasını gerektirir. Kanserojen olması nedeniyle, insan sağlığını tehdit eden benzen ve aromatiklerin benzindeki oranları sınırlandırılmıştır. Bu kısıtlar, rafinerileri oktan sayısı yüksek, buna karşılık benzen ve aromatik içeriği düşük benzin bileşenlerine yöneltmiştir. Bu amaçla uygulanan başlıca prosesler aşağıda kısaca verilmektedir.

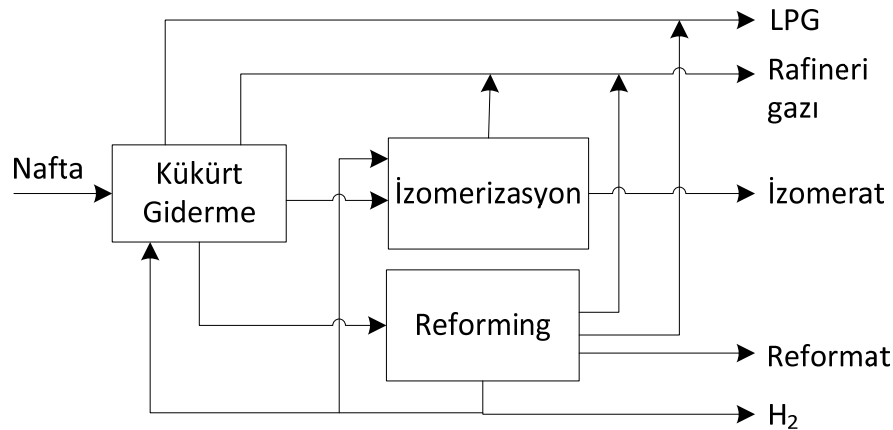
Katalitik reforming: Benzin üretimi için önemli bir prosestir; yüksek karbonlu parafin (C₇-C₈-C₉) içeren hafif petrol kesirlerinin platin katalizörü ile aromatik yapıli bileşiklere dönüştürülerek oktan sayısının artırıldığı bir prosestir. Katalitik reforming prosesi, düşük basınçta (2-5 bar) ve yüksek sıcaklıkta (510-530 °C) sürdürülür [60].

Katalitik reforming ünitesinin beslemesi, atmosferik destilasyon ünitesinden elde edilen ve kükürt gibi safsızlıklardan arındırılmış olan ağır nafta ve diğer dönüşüm

proseslerinden elde edilen nafta ve benzeri ürünlerden oluşur. Prosesten, reformata ek olarak, önemli bir yan ürün olan hidrojen ve az miktarda LPG de elde edilir.

İzomerizasyon: Reforming prosesini tamamlayan procestir. Bu proste, destilasyon ve dönüşüm ünitelerinden elde edilen düşük oktan sayılı hafif benzin bileşenlerinin (C_4 , C_5 , C_6) oktan sayısını yükseltmek için, normal parafinler ($n-C_4$) katalizör yardımı ile izoparafinlere ($i-C_4$) dönüştürülür. Elde edilen ürünler yüksek oktanlı benzin üretiminde ve alkilasyon prosesinde ham madde olarak kullanılır [60].

Katalitik reforming ve izomerizasyon proseslerinin blok akış şeması Şekil 3.6'da gösterilmektedir.



Şekil 3.6 Katalitik reforming ve izomerizasyon prosesleri blok akış şeması [60]

Alkilasyon: Hafif olefinlerden ($C_3=$, $C_4=$, $C_5=$) izobütan ilavesi ile yüksek oktanlı ürünlerin elde edildiği procestir. Bu proste, parçalama ünitelerinden elde edilen olefinler besleme olarak kullanılır ve sülfürik veya hidroflorik asidin katalizörü varlığında ekzotermik bir reaksiyon sonucunda $i-C_7$ ve $i-C_8$ izoparafinler elde edilir.

Alkilasyon prosesine birleşik olarak, alkol eklenerek izoolefinlerden ($i-C_4=$, $i-C_5=$) MTBE, ETBE ve TAME gibi oktan yükseltme maddeleri üretilir [60].

3.2.3 Arıtma Prosesleri

Arıtma proseslerinin amacı hidrokarbon akımlarını sonraki proseslere hazırlamak ve son ürünleri şekillendirmektir. Hidrokarbon olmayan maddelerin ve son ürünlerin özelliklerini etkileyen veya dönüşüm proseslerinin verimini düşüren safsızlıkların

uzaklaştırılması için çeşitli arıtma yöntemleri kullanılır. Safsızlıkların ve kirliliklerin uzaklaştırılması kadar aromatiklerin ve naftenlerin ayrılması ve uzaklaştırılması da bu işlemlerin amacı olabilir. Arıtma, çözünme, absorpsiyon, çöktürme, kurutma, hidrojen ile kükürt giderme, çözücü ile asfalt giderme, çözücü ekstraksiyonu ve çözücü ile mum giderme gibi işlemlerle fiziksel veya kimyasal ayırma şeklinde yapılabilir.

3.2.4 Harmanlama

Harmanlama, özel performans kriterlerinde ürünler elde etmek amacıyla hidrokarbon kesirlerini, katkı maddelerini ve diğer gerekli bileşikler, birleştirme ve karıştırma işlemidir. Harmanlama, rafineri işlemlerinin en son ve en kritik aşamasıdır. Örneğin, benzin ürünü, çeşitli proses ünitelerinden alınan bileşiklerin harmanlanmasıyla elde edilir ve karışımın oktan seviyesi, buhar basıncı değeri ile diğer özelliklerinin kullanım amacına göre belirlenmiş şartnamelere uygun olması gerekir. Ayrıca, madeni yağ, hidrojen üretimi ve MTBE üretimi de bu grup altında tanımlanır.

3.2.5 Destek Prosesleri

Hafif ürünlerin geri kazanılması, acı-su sıyırma, katı atıkları işleme ve atık suyu arıtma, proses suyu işleme ve soğutma, depolama ve taşıma, ürün hareketi, hidrojen üretimi, asit ve kuyruk (atık) gazı işleme ve kükürt elde etme işlemleri, destek prosesleri sayılabilir. Rafineride, yardımcı işlemler ve sistemleri olarak buhar ve güç üretimi, proses ve yangın suyu sistemleri, baca ve kurtarma sistemleri, fırınlar ve ısıtıcılar, pompalar ve valfler, gaz (buhar, hava, azot ve diğer fabrika gazları) sağlama sistemleri, alarmlar ve sensörler, gürültü ve kirlilik kontrolleri, örnek alma (testler ve kontroller) sistemleri yanı sıra, laboratuvar, kontrol odası, bakım ve idari binalar yer alır.

3.3 Ham Petrol Ürünleri

Ham petrolün rafine edilmesi ile daha değerli ürünler elde edilir. Bu ürünler genel olarak şu şekilde sıralanır: rafineri gazı, sıvılaştırılmış petrol gazı (LPG), benzin, nafta, uçak yakıtı, kerosen/dizel, fuel oil, vaks, yağlayıcı yağ, asfalt, kok [57]. Bu ürünlerin bir kısmı, petrokimya sanayiinde plastik, sentetik lifler, sentetik kauçuk, deterjan ve

kimyasal gübreler gibi maddelerin üretiminde proses hammaddesi veya destek maddesi olarak kullanılır.

Rafineri gazı, sıvılaştırılmış petrol gazı (LPG), benzin, nafta, uçak yakıtı, kerosen/dizel ve fuel oil gibi bir kısmı ise yakıt olarak kullanılır. Bu yakıtlar, motorlarda itki gücü oluşturmak için kullanılanlar ve fırınlarda, enerji santrallerinde ısı üretiminde kullanılanlar şeklinde sınıflandırılırlar. Vaks, yağlayıcı yağ, asfalt ve kok, yakıt dışında farklı şekillerde kullanılan petrol ürünleridir.

Petrol türevi yakıtlar destilasyon ürünü halinde doğrudan kullanılmazlar. Kullanım alanına göre, gerek yanma performansını, gerekse depolanmasını ve taşınmasını iyileştirmek için bazı katkı maddeleri katılır. Bunlar genel olarak antioksidanlar, yüzey aktif maddeler, donma noktası düşürücüler, pas önleyicilerdir. Çizelge 3.6'da rafineri ürünlerinin karbon içerikleri ile alt ve üst kaynama noktaları verilmiştir.

Çizelge 3.6 Rafineri ürünlerinin karbon sayısı ve kaynama noktası değerleri [57]

Rafineri Ürünleri	Karbon Sayısı Alt Sınırı	Karbon Sayısı Üst Sınırı	Alt Kaynama Noktası (°C) (1 atm)	Üst Kaynama Noktası (°C) (1 atm)
Rafineri Gazı	C1	C4	-161	-1
LPG	C3	C4	-42	-1
Benzin	C4	C12	-1	216
Nafta	C5	C17	36	302
Uçak Türbin Yakıtı	C8	C16	126	287
Kerosen/Dizel	C8	C18	126	258
Fuel Oil	C12	>C20	216	421
Vaks	C17	>C20	302	>343
Yağlayıcı Yağ	>C20		>343	
Asfalt	>C20		>343	

*Karbon sayısı ve kaynama noktasının belirlenmesi çok zordur, verilen değerler örnek olarak verilmiştir.

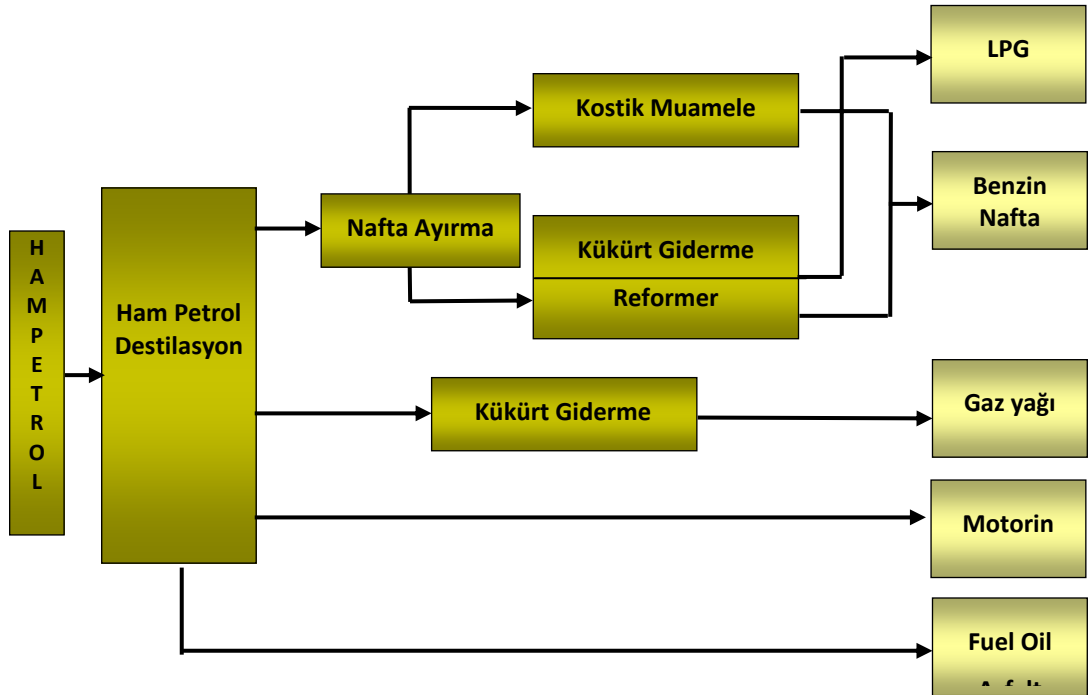
3.4 Rafineri Tipleri

Bir rafinerinin tipi, içerdiği ünite tiplerine ve ürettiği ürün çeşitlerine göre sınıflandırılırlar [58]. Petrol rafinerileri, işlevleri ve elde edilen ürünler bakımından genel olarak üç gruba ayrılırlar.

- **Basit Tip Rafineriler**

Bu tip rafineriler, yakıt olarak kullanılabilecek ürünleri en az maliyette elde etmek ve satılabilir hale getirmek amacıyla kurulan basit tesislerdir. Bu tip rafinerilerde atmosferik destilasyon kolonu ve bu kolondan elde edilen ürünleri kullanılabilir hale getirmek için kükürt giderme ve oktan sayısı artırma üniteleri bulunmaktadır. Bu tip rafinelerden LPG, normal ve süper benzin ile gazyağı, dizel, kalorifer yakıtı ve fuel oil elde edilmektedir.

Basit tip rafineriye örnek olarak TÜPRAŞ Batman Rafinerisi verilebilir. Yerli ham petrol kaynağına yakınlık avantajına sahip olan TÜPRAŞ Batman Rafinerisi (Şekil 3.7), dönüşüm ünitelerinin bulunmaması nedeniyle, basit bir konfigürasyona sahiptir ve Nelson kompleksitesi 1,83'tür [63]. Batman rafinerisinde, 2009 yılında 642 bin ton ham petrol işlenmiş ve ağırlıklı olarak asfalt ve motorinden oluşan yaklaşık 614 bin ton ürün elde edilmiştir.

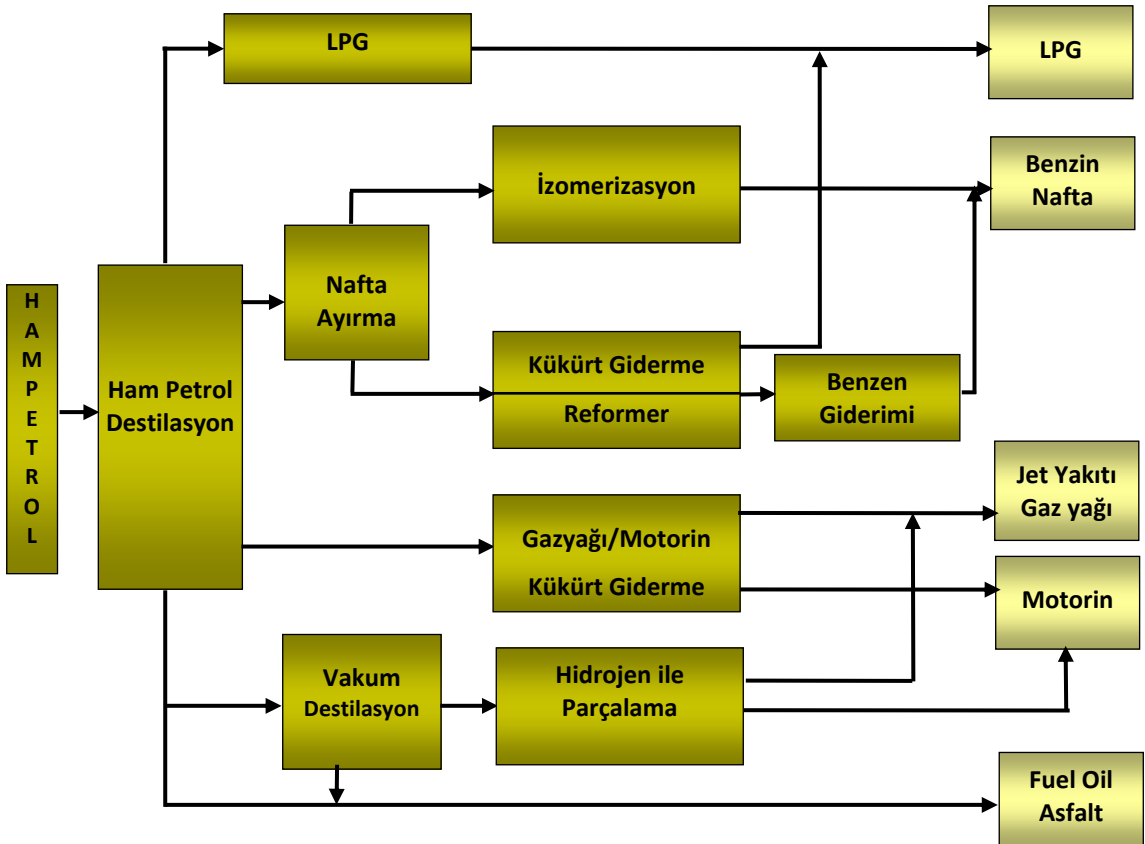


Şekil 3.7 TÜPRAŞ Batman rafinerisi genel akış şeması

- **Parçalama Tipi Rafineriler**

Parçalama tipi rafineriler, atmosferik destilasyon kolonundan elde edilen dip ürünün işlendiği vakum destilasyonu kolonunda parçalama ünitelerine beslenebilecek ham maddelerin (hafif vakum ve ağır vakum gazyağı) üretildiği rafinerilerdir. Elde edilen ürünler çeşitli iyileştirme ünitelerinden geçirilir ve nihai yakıtlar elde edilir.

Başta Ankara olmak üzere İç Anadolu, Doğu Akdeniz ve Doğu Karadeniz bölgelerindeki birçok ilin petrol talebini karşılamak amacıyla 1986 yılında kurulan TÜPRAŞ Kırıkkale Rafinerisi (Şekil 3.8) parçalama tipi rafineriye örnektir. Hidrojen ile parçalama, izomerizasyon, dizel kükürt giderme ve CCR reformer üniteleri eklenerek ile genişletilmiş, TÜPRAŞ Kırıkkale rafinerisi Nelson kompleksitesi 6,32 olan ve Akdeniz standartlarına göre orta düzeyde bir rafineridir. Kırıkkale rafinerisinde 2009 yılında, ana ürünler LPG, benzin, jet yakıtı, gazyağı, motorin, fuel oil ve asfalt olmak üzere, oluşan yaklaşık 2,8 milyon ton petrol ürünü üretilmiştir [63].



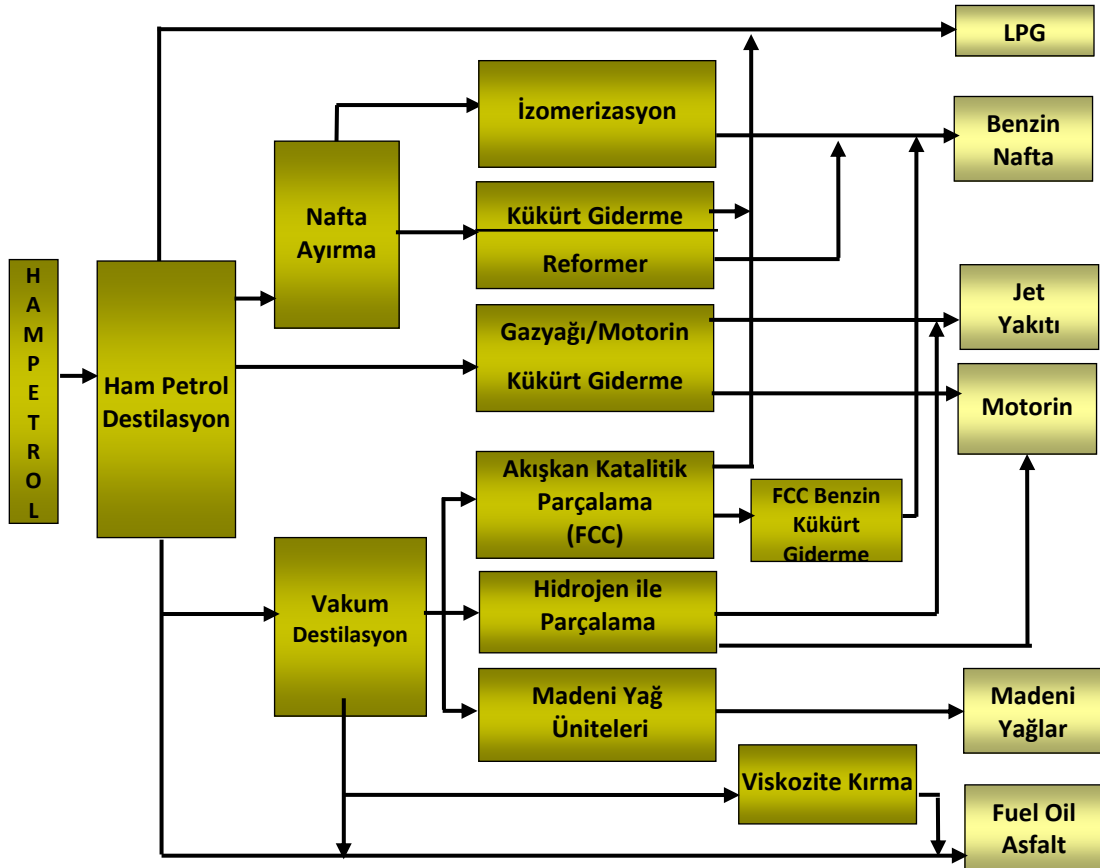
Şekil 3.8 TÜPRAŞ Kırıkkale rafinerisi genel akış şeması

- **Kompleks ve madeni yağ rafinerileri**

Kompleks rafineriler hem ürün çeşidi bakımından, hem de kapasite bakımından en büyük rafinerilerdir. Bu rafinerilerde birden fazla atmosferik ve vakum üniteleri, kraking, reforming, koklaştırma, madeni yağ, alkilasyon vs. üniteleri bulunur.

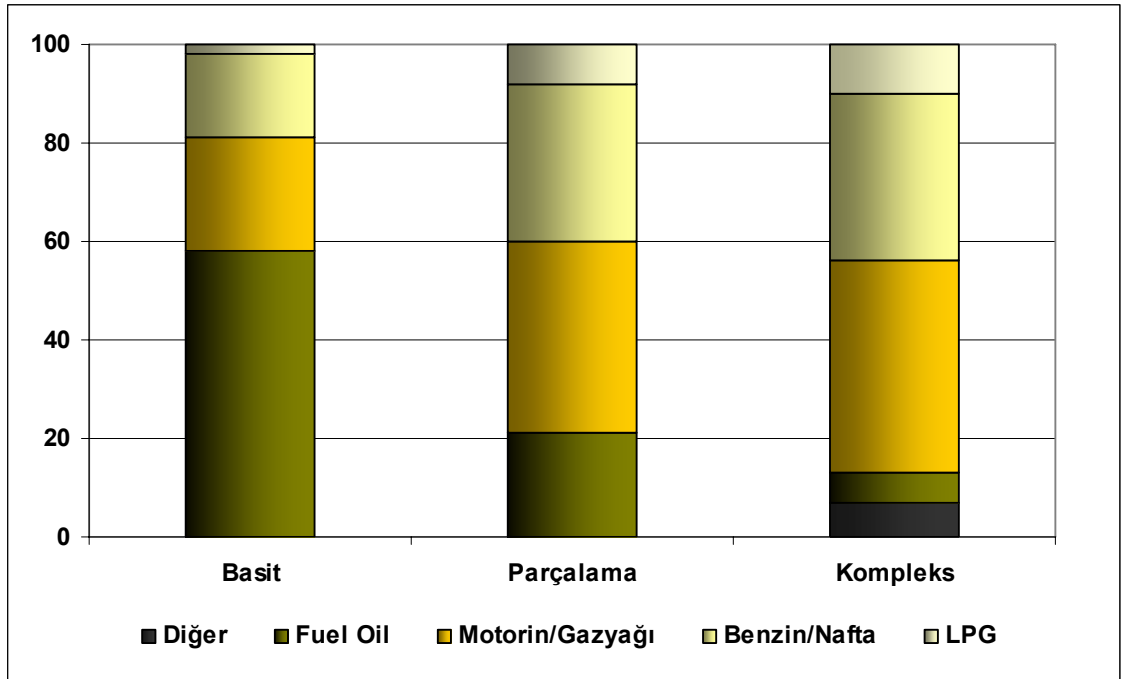
Bu tip bir rafineri olan TÜPRAŞ İzmir Rafinerisi (Şekil 3.9), 1972 yılında Türkiye'nin artan petrol ürünleri talebini karşılamak amacıyla 3 milyon ton/yıl ham petrol işleme kapasitesi ile üretime başlamış ve o tarihten bu yana, önemli kapasite artırımları ve ünite modernizasyonlarıyla 2007 yılı itibariyle kapasitesini 11 milyon ton/yıl'a ulaştırmıştır.

Türkiye'de 300.000 ton/yıl kapasiteli makine yağları üretim tesisine sahip tek rafineri olan İzmir Rafinerisi 7,66 Nelson kompleksitesine sahiptir. 2009 yılında % 52'si ham petrol olmak üzere ithal edilip şarja verilen ürünlerle beraber, % 67 kapasite kullanımı gerçekleştirmiştir. Ana ürünler olarak LPG, nafta, benzin, jet yakıtı, motorin, madeni yağ, kalorifer yakıtı, fuel oil, asfalt, vaks gibi satılabilir 6,9 milyon ton petrol ürünü üretilmiştir [63].



Şekil 3.9 TÜPRAŞ İzmir rafinerisi genel akış şeması

Rafineri tiplerine göre ağır ham petrolden (27 API) üretilen ürün yüzdeleri Şekil 3.1’de verilmektedir [64].



Şekil 3.10 Rafineri tiplerine göre ham petrolden elde edilen ürünlerin karşılaştırılması

BÖLÜM 4

HAM PETROL DESTİLASYON ÜNİTESİNİN TANITILMASI

Çok çeşitli molekül ağırlığı ve kaynama noktasına sahip hidrokarbonların bir araya gelmesinden meydana gelmiş bir karışım olan ham petroldeki hidrokarbonların kaynama noktalarındaki fark çok küçük olduğundan, onları saf olarak ayırmak mümkün değildir. Bunun için, ham petrol, belirli bir kaynama sıcaklığı aralığına sahip olan kısımlara ayrılmaktadır (Çizelge 4.1). Bu işleme kesirleme (*fraksiyonlama*) denir.

Çizelge 4.1 Tipik ham petrol kesirleri kaynama aralıkları [65]

Fraksiyon	Kaynama aralıkları (K)	
	ASTM	TBP
Bütan ve daha hafif gazlar		
Hafif nafta (LSRN)	305-378	305-378
Ağır nafta (HSRN)	355-478	355-478
Kerosen	439-555	439-555
Hafif gaz yağı (dizel) (LGO)	489-611	489-611
Atmosferik gaz yağı (AGO)	561-716	561-716
Vakum gaz yağı (VGO)	672-839	672-839
Vakum dip ürün (VR)	839+	839+

4.1 Ham Petrol Destilasyonu

Ham petrolün rafinasyon prosesinde ilk aşama, ham petrol destilasyon ünitesidir. Ham petrolün ayrılması iki aşamada gerçekleşir: önce atmosferik basınç altında kaynama noktası düşük hafif kesirlerine ayrılır; daha sonra yüksek kaynama noktalarına sahip kesirlerden oluşan dip ürün, vakum altında çalışan ikinci bir destilasyon kolonuna gönderilir. Ayırma işlemi iki ayrı kademede yapılmazsa, kaynama noktası yüksek olan kesirleri atmosferik koşullarda buharlaştırmak için gerekli olan yüksek sıcaklık,

kaynama noktası daha düşük olan kesirlerin ısı bozunmasına ve kok oluşumundan dolayı ekipmanın kirlenmesine neden olur.

Ham petrolün tuz içeriği % 0,2 (ağ) 'den yüksek ise, korozyonu ve kirlenmeyi önlemek için tuz giderme işlemi yapılır. Aksi taktirde ısı aktarımının olduğu yüzeylerde tuz birikir ve sistem ekipmanları kısa zamanda kullanılamaz hale gelir. Bunun yanı sıra, ham petrolde bulunan bazı metaller katalitik proseslerde kullanılan katalizörlerin aktifliğini azalttığı için, tuz giderme işlemi ile bu metaller de uzaklaştırılır.

Ham petrol tuzlardan ve metallere arındırıldıktan sonra (desalting), atmosferik destilasyon ünitesinde LPG, hafif nafta (LSRN), ağır nafta (HSRN), kerosen, hafif dizel, ağır dizel ve atmosferik dip kesirlerine ayrılır. Atmosferik destilasyon kolonundan alınan dip ürün vakum destilasyon kolonuna beslenerek hafif vakum gaz yağı (LVGO), ağır vakum gaz yağı (HVGO) ve vakum dip ürün (VR) kesirleri elde edilir. Elde edilen bu ürünler rafinerideki diğer ünitelerin (dönüşüm, kükürt giderme vs.) şarjını oluştururlar ve piyasaya sunulabilecek ürünler haline getirilirler.

Atmosferik basınçta destilasyon, petrol rafinasyonunun ilk büyük ve önemli işlemidir. Elde edilecek kesirlerin miktarları işlenen ham petrolün özelliklerine ve türüne bağlıdır.

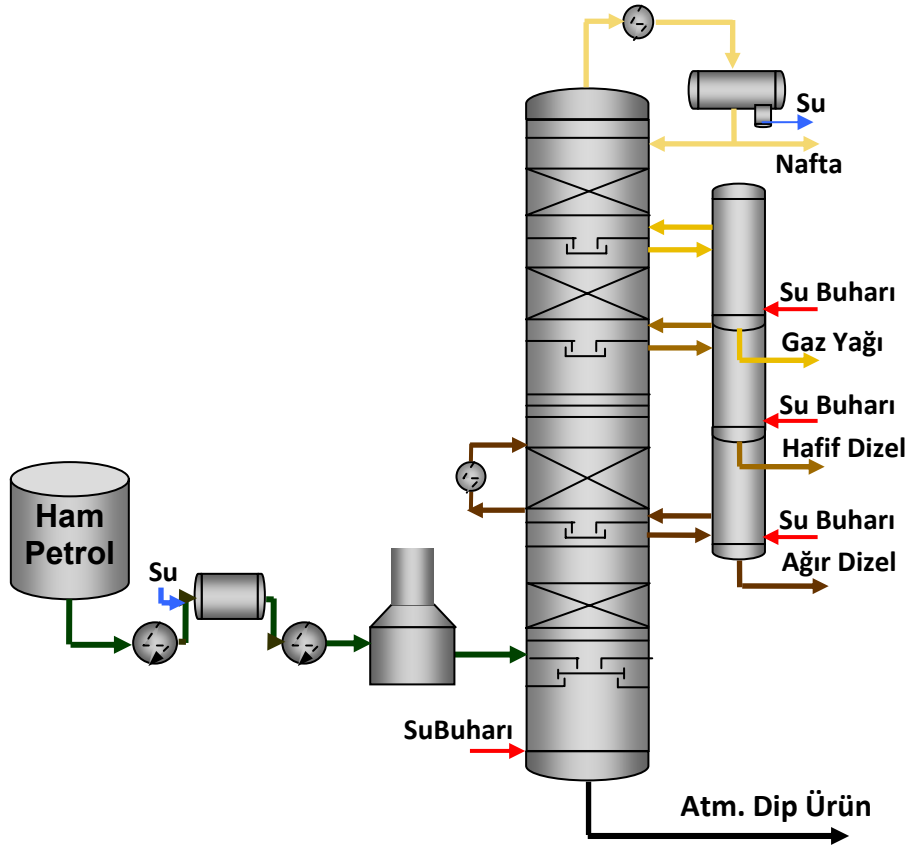
1860-1880 yılları arasında ham petrolün arıtımı için kesikli tip destilasyon kullanılmıştır. İşlenen ham petrolden yağlama yağları ve aydınlatma için gazyağı (kerosen) elde edilmiş, hafif ürünler ise destilasyon kazanlarını ısıtmak için fırınlarda yakıt olarak kullanılmıştır [66].

1880'li yıllardan sonra sürekli tip destilasyon üniteleri kullanılmaya başlanmıştır. Eski tip rafinerilerde ham petrolün sürekli destilasyonu, bir seri yatay, silindirik ve dışarıdan alev ile ısıtılan kaynatıcıda yapılmıştır. Kaynatıcılar, petrolün yerçekimi kuvveti ile birinci kaynatıcıdan en sondaki kaynatıcıya akabilecek şekilde yerleştirilmiştir. Ham petrol sürekli olarak elde edilen ürünler ile ön ısıtılarak sisteme beslenmiştir. En hafif kesir ilk kaynatıcıdan alınmış, geri kalan karışım sırayla diğer kaynatıcılardan geçirilmiştir. Daha sonra, daha iyi ayırma yapabilmek için kaynatıcılar tepsili kolonlar ile desteklenmiştir [67].

1900'lü yıllarda petrol rafinerilerinde yatay kaynatıcıların yerini, işletimi ve kurulumu daha düşük maliyetli olan "pipe still" denilen borulu kaynatıcı veya borulu ısıtıcı fırınlar

ile birlikte kullanılan kısmi yoğusturuculu destilasyon kolonları almıştır. Fırınlarda besleme sıcaklığına kadar ısıtılan ham petrol, daha sonra bir veya bir seri destilasyon kolonundan geçirilerek fraksiyonlarına ayrılmıştır.

Günümüzde, ham petrolün destilasyonu sürekli çalışan modern destilasyon kolonlarında gerçekleştirilmektedir (Şekil 4.1).



Şekil 4.1 Atmosferik destilasyon sistemi.

Bir destilasyon kolonu, besleme giriş noktasının altındaki sıyırma bölümü ve besleme giriş noktasının üstündeki zenginleştirme bölümünden oluşur. Ham petrol kolondan çıkan sıcak ürün akımları ile ön ısıtmaya tabi tutulur ve tuz giderme işleminden geçirilir. Daha sonra, ısıtma fırınlarında (pipe still) kolon besleme sıcaklığına (330-350 °C) kadar ısıtılarak atmosferik destilasyon kolonuna beslenir. Atmosferik destilasyon kolonunun tepesinden alınan nafta ürünü daha hafif bileşenlerine ayrılması için nafta sıyırma ve bütan giderme kolonlarına besleme olarak verilir. Atmosferik dip ürünü haricindeki diğer sıvı ürünler sıyırma kolonlarında içerdikleri daha hafif bileşenlerden ayrılır, diğer

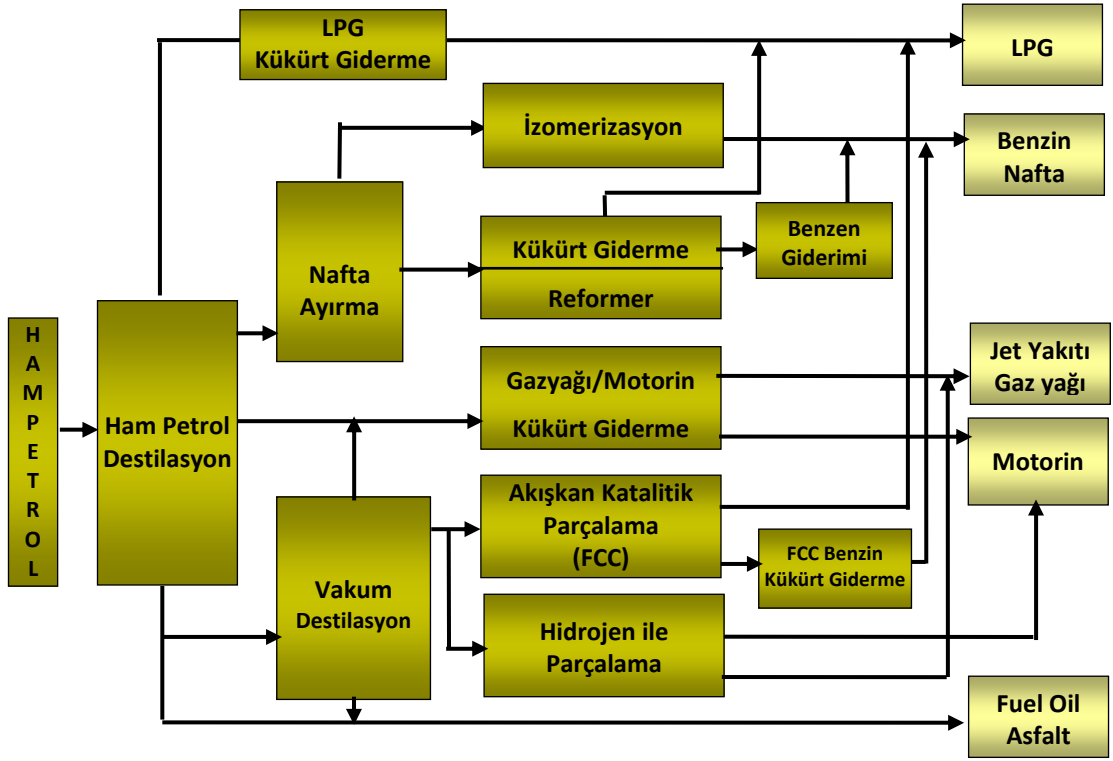
ünitelere besleme olarak verilir. Sıyırma kolonlarından çıkan buharlar destilasyon kolonuna geri beslenir. Ayrıca, destilasyon kolonundaki ısı dengesini sağlamak ve daha iyi bir ayırma yapmak için, çeşitli soğuk geri döngü akımları (riflaks, pump-around) kullanılır. Atmosferik destilasyon kolonunda sıyırma bölgesindeki buharlaştırma, kolona yapılan basınçlı su buharı beslemesi ile yapılır. Su buharı, ortamdaki kısmi buhar basıncını düşürerek, karışımdaki daha hafif maddelerin buharlaşmasına yardımcı olur. Atmosferik destilasyon kolonunun dip kısmından alınan atmosferik dip ürünü, ısıtılarak vakum destilasyon kolonuna beslenir ve daha hafif kesirlerine ayrılır.

4.2 TUPRAŞ İzmit Rafinerisi

TUPRAŞ İzmit rafinerisi üretime 1961 yılında 1 milyon ton/yıl ham petrol işleme kapasitesi ile başlamış, yıllar boyunca gerçekleştirilen önemli kapasite artırımları ve beyaz ürün verimliliğini artırıcı modernizasyon çalışmaları sonucunda tasarım kapasitesi 11 milyon ton/yıl'a ulaşmıştır.

Türkiye petrol ürünleri tüketiminin yaklaşık %40'ının gerçekleştiği tüketim merkezinin odağında yer alan İzmit Rafinerisi, yeni ünitenin devreye girmesiyle birlikte, 2009 yılından itibaren uygulanan AB normlarına uygun Euro-V standartlarında üretim yapabilir hale gelmiştir. Rafineriler için gelişmişlik göstergesi olan Nelson Kompleksitesini de 7,78'e yükselterek, Akdeniz havzasının en gelişmiş rafinerileri arasında yer almaktadır.

İzmit Rafinerisi, 2009 yılında 7,8 milyon ton ham petrol işleyerek %71, ithal edilip şarja verilen ürünlerle beraber ise %75 kapasite kullanımı gerçekleştirmiştir. Ana ürün olarak LPG, nafta, kurşunsuz benzin, jet yakıtı, gazyağı, motorin, HVGO, kalorifer yakıtı, fuel oil ve asfalttan oluşan 7,7 milyon ton petrol ürünü üretilmiştir. Rafineride 2009 yılında 9,9 milyon ton ürün satışı gerçekleştirilmiş, jet yakıtı, solvent ve motorin satışlarında tüm zamanların rekoru kırılmıştır. Şekil 4.2'de TUPRAŞ İzmit rafinerisinin blok akış şeması verilmektedir.



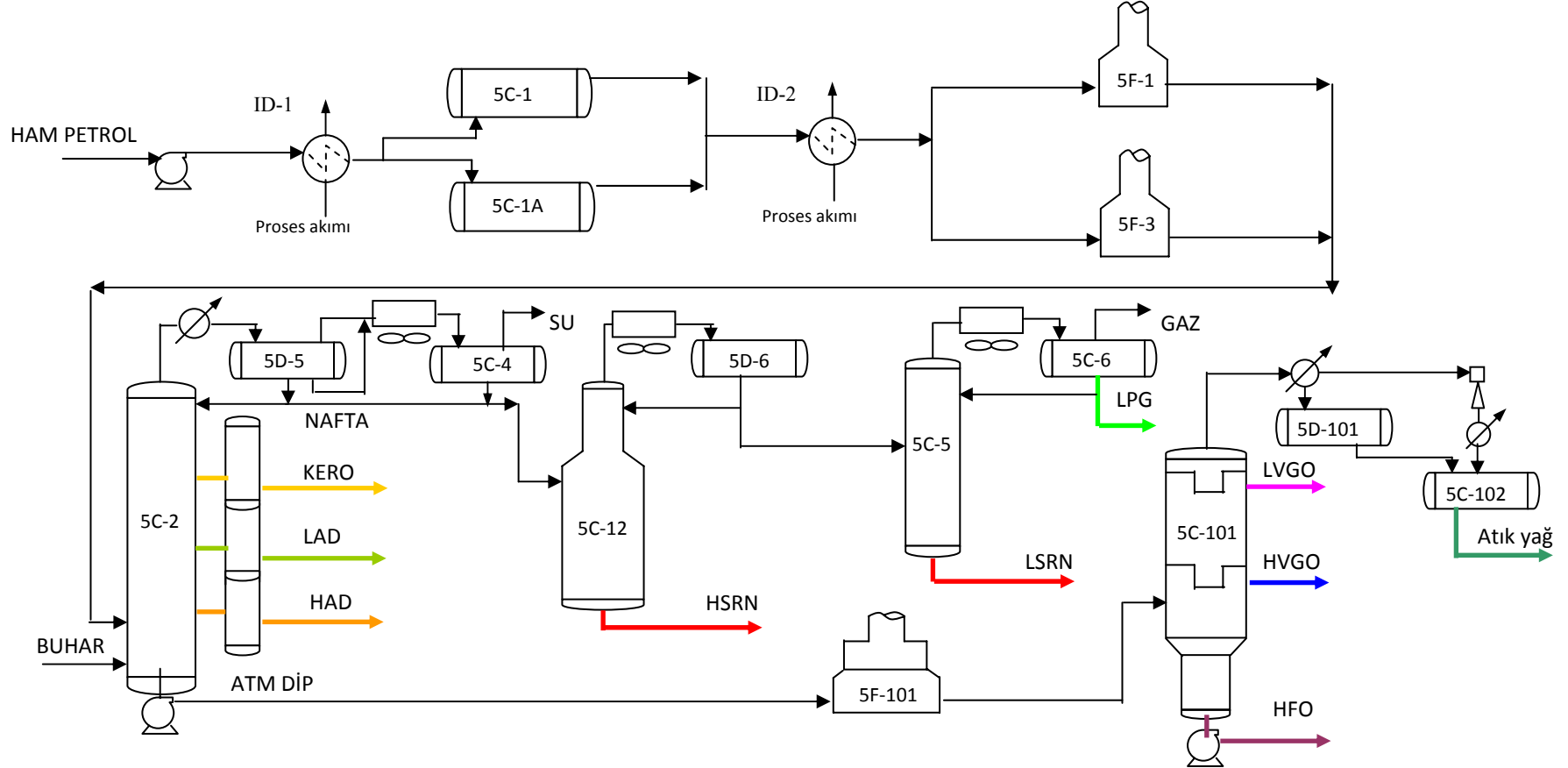
Şekil 4.2 TÜPRAŞ İzmit rafinerisi blok akış şeması

4.3 TÜPRAŞ İzmit Rafinerisi Ham Petrol Destilasyon Ünitesi

TÜPRAŞ İzmit rafinerisindeki ham petrol destilasyon tesisinin (Plant-5) genel akış şeması Şekil 4.3’de gösterilmektedir. Ham petrol, içindeki tuzun giderilmesi için tuz gidericilere (desalter) alınmadan önce, gerekli sıcaklığa ulaşması için atmosferik kolonun tepesinden çıkan nafta buharı ve ağır dizel (HAD) geri akış akımları ile ısıtılır (ID-1). Tuz giderme işleminden sonra, ham petrol tekrar bir dizi ısı değiştiriciden (ID-2) geçirilerek ısıtılır. Isıtma için atmosferik kolondan ve vakum kolonundan çıkan ürünlerin duyulur ısıları kullanılır. Son olarak ham petrol, ısıtma fırınlarına (5F-1 ve 5F-3) pompalanır, ayırma için gerekli olan sıcaklığa (330-350 °C) ısıtılır ve atmosferik destilasyon kolonuna beslenir.

Atmosferik destilasyon kolonu, kısmen tepsili ve kısmen de dolgu kademelerden oluşmaktadır. Kolonun dip basıncı 3,1; tepe basıncı ise 2,5 atm’dir. Kolon sıcaklığı besleme bölgesinde 330°C, dip kısmında 315–320°C, tepe kısmında ise 170-180°C arasındadır. Kolona sürekli olarak, petrol ile temas eden ve ısıtma görevi olan 340–360°C’da ve 4,4 atm basınçta kızgın su buharı beslenir. Ham petrolün içinde bulunan düşük molekül ağırlığına sahip ürünler, kolonun tepesinden alınır.

5C-2	ID-1	5D-5	5C-1 ve 5C-1A	5C-4	5C-12	5D-6	ID-2	5C-5	5F-101	5F-1 ve 5F-3	5C-6	5C-101	5D-101	5C-102
Atmosferik destilasyon kolonu	1.Grup ısı değıştircisi	Yoğuşturucu	Tuz gidericiler	Ürün-Su ayırma tankı	Nafta sıyırma kolonu	Yoğuşturucu	2.Grup ısı değıştircisi	Bütan giderme kolonu	Isıtma fırını	Isıtma fırınları	LPG – gaz ayırıcı	Vakum kolonu	Vakum yoğuşturucu	Artık yağ su ayırma tankı



Şekil 4.3 TÜPRAŞ İzmit rafinerisi ham petrol destilasyon ünitesi akış şeması

Kolonda aşağıya doğru inildikçe, daha yüksek molekül ağırlığına sahip ürünler elde edilir. Sıvı fazı kolonun belirli yerlerinde bulunan ürün çekiş tepsilerinde toplanır ve kolondan çekilir. Kolondan çekilen yan ürünler, ürün sıyırma kolonlarında su buharı ile sıyrılırlar. Sıyırma işlemleri ile herhangi bir ürün içinde bulunan daha düşük molekül ağırlığına sahip olan hidrokarbonlar atmosferik kolona döndürülür.

Ham petrol atmosferik destilasyon sisteminde nafta, kerosen (KERO), hafif dizel (LAD) ve ağır dizel (HAD) olarak ayrılır. Atmosferik kolonunun tepesinden çıkan nafta buharı 1. ısı değiştirici grubunda (ID-1) ham petrol ısıtırken soğur, bir kısmı kolona geri verilir, diğer kısmı ise nafta sıyırma kolonuna (5C-12) beslenir. Burada, nafta akımında bulunan gazlar ayrılarak bütan giderme kolonuna (5C-5) gönderilir. Nafta sıyırma kolonun dip ürünü olan ağır nafta (HSRN) n ısıtma işleminde kullanılarak soğutulur ve tanka gönderilir. Nafta sıyırma kolonundan alınan ve bütan giderme kolonuna verilen gaz karışımı, sıvı petrol gazı (LPG) ve hafif nafta (LSRN) olarak iki ürüne ayrılır.

Beslemenin yaklaşık %40-50'sini oluşturan dip rn (ATM DİP) atmosferik ana kolonun altından alınarak ısıtma fırınına (5F-101) pompalanır. Gerekli sıcaklığa getirilen dip ürün, vakum kolonuna (5C-101) beslenir. Vakum kolonundan hafif vakum gazyağı (LVGO) ve ağır vakum gazyağı (HVGO) olarak iki ürün alınır. Vakum kolonunun altından asfalt ve ağır yakıt yağından oluşan bir karışım (HFO) alınır ve gerekli işlemlere tabii tutularak depolanır.

DESTİLASYON ÜNİTESİNİN BENZETİMİ, İLGİLİ BULGULAR VE TARTIŞMA

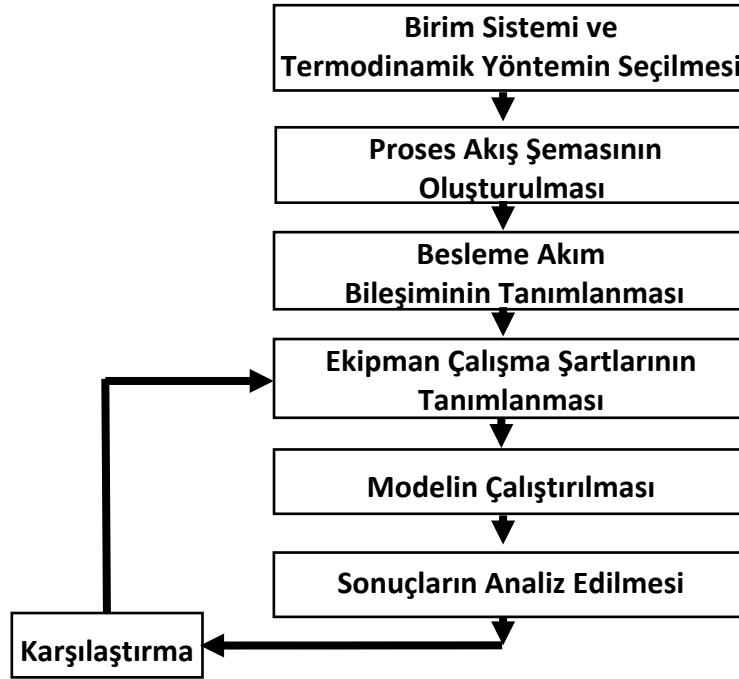
Kimyasal ve ısı tesislerin ekserji analizlerinin yapılabilmesi için proseslerdeki madde ve enerji akımlarının termodinamik özelliklerinin (entalpi, entropi, vb.) bilinmesi veya hesaplanması gerekir. Kimyasal proseslerde özellikle petrol rafinerilerinde proses akımlarının birden fazla maddeden oluşması bu özelliklerin hesaplanmasında proses benzetim (simülasyon) programlarının kullanımını gerektirir.

Bu çalışmada, kapsamlı bir kimyasal madde veri bankasına sahip olan, yaygın termodinamik özellik kestirimi yapabilen, ileri düzeyde temel işlem tekniklerini uygulayan ve petrokimya, rafineri gibi önemli kimyasal tesislerin benzetiminin yapılabildiği PRO/II (v.8.2) proses benzetim programı kullanılmıştır. SimSci-Esscor firmasının bir ürünü olan PRO/II programı kullanılarak, ham petrol destilasyon ünitesinin gerçek çalışma şartlarındaki benzetim modeli oluşturulmuş ve çeşitli işletme parametreleri ile ilgili optimizasyon çalışmaları yapılmıştır.

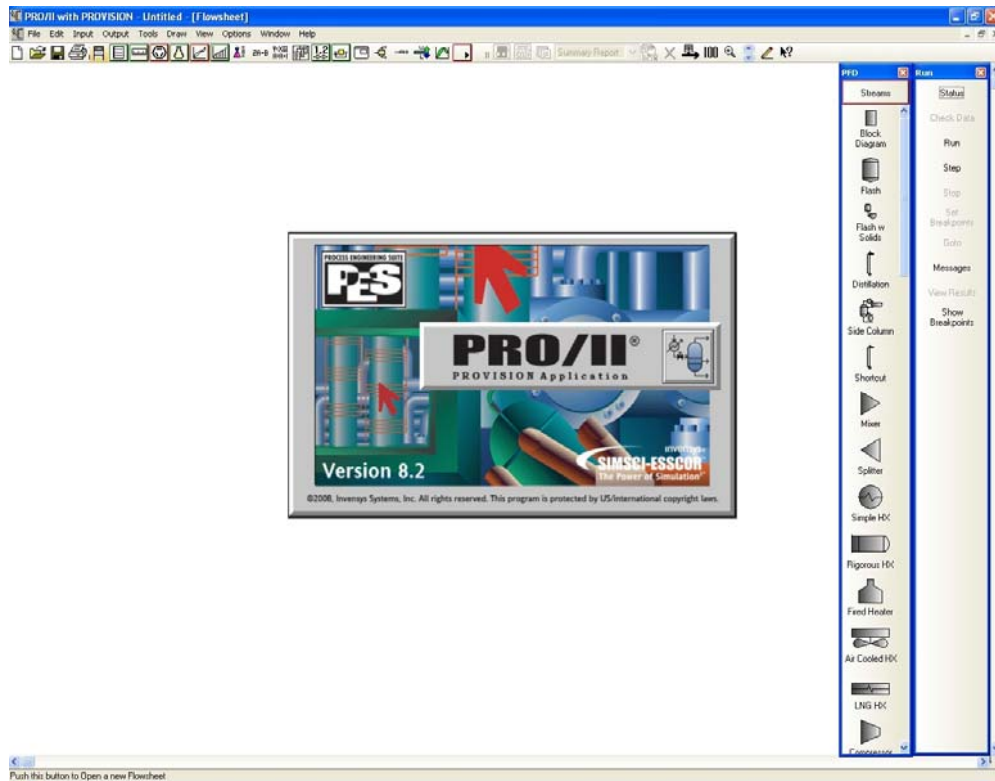
5.1 Benzetim Programının Çalıştırılması

Programın işleyişi genel olarak altı temel aşamada gerçekleşir. PRO/II programında bir prosesin benzetimi yapılırken izlenen yol Şekil 5.1’de gösterilmektedir.

Program ilk açıldığında ekrana gelen karşılama ve başlangıç penceresi Şekil 5.2’de gösterilmektedir. Diğer bilgisayar programlarında da bulunan menü araç çubuklarının yanında, proses akış şeması çizimi için kullanılan araç çubuğu (PFD) ve benzetim modelini çalıştırmada kullanılan Çalıştır (Run) araç çubuğu bulunmaktadır.



Şekil 5.1 PRO/II ile benzetim modelini oluşturma şeması



Şekil 5.2 PRO/II benzetim programı açılış ekranı

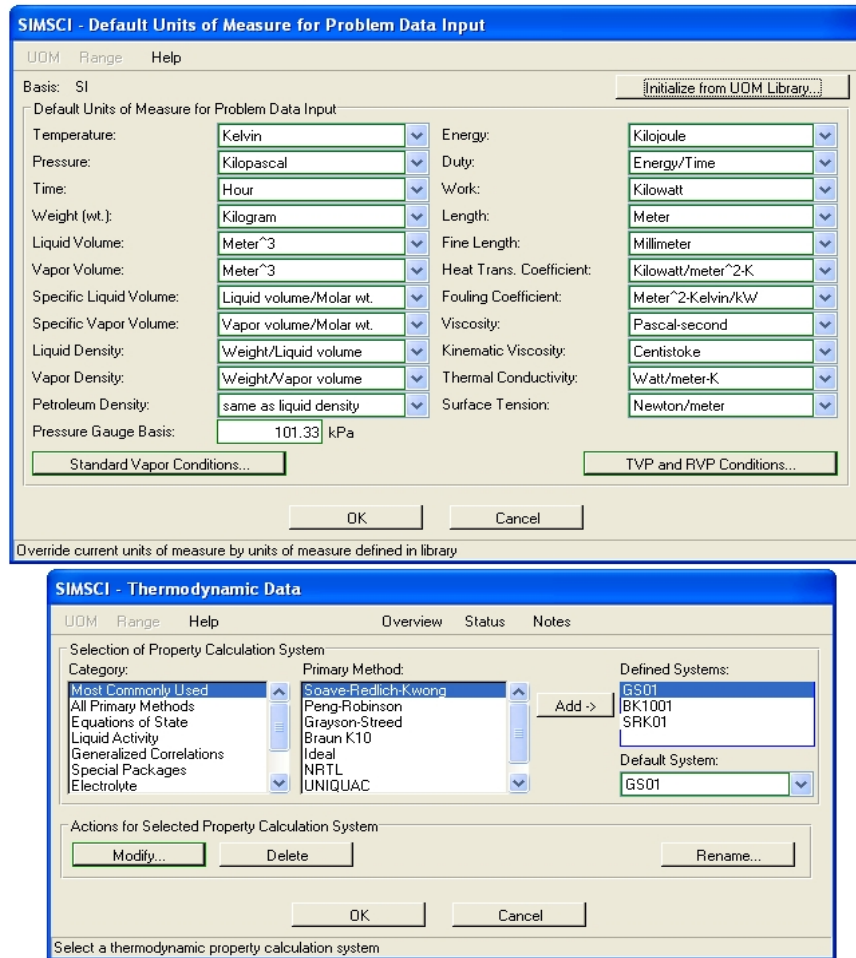
Benzetim modeli oluşturulurken, ilk önce Giriş (Input) menüsünden benzetim modelinin birim sistemi (SI, Metrik ve İngiliz) ve kullanılacak olan kimyasal maddeler tanımlanır. Daha sonra, benzetimin çalışması için gerekli olan akım özelliklerinin kestiriminde kullanılacak termodinamik model denklilikleri (Çizelge 5.1) ve diğer özellik hesaplama yöntemleri seçilir (Şekil 5.3).

Çizelge 5.1 Petrol rafineri prosesleri için kullanılan termodinamik yöntemler [68]

Yöntem	K-Değeri	Entalpi	Entropi	Buhar Yoğunluğu	Sıvı Yoğunluğu
Soave-Redlich-Kwong	SRK	SRK	SRK	SRK	API
Peng-Robinson (PR)	PR	PR	PR	PR	API
Grayson-Streed (GS)	GS	CP*	CP	SRK	API
Braun K-10 (BK10)	BK10	JG*	CP	İdeal Gaz	API

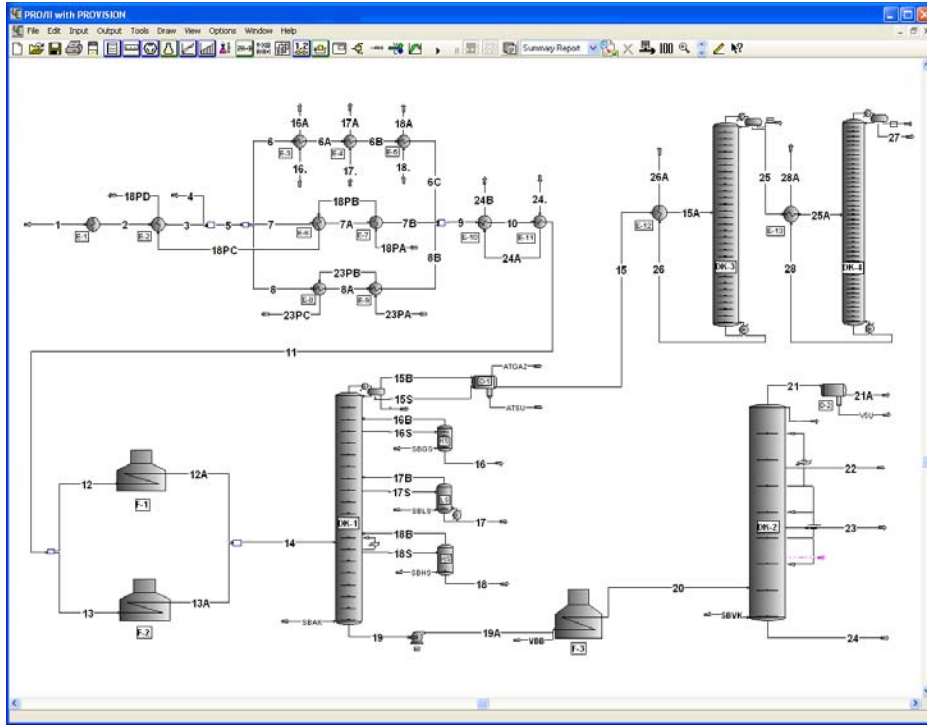
*CP: Curl-Pitzer, *JG: Johnson-Grayson

Bu çalışmada, petrol destilasyon üniteleri için uygun olan Grayson-Streed (GS) ve Braun-K10 genelleştirilmiş termodinamik hal denklemleri kullanılmıştır.



Şekil 5.3 PRO/II benzetim programı birim sistemi ve termodinamik sistem menüleri.

Program başlangıç ayarları yapıldıktan sonra, birinci aşama olarak, prosesin akış şeması çizilir. Program başlangıç ekranının sağ tarafında proses cihazlarının bulunduğu proses akış şeması çizim paleti (PFD) bulunur. Buradaki cihaz simgeleri kullanılarak, benzetimi yapılmak istenen prosesin akış şeması çizilir (Şekil 5.4).



Şekil 5.4 PRO/II benzetim programı örnek akış şeması çizimi.

Akış şeması çizildikten sonra, besleme akımlarının özellikleri ve bileşimleri tanımlanır. Kimyasal bileşimi bilinen akımlar için örnek tanımlama Şekil 5.5’de gösterilmektedir.

Component	Composition Mole
C5	
NC5	
HEXANE	
CO2	
N2	0.79000
O2	0.21000

Şekil 5.5 Kimyasal bileşimi bilinen akımlar için tanımlama penceresi.

Kimyasal bileşimi tam olarak saptanamayan akımlardan olan petrol akımları için yapılan örnek tanımlama Şekil 5.6’da gösterilmektedir. Petrol ve petrol ürünlerinin oluşturduğu akımların tanımlanabilmesi için, akımın yoğunluğunun (API, özgül ağırlık veya Watson K) ve destilasyon-sıcaklık eğri değerlerinin bilinmesi gerekir.

Cut	Percent Distilled	Temperature °C
1	6.45	38.00
2	19.20	107.00
3	32.40	163.00
4	48.38	230.00
5	74.26	365.00
6	76.06	376.00
7	92.91	549.00
8	99.90	549.00
9		
10		

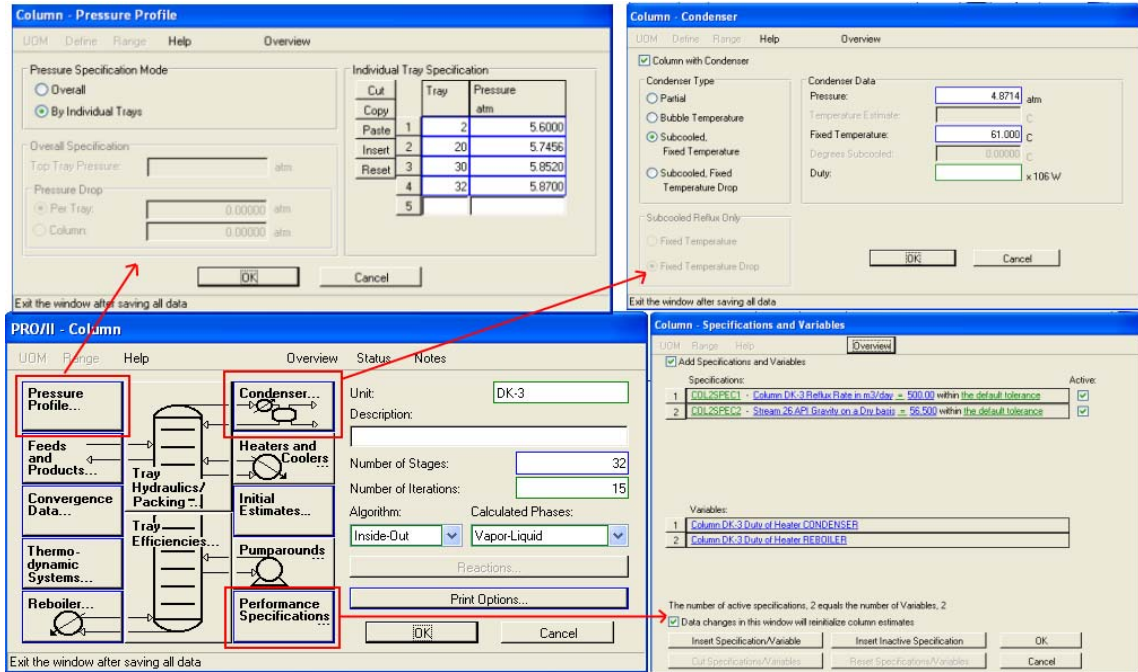
Şekil 5.6 Petrol akımları için tanımlama penceresi

Bu aşamada, çizimi yapılan sistemin içerisinde bulunan proses cihazlarının özellikleri ve çalışma kriterleri tanımlanır. Bu tanımlama, proses akış diyagramındaki herhangi bir proses birimi tıklanarak açılan ve her bir birim için farklı ve özel olarak hazırlanmış olan pencerelerde yapılır. Örnek olarak Şekil 5.7’de, ısı değiştirici veri girişi pencereleri gösterilmektedir.

Şekil 5.7 PRO/II benzetim programı ısı değiştirici veri girişi penceresi

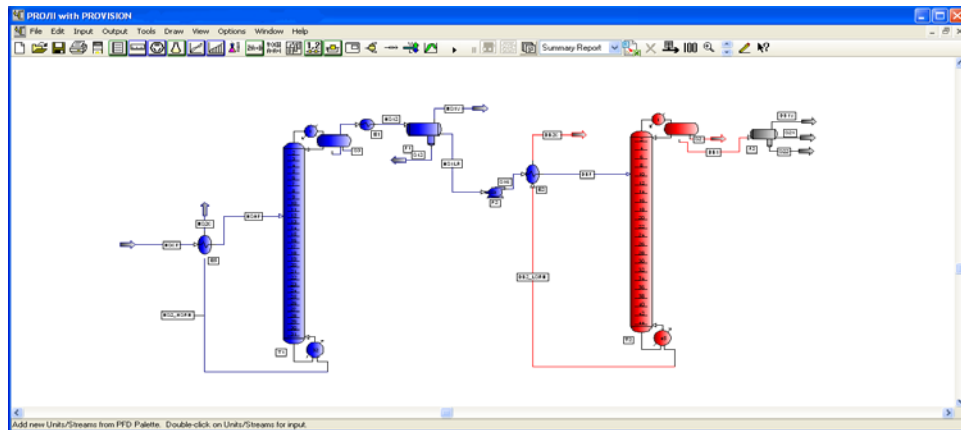
Özellikleri bilinen bir destilasyon kolonu için gerekli veriler, Şekil 5.8’de gösterilen penceredeki gerekli kısımlar açılarak, benzetim programına girilir. Ancak, bir

destilasyon kolonunun benzetimi için gerekli olan kolon özellikleri ve çalışma parametreleri önceden bilinmiyorsa, “short-cut destilasyon kolonu” kullanılarak, destilasyon kolonu tepsi sayısı, geri döngü oranı vs. bulunabilir.



Şekil 5.8 PRO/II benzetim programı destilasyon kolonu veri girişi penceresi

Proses cihazlarının ve besleme akımlarının gerekli özellikleri tanıtıldıktan sonra benzetimin yapılması için program çalıştırılır. Benzetimin yapılabilmesi için, proses ile ilgili tanımlanması gereken verilerde eksiklik olmamalıdır. Verilerde eksiklik varsa, Çalıştır “▶” ikonunun etrafında kırmızı bir çerçeve oluşur. Bütün veriler girildikten sonra, Çalıştır “▶” tuşuna basılarak prosesin benzetimi yapılır. Benzetim işlemi sonucunda çalışan birimler ve akımlar mavi, çalışmayan birimler ve akımlar ise kırmızı renkli olarak gösterilir (Şekil 5.9).



Şekil 5.9 PRO/II programı benzetim çalışması sonrası ekran görüntüsü

Çalışmayan proses cihazları üzerinde gerekli düzeltmeler yapılarak sistem yeniden çalıştırılır. Kırmızı renkli cihazların tümü mavi renkli olana kadar, sistem üzerinde düzeltmelere devam edilir. Proses akış şemasının tamamı mavi renkli olunca sistemin benzetimi tamamlanmış olur.

Benzetim sonucunda elde edilen veriler kontrol edilir ve istenilen sonuçlara ulaşılmış ise çalışma tamamlanır. İstenilen sonuçlar elde edilemediği durumda, proses verileri tekrar gözden geçirilir ve uygun değişiklikler yapılarak, prosesin benzetimi yeniden yapılır. Benzetim çalışmasında proseste kullanılan kimyasal maddelerin özelliklerine uygun termodinamik hal denklemlerinin seçilmesi, elde edilen sonuçların doğruluğu ve sistemin çalışması bakımından çok önemlidir. Benzetim sonuçları her bir cihaz için ayrı ayrı alınabileceği gibi, bütün proses için de tek bir rapor halinde, “MS Excel ya da MS Word” program dosyaları şeklinde otomatik olarak alınabilir.

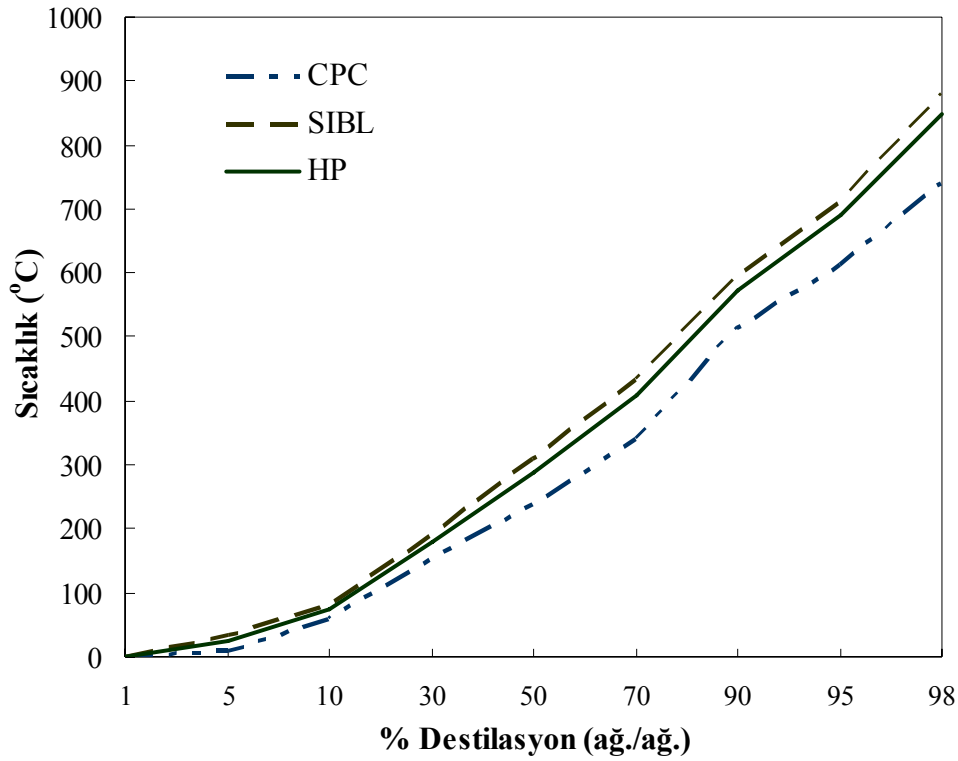
5.2 Ham Petrol Destilasyon Ünitesinin Benzetimi

Benzetim çalışması, TÜPRAŞ İzmit petrol rafinerisinde bulunan ham petrol destilasyon ünitesine (Plant-5) ait 10/06/2008 tarihli işlem verileri referans alınarak yapılmıştır. İzmit rafinerisinde, Dünya’nın çeşitli bölgelerinden temin edilen ham petroler farklı oranlarda harmanlanarak işlenmekte ve kullanılabilir petrol ürünlerine dönüştürülmektedir. Bu çalışmada temel alınan besleme akımı, Kazakistan petrollerinin karışımı (CPC blend) ile Rusya’nın Sibirya bölgesinde çıkarılan ham petrol (Siberian Light) sırasıyla, %71,5 ve %28,5 oranında karıştırılarak hazırlanmıştır. Bu ham petrolerin özellikleri Çizelge 5.2’de verilmektedir [69].

Çizelge 5.2 Ham petrol akımını oluşturan petrolerin TBP destilasyon özellikleri

Ham petrol tipi	Kazakistan (CPC)	Rusya (SİBL)
API	42,7	34,7
Sıcaklık, T (°C)	Verim, % (ağ./ağ.)	Verim, % (ağ./ağ.)
-38	6,45	4,70
38-107	12,75	8,90
107-163	13,20	10,95
163-230	15,98	11,58
230-365	25,88	23,30
365-376	1,80	-
376-549	16,85	26,70
549+	6,93	13,83

Çizelge 5.2 de verilen ham petrolerin (CPC ve SİBL) ve ham petrol destilasyon ünitesine beslenen ham petrol karışımının (HP) gerçek kaynama noktası (TBP) değerleri, Şekil 5.10'da gösterilmektedir.



Şekil 5.10 Ham petrolerin benzetim programından alınan TBP (760 mmHg) grafikleri

Benzetim modelinin proses akış şeması çiziminde, Şekil 4.3'te gösterilen prostedeki genel birimler dikkate alınmıştır. Gerekli verilerin bulunmaması ve ekserji kayıplarının diğer birimdekilere göre çok az olması [27] nedeni ile, benzetim çalışmasında tuz giderme üniteleri dikkate alınmamıştır. Öte yandan, ısı değıştircilere ilişkin yapılan benzetim çalışmasında ham petrol akımının ısıtılmasında kullanılan ısı değıştirciler hesaba katılmıştır. Destilasyon kolonlarının benzetiminde ise aşağıdaki aşamalardan geçilmiştir:

- Destilasyon kolonunun tepsi sayısı, yoğuşturucu ve kaynatıcı tanımlanmıştır,
- Yan sıyırma kolonları eklenmiştir,
- Geri döngülü ısı değıştirciler (PA; pump-around) eklendi, ısı yükleri ile özellikleri tanımlanmıştır,
- Birinci tepsiye ve yoğuşturucuya su akımı eklenmiştir,
- Kolon tepe sıcaklığı ve basıncı tanımlanmıştır,

- Ürün akımlarının tahmini debileri tanımlanmıştır,
- Benzetimin çalışması için gerekli olan kriterler, yani kolon özellikleri (geri döngü miktarı veya oranı, tepsi sıcaklığı vs.) ve ürün özellikleri (destilasyon özellikleri, API gravite özellikleri, debi ve sıcaklık) belirlenmiştir,
- Modelin belirtilen kriterlerde çalışmasını sağlayacak değişkenler belirlenmiştir,
- Bütün sistem kontrol edildikten sonra benzetim modeli çalıştırılmıştır.

Bu çalışmada oluşturulan ham petrol destilasyon ünitesinin benzetim modeli proses akış şeması Şekil 5.11’de gösterilmektedir.

Atmosferik kolon (DK-1) beslemesi, özellikleri Çizelge 5.2’ de verilen ham petrolerin oluşturduğu ham petrol (Akım 1) beslemesi ile rafineride bulunan başka bir destilasyon ünitesinden elde edilen atmosferik kolon dip ürününün (Akım 4) karışımından oluşmaktadır. Çizelge 5.3’de, atmosferik destilasyon kolonuna (DK-1) beslenen ham petrol akımına ilişkin TÜPRAŞ verileri ve benzetim çalışmasından elde edilen sonuçlar bulunmaktadır.

Çizelge 5.3 Atmosferik destilasyon kolonu besleme akımının özellikleri

Akım		TÜPRAŞ	Benzetim	TÜPRAŞ	Benzetim	TÜPRAŞ	Benzetim
İsmi	No	API		$m^3/gün$		ton/gün	
Ham Petrol	1	37,0	36,96	13000	13000	10915	10909
P-25 Dip Ürün	4	18	18,33	1000	1000	950	943
DK-1 Besleme	14	-	35,47	14000	14000	11865	11859

Benzetim çalışmasında, besleme akımlarının, proses cihazlarının ve ham petrol ile ürünlerin özelliklerinin tanımlanmasında ve benzetim sonuçlarının sunumunda SI birim sistemi kullanılmıştır.

Termofiziksel özelliklerin kestirimi için PRO/II benzetim programının önerdiği (Çizelge 5.1) ve literatürdeki çalışmalarda [27], [70-72] sıkça kullanılan Grayson-Streed ve Braun-K10 denklileri kullanılmıştır. Genel sistem, atmosferik destilasyon kolonu (DK-1), nafta ayırma kolonu (DK-3), bütan giderme kolonu (DK-4) ve diğer cihazlar (ısı değiştiriciler vs.) için Grayson-Streed yöntemi, vakum destilasyon kolonu (DK-2) için ise Braun-K10 yöntemi kullanılmıştır. Proses akış diyagramındaki destilasyon kolonlarının özellikleri Çizelge 5.4’te, ısı değiştiricilerin ve fırınların özellikleri ise Çizelge 5.5’de verilmektedir.

Şekil 5.11 Ham petrol destilasyon ünitesi benzetim modeli proses akış diyagramı

Çizelge 5.4 Benzetim modelindeki destilasyon kolonlarının özellikleri

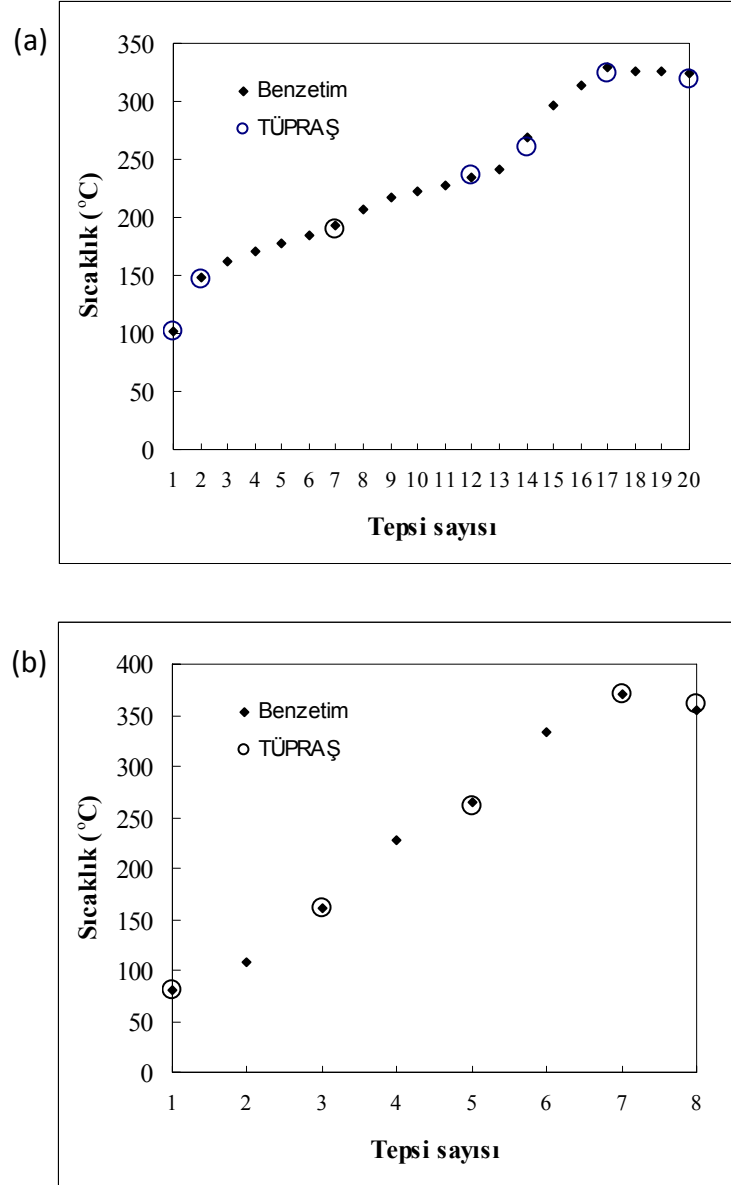
	DK-1	DK-2	DK-3	DK-4
Tepsi sayısı	20	8	32	45
Besleme tepsi	17	7	11	20
Besleme debisi (kg/h)	493860	242020	108735	47360
Besleme sıcaklığı (°C)	330	385	70	75
Tepe basıncı (kPa)	253,3	8,37	567	1134
Tepe sıcaklığı (°C)	146	80	103	90
Geri döngü debisi (kmol/h)	1642	-	225	300
Yoğuşturucu yükü (MW)	-25	-	-7,15	-3,97
Kaynatıcı yükü (MW)	-	-	8,04	2,92
Geri döngülü ısı değiştirici (PA) yükleri (MW)	-17,9 ^{AD}	-9,54 ^{LVGO} -12,37 ^{HVGO}	-	-

Çizelge 5.5 Benzetim modelindeki ısı değiştiricilerin özellikleri

Isı değiştirici	Soğuk akım	Sıcaklık (°C)	Sıcak akım	Sıcaklık (°C)	Isı Yüğü (MW)
		Giriş-Çıkış		Giriş-Çıkış	
E-1	Ham petrol	20-118	DK-1 tepe ürün	148-102	25,07
E-2	Ham petrol	118-132	AD geri döngü	180-151	4,10
E-3	Ham petrol	128-162	Gaz yağı	181-146	1,56
E-4	Ham petrol	162-187	Hafif dizel	242-185	1,21
E-5	Ham petrol	187-210	Ağır dizel	258-228	1,12
E-6	Ham petrol	128-165	AD geri döngü	237-200	5,63
E-7	Ham petrol	165-191	AD geri döngü	264-237	4,31
E-8	Ham petrol	128-154	HVGO geri döngü	240-210	4,57
E-9	Ham petrol	154-175	HVGO geri döngü	265-240	3,93
E-10	Ham petrol	186-197	Vakum dip ürünü	275-223	4,30
E-11	Ham petrol	197-217	Vakum dip ürünü	355-275	8,41
E-12	DK-3 besleme	34-70	Ağır nafta	188-40	5,97
E-13	DK-4 besleme	60-75	Hafif nafta	114-20	2,24
F-1	Ham petrol	214-332	FG1 ve FO1	-	22,45
F-2	Ham petrol	214-332	FG2 ve FO2	-	28,25
F-3	Atmosferik Dip ürün	311-385	FG3 ve FO3	-	15,13

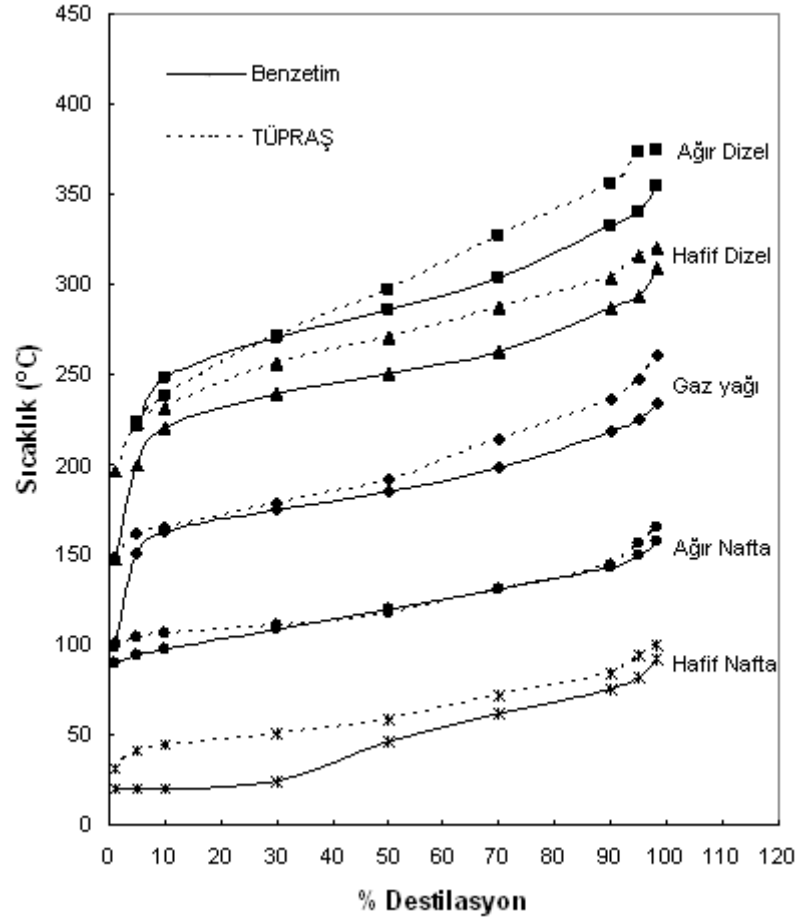
5.3 Temel Benzetim Sonuçlarının Karşılaştırılması

Benzetim çalışması sonucunda elde edilen değerler, TÜPRAŞ'tan alınan değerler ile karşılaştırılmıştır. DK-1 ve DK-2 destilasyon kolonlarına ilişkin tepsi sıcaklığı değerleri Şekil 5.12'de gösterilmektedir.

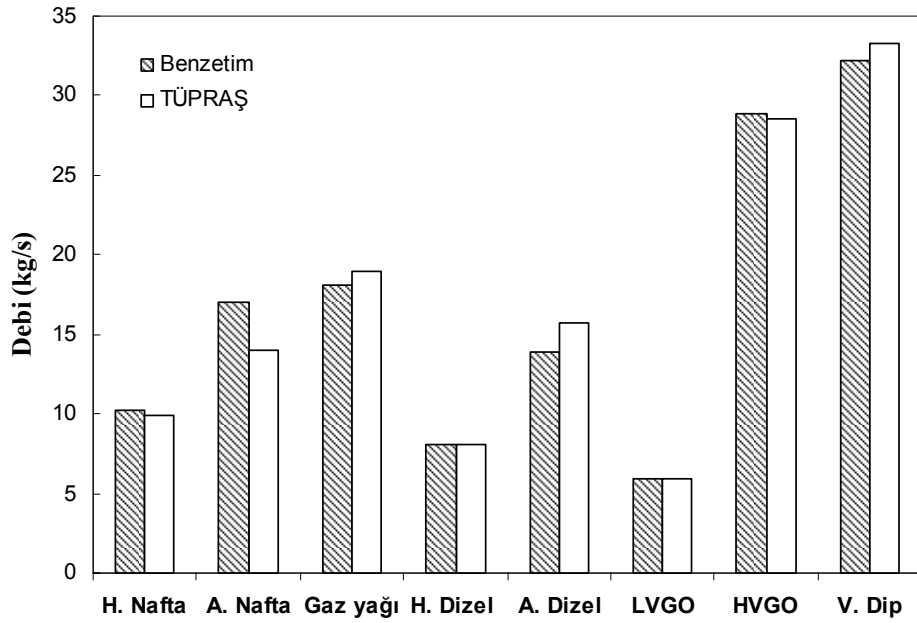


Şekil 5.12 Destilasyon kolonlarının tepsi sıcaklığı değerleri; (a) DK-1 ve (b) DK-2

Ham petrol destilasyon ünitesinden elde edilen ürünlerin ASTM-D86 destilasyon özelliklerinin ve debilerinin karşılaştırılması Şekil 5.13 ve 5.14'te gösterilmektedir.



Şekil 5.13 Petrol ürünlerine ilişkin ASTM-D86 destilasyon eğrileri



Şekil 5.14 Ham petrol destilasyon ünitesi ürün debilerinin karşılaştırılması

MODEL DENKLİKLERİN OLUŞTURULMASI, EKSERJİ ANALİZİ HESAPLAMALARI, İLGİLİ BULGULAR VE TARTIŞMA

Bu bölümde, TÜPRAŞ İzmit rafinerisi ham petrol destilasyon ünitesinin enerji ve ekserji analizi için elde edilen denklıklar gösterilmekte ve Bölüm 5'te açıklanan temel çalışma şartlarında benzetim modeli verileri kullanılarak elde edilen ekserji analizi bulguları verilmektedir.

Enerji ve ekserji analizi hesaplamalarında kabul edilen çevre şartları $T_o = 298,15$ K ve $P_o = 101.325$ kPa'dır. Ham petrol destilasyon ünitesi için yapılan ekserji analizinde, kinetik ve potansiyel enerji değişimleri ihmal edilmiştir. Ham petrol ve ürün akımlarının fiziksel ekserjileri (2.6) eşitliği, kimyasal ekserjileri ise (2.27) ve (2.28) eşitlikleri kullanılarak hesaplanmıştır.

Bu çalışmada, ekserji analizi denklıkları Bejan vd. [23] ile Tsatsaronis ve Chizesla tarafından [29] da önerilen ürün ekserji temelli yaklaşıma (Yöntem I) uygun olarak, Çizelge 2.3'te yatışkın halde çalışan proses cihazları için verilen denklıklar temelinde elde edilmiştir. Ayrıca, karşılaştırma amacıyla, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonları için Nevers ve Seader [32]'nin önerdikleri ekserji kaybı temelli yaklaşıma (Yöntem II) uygun olarak da denklıklar türetilmiştir. Oluşturulan enerji ve ekserji denklıkları, ham petrol destilasyon ünitesindeki destilasyon kolonlarının her biri için ayrı ayrı, ısı değiştiriciler ve ısıtma fırınları için ise birer örnek ile gösterilmiştir.

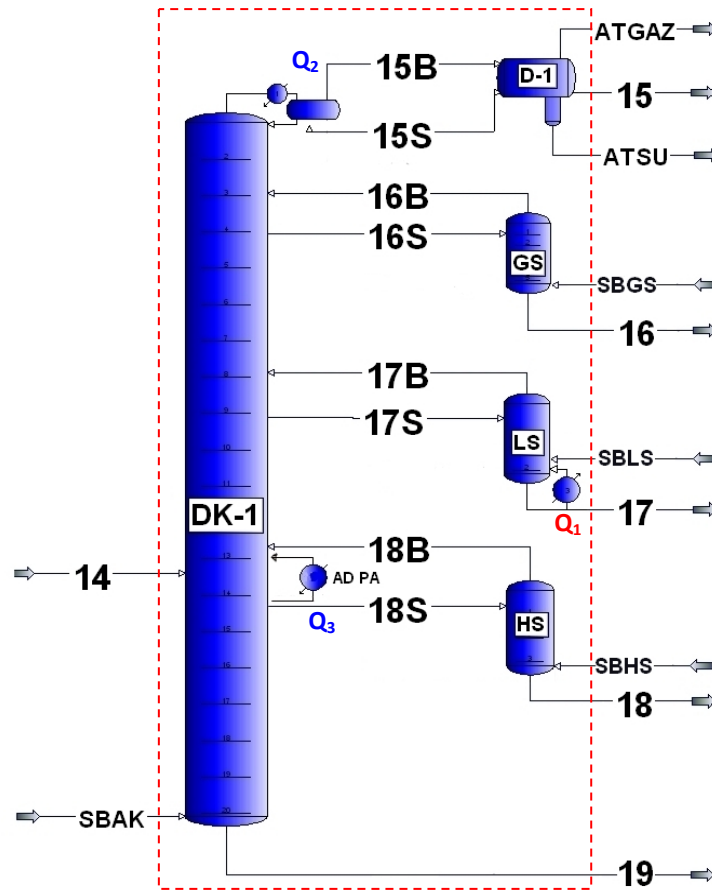
Destilasyon kolonlarına ilişkin ürün ekserjisi denklığı yazılırken, destilasyon işleminde üretilen net kimyasal ekserjinin hesaplanabilmesi amaçlanmıştır. Buna bağlı olarak, elde edilen ürünlerin kimyasal ekserji değerleri incelenerek; özgül kimyasal ekserjisi (e_j^{kim}) kolon besleme akımının özgül kimyasal ekserjisinden (e_b^{kim}) büyük olanlar

($e_j^{kim} > e_b^{kim}$) ürün ekserjisi ($\Sigma \dot{E}_u$) denkliğine, küçük olanlar ($e_j^{kim} < e_b^{kim}$) ise yakıt ekserjisi ($\Sigma \dot{E}_y$) denkliğine yazılmıştır.

6.1 Destilasyon Kolonlarına İlişkin Hesaplamalar

6.1.1 DK-1 Destilasyon Kolonu

Bu bölümde, DK-1 atmosferik destilasyon kolonu (Şekil 6.1) için Yöntem I'e göre oluşturulan kütle, enerji ve ekserji denklilikleri yanı sıra, ilgili enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli bağıntıları verilmektedir.



Şekil 6.1 DK-1 destilasyon kolonunun akış şeması

Destilasyon işlemi ısı ekserjisinin kimyasal ekserjiye dönüştüğü bir işlem olduğundan [73] ve termodinamik olarak incelenen bir sistemin ürünü verilen enerjiye karşılık alınan iş olduğuna göre; destilasyon sisteminin ürünü, sisteme verilen ekserjiye karşılık elde edilen kimyasal ekserji artışı olur.

DK-1 destilasyon kolonuna ilişkin türetilen denklilikler aşağıda verilmektedir.

Sisteme beslenen toplam buhar debisi:

$$\dot{m}_{SB} = \dot{m}_{SBAK} + \dot{m}_{SBS} + \dot{m}_{SBL} + \dot{m}_{SBHS} \quad (6.1)$$

Kütle denkliği:

$$\dot{m}_{14} + \dot{m}_{SB} = \dot{m}_{15} + \dot{m}_{16} + \dot{m}_{17} + \dot{m}_{18} + \dot{m}_{19} + \dot{m}_{ATGAZ} + \dot{m}_{ATSU} \quad (6.2)$$

Enerji denkliği:

$$\dot{E}_{14} + \dot{E}_{SB} + \dot{E}_{Q1} = \dot{E}_{15} + \dot{E}_{16} + \dot{E}_{17} + \dot{E}_{18} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{ATGAZ} + \dot{E}_{ATSU} + \dot{E}_{Q2} + \dot{E}_{Q3} \quad (6.3)$$

Enerji verimi:

$$\eta = \frac{\dot{E}_{15} + \dot{E}_{16} + \dot{E}_{17} + \dot{E}_{18} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{ATGAZ} + \dot{E}_{ATSU}}{\dot{E}_{14} + \dot{E}_{SB} + \dot{E}_{Q1}} \quad (6.4)$$

Ekserji denkliği (2.50) eşitliği temelinde aşağıdaki gibi yazılır:

$$\Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} = \dot{m}_{15} (e_{15}^{kim} - e_{14}^{kim}) + \dot{m}_{16} (e_{16}^{kim} - e_{14}^{kim}) + \dot{m}_{17} (e_{17}^{kim} - e_{14}^{kim}) + \dot{m}_{ATGAZ} (e_{ATGAZ}^{kim} - e_{14}^{kim}) \quad (6.5)$$

$$\Sigma \dot{\Xi}_y = \dot{\Xi}_{14}^f + \dot{\Xi}_{SB}^f + \dot{\Xi}_{Q1}^f - \dot{\Xi}_{15}^f - \dot{\Xi}_{16}^f - \dot{\Xi}_{17}^f - \dot{\Xi}_{18}^f - \dot{\Xi}_{19}^f - \dot{\Xi}_{ATSU}^f + \dot{m}_{18} (e_{14}^{kim} - e_{18}^{kim}) + \dot{m}_{19} (e_{14}^{kim} - e_{19}^{kim}) \quad (6.6)$$

Ekserji kaybı ve ekserji tahribi denklemleri (2.48) ve (2.51) eşitlikleri temelinde yazılır:

$$\Sigma \dot{\Xi}_K = \dot{\Xi}_{Q2} + \dot{\Xi}_{Q3} + \dot{\Xi}_T = \Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} \quad (6.7)$$

$$\dot{\Xi}_T = \Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} - (\dot{\Xi}_{Q2} + \dot{\Xi}_{Q3}) \quad (6.8)$$

Yöntem I'e göre ekserji verimi (ε_I):

$$\varepsilon_I = \frac{\Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}}}{\Sigma \dot{\Xi}_y} = \frac{\Sigma \dot{\Xi}_y - (\dot{\Xi}_{Q2} + \dot{\Xi}_{Q3}) - \dot{\Xi}_T}{\Sigma \dot{\Xi}_y} \quad (6.9)$$

DK-1 kolonunda sistemden aktarılan ısıнын (Q_2 ve Q_3) ham petrolün ısıtılmasında kullanılması nedeniyle; (2.54) eşitliği ile verilen geliştirme potansiyeli, ekserji tahribinde yapılabilecek iyileştirme potansiyeli şeklinde yazılabilir:

$$\dot{G}_{pot} = \dot{\Xi}_T (1 - \varepsilon_I) = (\Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} - (\dot{\Xi}_{Q2} + \dot{\Xi}_{Q3})) (1 - \varepsilon_I) \quad (6.10)$$

Yukarıda açıklanan denklemler ve Çizelge 6.1'de verilen akım özellikleri kullanılarak yapılan hesaplamalar sonucunda elde edilen bulgular Çizelge 6.2'de verilmektedir.

Çizelge 6.1 DK-1 destilasyon kolonunun akım özellikleri

Akım	No	14	15	16	17	18	19	ATGAZ	SBAK	SBGS	SBLS	SBHS	ATSU
	Cinsi	Ham Petrol	Nafta	Gaz yağı	Hafif Dizel	Ağır Dizel	Dip ürün	Atık gaz	Su	Su	Su	Su	Atık su
	Faz	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Buhar	Buhar	Buhar	Buhar	Buhar	Sıvı
Debi	(kg/s)	137,18	30,08	18,14	8,08	14,05	66,71	0,25	0,83	0,39	0,16	0,19	1,46
Sıcaklık	(K)	603,15	307,15	454,30	516,01	532,57	597,05	307,15	633,15	633,15	633,15	633,15	307,15
Basınç	(kPa)	294,20	126,66	334,37	278,64	303,98	300,87	126,66	446,03	446,06	446,03	446,06	126,66
Mol ağırlığı	(kg/kmol)	183,35	82,86	147,80	196,90	226,86	412,46	56,21	18,01	18,01	18,01	18,01	18,01
API		35,47	63,73	46,04	38,25	34,58	19,51	76,71	10,06	10,06	10,06	10,06	10,06
H	(MW)	121,94	2,17	7,07	4,33	8,05	48,35	0,12	2,66	1,24	0,52	0,62	0,21
h	(kJ/kg)	888,92	72,18	389,85	535,68	573,01	724,80	476,68	3187,29	3187,29	3187,29	3187,29	142,33
h ₀	(kJ/kg)	57,00	54,13	45,88	40,50	37,96	30,66	449,77	104,74	104,74	104,74	104,74	104,74
s	(kJ/kg.K)	6,70	3,25	4,90	5,66	5,97	7,37	3,70	7,74	7,74	7,74	7,74	0,50
s ₀	(kJ/kg.K)	4,86	3,22	4,02	4,45	4,68	5,81	3,64	0,38	0,38	0,38	0,38	0,38
e ^f	(kJ/kg)	282,22	8,00	83,76	133,96	149,30	230,82	9,05	888,61	888,62	888,61	888,62	-0,11
e ^{kim}	(kJ/kg)	45412,45	47027,70	46241,89	45654,82	45330,95	43710,95	47071,59	527,48	527,48	527,48	527,48	50,00
$\dot{E}^f$	(MW)	38,72	0,24	1,52	1,08	2,10	15,40	0,00	0,74	0,35	0,14	0,17	0,00
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	6229,80	1414,40	838,77	368,88	637,04	2915,88	11,54	0,44	0,21	0,09	0,10	0,07

Çizelge 6.2 DK-1 destilasyon kolonuna ilişkin ekserji analizi bulguları

Analiz Bulguları	$\dot{\Xi}_{\dot{u}}$ (MW)	$\dot{\Xi}_{\dot{v}}$ (MW)	$\dot{\Xi}_T$ (MW)	η (%)	ε_I (%)	$\dot{G}_{\text{pot}}$ (MW)
	66,05	134,81	55,33	55,27	48,99	28,22

- DK-1 atmosferik destilasyon kolonunun enerji verimi %55,27; ekserji verimi ise, %48,99 olarak bulunmuştur. Ekserji tahribi 55,33 MW ve buna bağlı olarak geliştirme potansiyeli 28,22 MW olarak hesaplanmıştır. Ayrıca, Q_1 , Q_2 ve Q_3 ilişkin enerji ve ekserji değerleri şu şekildedir.

$$\dot{E}_{Q_1} = 0,50 \text{ MW}; \quad \dot{\Xi}_{Q_1} = 0,21 \text{ MW}$$

$$\dot{E}_{Q_2} = 25,01 \text{ MW}; \quad \dot{\Xi}_{Q_2} = 6,66 \text{ MW}$$

$$\dot{E}_{Q_3} = 17,91 \text{ MW}; \quad \dot{\Xi}_{Q_3} = 6,78 \text{ MW}$$

Atmosferik destilasyon kolonlarına ilişkin yapılan çeşitli ekserji analizi çalışmalarında farklı modelleme yaklaşımları ve benzetim programları kullanılmış, farklı sonuçlar elde edilmiştir [11]-[15], [74], [75]. Örneğin, Al-Muslim vd. [14] te farklı denklkler kullanarak yaptıkları çalışmada, bu çalışmadaki DK-1 kolonuna benzer bir sistemin ekserji analizi yapılmış ve ekserji verimi %53,3 olarak hesaplanmıştır.

6.1.2 DK-2 Destilasyon kolonu

DK-2 vakum destilasyon kolonu (Şekil 6.2) için Yöntem I'e göre oluşturulan kütle, enerji ve ekserji denklkleri yanı sıra, ilgili enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli denklkleri aşağıda verilmektedir.

Kütle denklği:

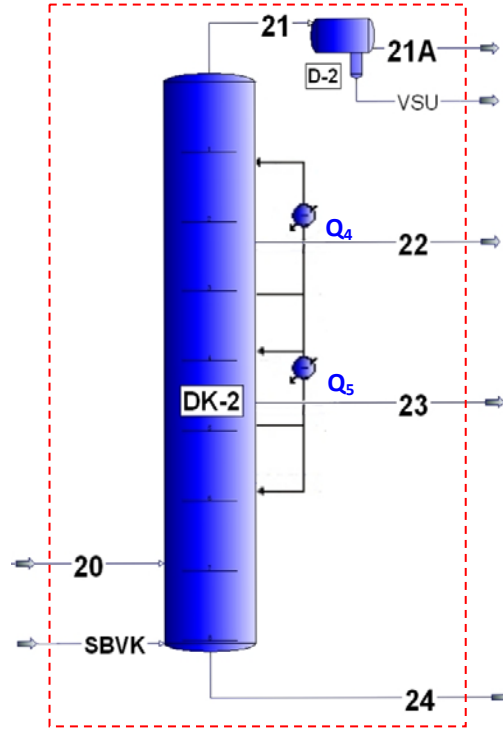
$$\dot{m}_{20} + \dot{m}_{\text{SBVK}} = \dot{m}_{21A} + \dot{m}_{22} + \dot{m}_{23} + \dot{m}_{24} + \dot{m}_{\text{VSU}} \quad (6.11)$$

Enerji denklği:

$$\dot{E}_{20} + \dot{E}_{\text{SBVK}} = \dot{E}_{21A} + \dot{E}_{22} + \dot{E}_{23} + \dot{E}_{24} + \dot{E}_{\text{VSU}} + \dot{E}_{Q_4} + \dot{E}_{Q_5} \quad (6.12)$$

Enerji verimi:

$$\eta = \frac{\dot{E}_{21A} + \dot{E}_{22} + \dot{E}_{23} + \dot{E}_{24} + \dot{E}_{\text{VSU}}}{\dot{E}_{20} + \dot{E}_{\text{SBVK}}} \quad (6.13)$$



Şekil 6.2 DK-2 destilasyon kolonu akış şeması

Ekserji denkliği (2.50) eşitliği temelinde aşağıdaki gibi yazılır:

$$\Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} = \dot{m}_{21A} (e_{21A}^{kim} - e_{20}^{kim}) + \dot{m}_{22} (e_{22}^{kim} - e_{20}^{kim}) + \dot{m}_{23} (e_{23}^{kim} - e_{20}^{kim}) \quad (6.14)$$

$$\Sigma \dot{\Xi}_y = \dot{\Xi}_{20}^f + \dot{\Xi}_{SBVK}^f - \dot{\Xi}_{21A}^f - \dot{\Xi}_{22}^f - \dot{\Xi}_{23}^f - \dot{\Xi}_{24}^f - \dot{\Xi}_{VSU}^f + \dot{m}_{24} (e_{20}^{kim} - e_{24}^{kim}) \quad (6.15)$$

Ekserji kaybı ve ekserji tahribi denklemleri (2.48) ve (2.51) eşitlikleri temelinde şöyle yazılır:

$$\Sigma \dot{\Xi}_K = \dot{\Xi}_{Q_4} + \dot{\Xi}_{Q_5} + \dot{\Xi}_T = \Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} \quad (6.16)$$

$$\dot{\Xi}_T = \Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} - (\dot{\Xi}_{Q_4} + \dot{\Xi}_{Q_5}) \quad (6.17)$$

Ekserji verimi:

$$\varepsilon_1 = \frac{\Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}}}{\Sigma \dot{\Xi}_y} = \frac{\Sigma \dot{\Xi}_y - (\dot{\Xi}_{Q_4} + \dot{\Xi}_{Q_5}) - \dot{\Xi}_T}{\Sigma \dot{\Xi}_y} \quad (6.18)$$

DK-2 kolonunda sistemden dışarı aktarılan ısının bir kısmının (Q_5) ham petrolün ısıtılmasında kullanılması nedeniyle; geliştirme potansiyeli, ekserji tahribinde ve dışa aktarılan ama kullanılmayan ısı miktarında (Q_4) yapılabilecek iyileştirme potansiyeli temelinde yazılabilir:

$$\dot{G}_{\text{pot}} = \dot{\Xi}_T (1 - \varepsilon_I) = (\sum \dot{\Xi}_y - \sum \dot{\Xi}_{\dot{u}} - (\dot{\Xi}_{Q_4} + \dot{\Xi}_{Q_5})) (1 - \varepsilon_I) \quad (6.19)$$

Yukarıda açıklanan denklilikler ve Çizelge 6.3'te verilen akım özellikleri kullanılarak yapılan hesaplamalar sonucunda elde edilen bulgular Çizelge 6.4'te verilmektedir.

Çizelge 6.3 DK-2 destilasyon kolonunun akım özellikleri

Akım	No	20	21A	22	23	24	SBVK	VSU
	Cinsi	Besleme	Slop yağ	LVGO	HVGO	Vak. Dip	Su	Su
	Faz	Sıvı- Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Buhar	Sıvı
Debi (kg/s)		67,19	0,27	5,89	28,86	31,63	0,81	1,34
Sıcaklık (K)		658,15	328,15	433,15	538,16	629,87	633,15	328,15
Basınç (kPa)		1135,54	202,65	9,47	11,66	22,29	446,03	202,65
Mol ağı. (kg/kmol)		356,34	158,78	252,19	354,82	602,19	18,01	18,01
API		19,45	44,18	32,34	24,40	12,47	10,06	10,06
H (MW)		65,13	0,03	2,02	17,48	26,38	2,57	0,31
h (kJ/kg)		969,34	103,23	342,35	605,72	834,08	3187,29	230,05
h ₀ (kJ/kg)		30,66	45,05	36,19	29,18	21,75	104,74	104,74
s (kJ/kg. K)		7,65	4,30	5,69	6,71	8,09	7,74	0,79
s ₀ (kJ/kg. K)		5,81	4,14	4,82	5,36	6,46	0,38	0,38
e ^f (kJ/kg)		392,07	11,37	49,10	174,61	325,93	888,61	2,38
e ^{kim} (kJ/kg)		43815,5	46233,69	45236,43	44400,23	42916,03	527,48	50,00
$\dot{\Xi}^f$ (MW)		26,34	0,00	0,29	5,04	10,31	0,72	0,00
$\dot{\Xi}^{\text{kim}}$ (MW)		2943,78	12,46	266,52	1281,39	1357,48	0,42	0,07

Çizelge 6.4 DK-2 destilasyon kolonuna ilişkin ekserji analizi bulguları

Analiz Bulguları	$\dot{\Xi}_{\dot{u}}$ (MW)	$\dot{\Xi}_y$ (MW)	$\dot{\Xi}_A$ (MW)	$\dot{\Xi}_T$ (MW)	η (%)	ε_I (%)	$\dot{G}_{\text{pot}}$ (MW)
	25,90	39,87	7,77	6,20	68,28	64,96	2,17

• DK-2 vakum destilasyon kolonunun enerji verimi ve ekserji verimleri sırasıyla, %68,28 ve %64,96 olarak hesaplanmıştır. Ekserji tahribi 6,20 MW ve buna bağlı olarak geliştirme potansiyeli 2,17 MW olarak bulunmuştur. Ayrıca, Q₄ ve Q₅ ilişkin enerji ve ekserji değerleri şu şekildedir.

$$\dot{E}_{Q_4} = 0,50 \text{ MW}; \quad \dot{\Xi}_{Q_4} = 0,21 \text{ MW}$$

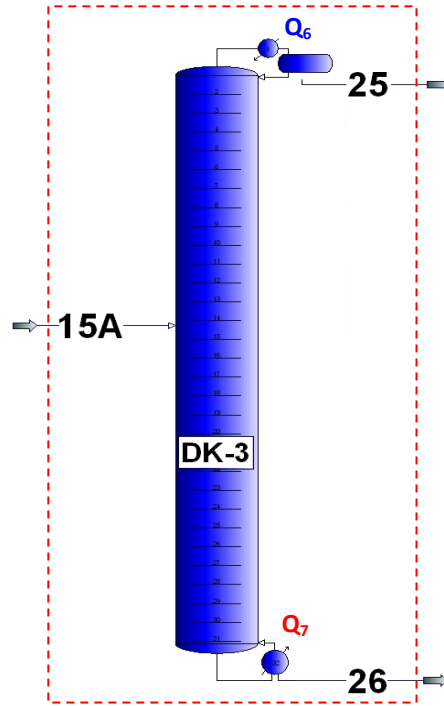
$$\dot{E}_{Q_5} = 25,01 \text{ MW}; \quad \dot{\Xi}_{Q_5} = 6,66 \text{ MW}$$

Vakum kolonu ekserji analizi ile ilgili yapılan çalışmalarda [14], [75], farklı bağıntılar kullanılarak elde edilen ekserji verimi %69,80 olarak bulunmuştur.

6.1.3 DK-3 Destilasyon Kolonu

DK-1 atmosferik destilasyon kolonundan tepe ürün olarak çıkan nafta (Akım 15) DK-3 nafta ayırma kolonunda ayrıştırılır ve kolonun dip kısmından ağır nafta (Akım 26) elde edilir. Kolonun tepesinden çıkan akım (Akım 25) bütan giderme kolonuna (DK-4) beslenir.

DK-3 nafta destilasyon kolonu (Şekil 6.3) için, Yöntem I'e ve Yöntem II'ye göre kütle, enerji ve ekserji denklilikleri yanı sıra, enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli bağıntıları geliştirilmiş ve ilgili bulgular karşılaştırılmıştır.



Şekil 6.3 DK-3 destilasyon kolonunun akış şeması

- Yöntem I

DK-3 destilasyon kolonuna ilişkin denklilikler aşağıda verilmektedir.

Kütle denkliliği:

$$\dot{m}_{15A} = \dot{m}_{25} + \dot{m}_{26} \quad (6.20)$$

Enerji denkliliği:

$$\dot{E}_{15A} + \dot{E}_{Q_7} = \dot{E}_{25} + \dot{E}_{26} + \dot{E}_{Q_6} \quad (6.21)$$

Enerji verimi:

$$\eta = \frac{\dot{E}_{25} + \dot{E}_{26}}{\dot{E}_{15A} + \dot{E}_{Q7}} \quad (6.22)$$

Ekserji denkliği (2.50) eşitliği temelinde aşağıdaki gibi yazılır:

$$\Sigma \dot{E}_{\dot{u}} = \dot{m}_{25} (e_{25}^{kim} - e_{15A}^{kim}) + \dot{m}_{26} (e_{26}^f - e_{15A}^f) \quad (6.23)$$

$$\Sigma \dot{E}_y = \dot{E}_{Q7} + \dot{m}_{25} (e_{15A}^f - e_{25}^f) + \dot{m}_{26} (e_{15A}^{kim} - e_{26}^{kim}) \quad (6.24)$$

Ekserji kaybı ve ekserji tahribi denklemleri (2.48) ve (2.51) eşitlikleri temelinde şöyle yazılır.

$$\Sigma \dot{E}_k = \dot{E}_{Q6} + \dot{E}_T = \Sigma \dot{E}_y - \Sigma \dot{E}_{\dot{u}} \quad (6.25)$$

$$\dot{E}_T = \Sigma \dot{E}_y - \Sigma \dot{E}_{\dot{u}} - \dot{E}_{Q6} \quad (6.26)$$

Ekserji verimi:

$$\varepsilon_I = \frac{\Sigma \dot{E}_{\dot{u}}}{\Sigma \dot{E}_y} = \frac{\Sigma \dot{E}_y - (\dot{E}_{Q6} + \dot{E}_T)}{\Sigma \dot{E}_y} \quad (6.27)$$

Geliştirme potansiyeli (2.54) eşitliği temelinde şu şekilde yazılır:

$$\dot{G}_{pot} = \dot{E}_T (1 - \varepsilon_I) = (\Sigma \dot{E}_y - \Sigma \dot{E}_{\dot{u}} - \dot{E}_{Q6}) (1 - \varepsilon_I) \quad (6.28)$$

• Yöntem II

DK-3 destilasyon kolonu ekserji tahribi denkliği, (2.44) eşitliği temelinde şöyle yazılır:

$$\dot{E}_T = \dot{E}_{15A}^f + \dot{E}_{Q7} - \dot{E}_{25}^f - \dot{E}_{26}^f - \dot{E}_{Q6} \quad (6.29)$$

DK-3 destilasyon kolonu için W_{min} eşitliği aşağıdaki şekilde yazılır.

$$W_{min} = \dot{E}_{25}^f + \dot{E}_{26}^f - \dot{E}_{15A}^f \quad (6.30)$$

Yöntem II'ye göre ekserji verimi:

$$\varepsilon_{II} = \frac{W_{min}}{\dot{E}_T + W_{min}} = \frac{\dot{E}_{25}^f + \dot{E}_{26}^f - \dot{E}_{15A}^f}{\dot{E}_T + \dot{E}_{25}^f + \dot{E}_{26}^f - \dot{E}_{15A}^f} \quad (6.31)$$

Yukarıdaki ekserji denklemleri kullanılarak, DK-3 destilasyon kolonu için ε_I ve ε_{II} ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri hesaplanmıştır.

DK-3 destilasyon kolonuna ait akım özellikleri Çizelge 6.5'te verilmektedir. Yöntem I ve Yöntem II'ye göre yapılan ekserji analizine ait bulgular, Çizelge 6.6'da verilmektedir.

Çizelge 6.5 DK-3 destilasyon kolonunun akım özellikleri

Akım	No	15A	25	26
	Cinsi	Nafta	Tepe	Ağır Nafta
	Faz	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı
Debi	(kg/s)	29,55	12,76	16,80
Sıcaklık	(K)	348,90	334,15	461,67
Basınç	(kPa)	141,85	493,59	594,78
Mol	(kg/kmol)	83,49	64,28	107,99
API		63,47	73,32	56,00
H	(MW)	8,65	1,64	7,24
h	(kJ/kg)	292,56	128,37	431,03
h ₀	(kJ/kg)	54,11	272,50	50,90
s	(kJ/kg. K)	3,88	2,77	4,47
s ₀	(kJ/kg. K)	3,23	3,35	3,54
e ^f	(kJ/kg)	46,26	27,10	104,67
e ^{kim}	(kJ/kg)	47143,81	47228,36	46903,21
$\dot{E}^f$	(MW)	1,37	0,35	1,76
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	1393,31	602,42	787,93

Çizelge 6.6 DK-3 destilasyon kolonuna ilişkin ekserji analizi bulguları

Yöntem I	$\dot{E}_{\dot{u}}$	$\dot{E}_{\dot{v}}$	$\dot{E}_A$	$\dot{E}_T$	η	ϵ_I	$\dot{G}_{pot}$
	(MW)	(MW)	(MW)	(MW)	(%)	(%)	(MW)
	2,06	7,33	1,23	4,05	55,73	28,08	2,91
Yöntem II	W_{min}		$\dot{E}_T$		ϵ_{II}		
	(MW)		(MW)		(%)		
	0,74		1,08		40,46		

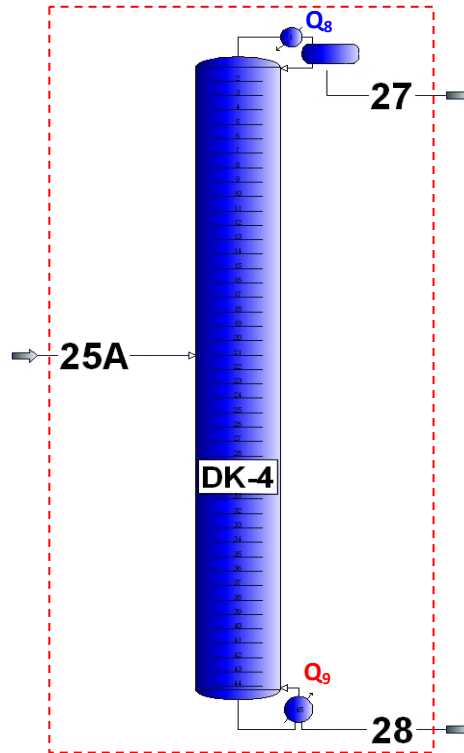
- DK-3 kolonu enerji verimi %55,73 olarak saptanmıştır. Yöntem I kullanılarak yapılan ekserji analizi sonucunda ekserji verimi %28,08, ekserji tahribi ise 4,05 MW olarak bulunmuştur. Yöntem II'ye göre yapılan hesaplamalarda ise, ekserji verimi %40,46, ekserji tahribi ise 1,08 MW olarak saptanmıştır. DK-3 destilasyon kolonu ekserji verimi, kimyasal ekserjilerdeki değişimin dikkate alındığı Yöntem I uygulandığında, fiziksel ekserjilerin dikkate alındığı Yöntem II ile hesaplandığından daha düşük, ekserji tahribi ise daha yüksek olarak hesaplanmıştır.

Yöntem II’de DK-3 destilasyon kolonunun geliştirme potansiyeli, sadece ekserji tahribi dikkate alınarak 2,91 MW olarak hesaplanmış; yoğunlaştırucudan dışarı atılan 1,23 MW’lık $\dot{\Xi}_{Q_6}$ ısı ekserjisinin değeri (eşitlik 6.26 ve 6.29) hesaplamaya katılmamıştır.

6.1.4 DK-4 Destilasyon kolonu

DK-4 nafta ayırma destilasyon kolonu (Şekil 6.4), DK-3 destilasyon kolonunun tepe ürünü DK-4 destilasyon kolonuna beslenir ve hafif nafta ve sıvılaştırılmış petol gazı (LPG) ürünleri elde edilir.

Yöntem I’e göre oluşturulan kütle, enerji ve ekserji denklilikleri, enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli bağıntıları aşağıda verilmektedir. Ayrıca, Yöntem II’ye göre de ekserji verimi ve ekserji tahribi hesaplamaları yapılmıştır.



Şekil 6.4 DK-4 destilasyon kolonunun akış şeması

- **Yöntem I**

DK-4 destilasyon kolonuna ilişkin denklilikler aşağıda verilmektedir.

Kütle denkliği:

$$\dot{m}_{25A} = \dot{m}_{27} + \dot{m}_{28} \quad (6.32)$$

Enerji denkliği:

$$\dot{E}_{25A} + \dot{E}_{Q_9} = \dot{E}_{27} + \dot{E}_{28} + \dot{E}_{Q_8} \quad (6.33)$$

Enerji verimi:

$$\eta = \frac{\dot{E}_{27} + \dot{E}_{28}}{\dot{E}_{25A} + \dot{E}_{Q_9}} \quad (6.34)$$

Ekserji denkliği (2.50) eşitliği temelinde aşağıdaki gibi yazılır:

$$\Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} = \dot{m}_{28} (e_{28}^{kim} - e_{25A}^{kim}) + \dot{m}_{28} (e_{28}^f - e_{25A}^f) \quad (6.35)$$

$$\Sigma \dot{\Xi}_y = \dot{\Xi}_{Q_9} + \dot{m}_{27} (e_{25A}^f - e_{27}^f) + \dot{m}_{27} (e_{25A}^{kim} - e_{27}^{kim}) \quad (6.36)$$

Ekserji kaybı ve ekserji tahribi denklemleri (2.48) ve (2.51) temelinde yazılır.

$$\Sigma \dot{\Xi}_K = \dot{\Xi}_{Q_8} + \dot{\Xi}_T = \Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} \quad (6.37)$$

$$\dot{\Xi}_T = \Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} - \dot{\Xi}_{Q_8} \quad (6.38)$$

Ekserji verimi:

$$\varepsilon_I = \frac{\Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}}}{\Sigma \dot{\Xi}_y} = \frac{\Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_T - \dot{\Xi}_{Q_8}}{\Sigma \dot{\Xi}_y} \quad (6.39)$$

Geliştirme potansiyeli (2.56) eşitliği temelinde şu şekilde yazılır:

$$\dot{G}_{pot} = \dot{\Xi}_T (1 - \varepsilon_I) = (\Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} - \dot{\Xi}_{Q_8}) \cdot (1 - \varepsilon_I) \quad (6.40)$$

• Yöntem II

DK-4 destilasyon kolonu için (2.44) eşitliği temelinde ekserji denkliği yazılarak, ekserji tahribi hesaplanır.

$$\dot{\Xi}_T = \dot{\Xi}_{25A}^f + \dot{\Xi}_{Q_9} - \dot{\Xi}_{27}^f - \dot{\Xi}_{28}^f - \dot{\Xi}_{Q_8} \quad (6.41)$$

DK-4 destilasyon kolonu için minimum ayırma işini hesaplamak için W_{min} eşitliği aşağıdaki şekilde yazılır.

$$W_{min} = \dot{\Xi}_{27}^f + \dot{\Xi}_{28}^f - \dot{\Xi}_{25A}^f \quad (6.42)$$

Yöntem II'ye göre ekserji verimi:

$$\varepsilon_{II} = \frac{W_{\min}}{\dot{E}_T + W_{\min}} = \frac{\dot{E}_{27}^f + \dot{E}_{28}^f - \dot{E}_{25A}^f}{\dot{E}_T + \dot{E}_{27}^f + \dot{E}_{28}^f - \dot{E}_{25A}^f} \quad (6.43)$$

Yukarıdaki ekserji denklikleri kullanılarak, DK-4 destilasyon kolonu için ε_I ve ε_{II} ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri hesaplanmıştır.

DK-4 destilasyon kolonuna ilişkin akım özellikleri Çizelge 6.7'de verilmektedir. Her iki yönetime göre elde edilen ekserji analizi bulguları Çizelge 6.8'de verilmektedir.

Çizelge 6.7 DK-4 destilasyon kolonunun akım özellikleri

Akım	No	25A	27	28
	Cinsi	Besleme	LPG	Hafif Nafta
	Faz	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı
Debi	(kg/s)	12,75	2,23	10,51
Sıcaklık	(K)	345,35	303,15	386,67
Basınç	(kPa)	493,59	807,40	1157,13
Mol ağı.	(kg/kmol)	64,28	55,04	66,78
API		73,32	79,75	72,00
H	(MW)	3,05	0,13	2,74
h	(kJ/kg)	239,17	59,44	260,46
h ₀	(kJ/kg)	272,62	440,64	205,56
s	(kJ/kg.K)	3,10	2,09	3,22
s ₀	(kJ/kg.K)	3,35	3,48	3,22
e ^f	(kJ/kg)	39,24	33,98	55,63
e ^{kim}	(kJ/kg)	47228,35	47132,82	47232,94
$\dot{E}^f$	(MW)	0,50	0,08	0,58
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	602,24	105,23	496,49

Çizelge 6.8 DK-4 destilasyon kolonuna ilişkin ekserji analizi bulguları

Yöntem I	$\dot{E}_u$	$\dot{E}_v$	$\dot{E}_A$	$\dot{E}_T$	η	ε_I	$\dot{G}_{pot}$
	(MW)	(MW)	(MW)	(MW)	(%)	(%)	(MW)
	0,22	1,19	0,50	0,46	47,78	18,55	0,38
Yöntem II	$W_{\min}$		$\dot{E}_T$		ε_{II}		
	(MW)		(MW)		(%)		
	0,16		0,30		34,90		

- DK-4 destilasyon kolonunun Yöntem I'e göre enerji ve ekserji verimleri, sırasıyla %47,78 ve %18,55 olarak bulunmuştur. Yöntem II'ye göre yapılan hesaplamalar sonucunda ekserji verimi %34,90'dır. Yöntem I ve Yöntem II ye göre yapılan

hesaplamalar sonucunda ekserji tahribi ise sırasıyla, 0,46 MW ve 0,30 MW olarak saptanmıştır.

6.2 Isıtma Fırınlarına İlişkin Hesaplamalar

Ham petrol destilasyon ünitesinde, iki tanesi DK-1 destilasyon kolonunun besleme akımını 330°C sıcaklığa çıkarmak için, bir tane de DK-2 destilasyon kolonu besleme akımını 385 °C'ye çıkarmak için kullanılan, toplam 3 adet ısıtma fırını bulunmaktadır (Şekil 5.11).

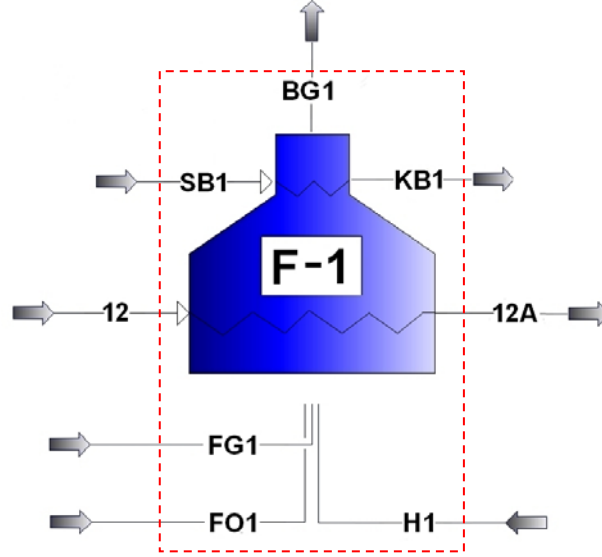
Burada, fırınların her biri için enerji ve ekserji denkliklerinin nasıl oluşturulduğu, F-1 fırını örnek alınarak anlatılmıştır. Hesaplamalarda kullanılan hava bileşimi değerleri Çizelge 6.9'da verilmektedir. Havanın kimyasal ekserjisi hesaplanırken, referans çevre modeli olarak "Model I" kullanılmıştır [23]. Yakıtların kimyasal ekserjileri, benzetim çalışmasından elde edilen veriler kullanılarak, eşitlik (2.27) temelinde hesaplanmıştır.

Çizelge 6.9 Havanın bileşimi

Madde	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O(g)
Bileşim (%)	77,48	20,59	0,03	1,90
e ^{kim} (kJ/kg)	26	124	451	527

Şekil 6.5'de F-1 ısıtma fırınının akış şeması gösterilmektedir. FG1 (DK-1 destilasyon kolonu ATGAZ akımı) ve FO1 (fuel oil akım 24 ile aynı kimyasal özelliklere sahiptir) akımları H1 hava akımı ile yakılır, elde edilen ısı ile ham petrol akımı kolon besleme sıcaklığına getirilir. Aynı zamanda, ısıtma bölgesini terk eden baca gazının duyulur ısısı kullanılarak su buharı (SB1) akımı ısıtılır ve proses buharı olarak çeşitli yerlerde kullanılmak üzere kızgın buhar (KB1) elde edilir. Kızgın buhar üretiminden sonra fırına beslenen havanın ön ısıtılmasında da kullanılan baca gazları ortalama 180°C'de bacaya verilir. Bu çalışmada, fırına giren yakıtların kimyasal bileşimleri elde edilemediğinden, baca gazlarının bileşimleri hesaplanamamıştır.

F-1 fırını için oluşturulan enerji ve ekserji denklikleri ile enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli denklikleri aşağıda verilmektedir.



Şekil 6.5 F-1 ısıtma fırınının akış şeması

Enerji denkliği;

$$\dot{E}_{12} + \dot{E}_{SB1} + \dot{E}_{FG1} + \dot{E}_{FO1} + \dot{E}_{H1} = \dot{E}_{12A} + \dot{E}_{KB1} + \dot{E}_{BG1} \quad (6.44)$$

Enerji verimi:

$$\eta = \frac{\dot{E}_{12A} + \dot{E}_{KB1}}{\dot{E}_{12} + \dot{E}_{SB1} + \dot{E}_{FG1} + \dot{E}_{FO1} + \dot{E}_{H1}} \quad (6.45)$$

Ekserji denkliği (2.50) eşitliği temelinde aşağıdaki gibi yazılır:

$$\Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} = (\dot{\Xi}_{12A}^f - \dot{\Xi}_{12}^f) + (\dot{\Xi}_{KB1}^f - \dot{\Xi}_{SB1}^f) \quad (6.46)$$

$$\Sigma \dot{\Xi}_y = \dot{\Xi}_{FG1}^{kim} + \dot{\Xi}_{FO1}^{kim} + \dot{\Xi}_{H1}^f \quad (6.47)$$

Ekserji kaybı ve ekserji tahribi denklıkları (2.48) ve (2.51) temelinde yazılır. Burada, baca gazları ile dışarı atılan ekserji de ekserji tahribine dahil edilerek hesaplama yapılmıştır.

$$\dot{\Xi}_T = \Sigma \dot{\Xi}_y - \Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}} = (\dot{\Xi}_{FG1}^{kim} + \dot{\Xi}_{FO1}^{kim} + \dot{\Xi}_{H1}^f) - ((\dot{\Xi}_{12A}^f - \dot{\Xi}_{12}^f) + (\dot{\Xi}_{KB1}^f - \dot{\Xi}_{SB1}^f)) \quad (6.48)$$

Ekserji verimi (ε):

$$\varepsilon = \frac{\Sigma \dot{\Xi}_{\dot{u}}}{\Sigma \dot{\Xi}_y} = \frac{(\dot{\Xi}_{12A}^f - \dot{\Xi}_{12}^f) + (\dot{\Xi}_{KB1}^f - \dot{\Xi}_{SB1}^f)}{\dot{\Xi}_{FG1}^{kim} + \dot{\Xi}_{FO1}^{kim} + \dot{\Xi}_{H1}^f} \quad (6.49)$$

Geliştirme potansiyeli (2.54) eşitliği temelinde şu şekilde yazılır:

$$\dot{G}_{pot} = \dot{\Xi}_T (1 - \varepsilon) = (\dot{\Xi}_{FG1}^{kim} + \dot{\Xi}_{FO1}^{kim} + \dot{\Xi}_{H1}^f) - ((\dot{\Xi}_{12A}^f - \dot{\Xi}_{12}^f) + (\dot{\Xi}_{KB1}^f - \dot{\Xi}_{SB1}^f)) \cdot (1 - \varepsilon) \quad (6.50)$$

F-1, F-2, F-3 ısıtma fırınlarına ilişkin akım özellikleri sırasıyla, Çizelge 6.10, 6.11 ve 6.12’de verilmektedir. Isıtma fırınlarının ekserji analizleri sonucunda elde edilen bulgular Çizelge 6.13’te verilmektedir.

Çizelge 6.10 F-1 ısıtma fırınının akım özellikleri

Akım	No	H1	FG1	FO1	12	12A	SB1	KB1
	Cinsi	Hava	Gaz yakıt	Sıvı yakıt	Ham Petrol	Ham Petrol	Su	Su
	Faz	Buhar	Buhar	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Buhar	Buhar
Debi	(kg/s)	17,04	1,01	0,51	60,75	60,75	1,79	1,79
Sıcaklık	(K)	467,15	333,15	323,15	484,95	605,15	458,15	648,15
Basınç	(kPa)	101,32	140,55	542,62	303,98	303,98	446,06	446,06
Mol ağı.	(kg/kmol)	28,65	56,20	602,19	183,35	183,35	18,01	18,01
API		31,79	76,34	12,47	35,47	35,47	10,06	10,06
H	(MW)	3,17	0,53	0,03	31,45	54,34	5,07	5,77
h	(kJ/kg)	186,22	522,66	64,04	517,62	894,50	2827,24	3218,25
h ₀	(kJ/kg)	12,12	444,07	21,75	57,00	57,00	104,74	104,74
s	(kJ/kg.K)	7,03	3,84	6,54	6,01	6,71	7,14	7,78
s ₀	(kJ/kg.K)	6,57	3,63	6,46	4,86	4,86	0,38	0,38
e ^f	(kJ/kg)	36,32	16,13	19,74	117,13	285,40	707,45	905,72
e ^{kim}	(kJ/kg)	0,00	47198,68	42916,03	45529,89	45529,89	479,38	479,38
$\dot{E}^f$	(MW)	0,62	0,02	0,01	7,12	17,34	1,27	1,62
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	0,00	47,67	21,95	2766,05	2766,05	0,86	0,86

Çizelge 6.11 F-2 ısıtma fırınının akım özellikleri

Akım	No	H2	FG2	FO2	13	13A	SB2	KB2
	Cinsi	Hava	Gaz yakıt	Sıvı yakıt	Ham Petrol	Ham Petrol	Su	Su
	Faz	Buhar	Buhar	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Buhar	Buhar
Debi	(kg/s)	9,59	1,18	0,28	76,43	76,43	1,47	1,47
Sıcaklık	(K)	526,15	305,15	323,15	484,95	605,15	458,15	609,15
Basınç	(kPa)	101,32	166,05	542,62	303,98	303,98	446,06	446,06
Mol ağı.	(kg/kmol)	28,65	56,20	602,19	183,35	183,35	18,01	18,01
API		31,79	76,34	12,47	35,47	35,47	10,06	10,06
H	(MW)	2,38	0,50	0,02	39,56	68,37	4,16	4,62
h	(kJ/kg)	248,26	421,62	64,04	517,62	894,50	2827,24	3137,94
h ₀	(kJ/kg)	12,12	444,07	21,75	57,00	57,00	104,74	104,74
s	(kJ/kg.K)	7,15	3,49	6,54	6,01	6,71	7,14	7,66
s ₀	(kJ/kg.K)	6,57	3,63	6,46	4,86	4,86	0,38	0,38
e ^f	(kJ/kg)	61,08	17,92	19,74	117,13	285,40	707,45	861,92
e ^{kim}	(kJ/kg)	0,00	47198,68	42916,03	45529,89	45529,89	479,38	479,38
$\dot{E}^f$	(MW)	0,59	0,02	0,01	8,95	21,81	1,04	1,27
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	0,00	55,88	12,19	3479,86	3479,86	0,71	0,71

Çizelge 6.12 F-3 ısıtma fırınının akım özellikleri

Akım	No	H3	FG3	FO3	19A	20	VBB
	Cinsi	Hava	Gaz yakıt	Sıvı yakıt	DK-1 dip ürün	DK-2 besleme	Su
	Faz	Buhar	Buhar	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Buhar
Debi	(kg/s)	14,98	0,84	0,40	66,70	0,48	67,19
Sıcaklık	(K)	491,15	307,15	323,15	585,03	655,15	658,15
Basınç	(kPa)	101,32	132,71	581,85	1274,86	1135,54	1135,54
Mol ağırlığı	(kg/kmol)	28,65	56,20	602,19	412,48	18,01	356,34
API		31,79	76,34	12,47	19,51	10,06	19,45
H	(MW)	3,17	0,39	0,03	48,43	1,56	65,13
h	(kJ/kg)	211,37	467,43	63,90	726,10	3221,73	969,34
h ₀	(kJ/kg)	12,12	444,07	21,75	30,66	104,74	44,41
s	(kJ/kg.K)	7,08	3,67	6,54	7,30	7,39	7,65
s ₀	(kJ/kg.K)	6,57	3,63	6,46	5,81	0,38	5,77
e ^f	(kJ/kg)	45,83	10,98	19,63	251,08	1026,32	366,65
e ^{kim}	(kJ/kg)	0,00	47198,68	42916,03	43823,88	479,38	43815,55
$\dot{E}^f$	(MW)	0,69	0,01	0,01	16,75	0,50	24,63
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	0,00	39,78	17,07	2923,15	0,23	2943,78

Çizelge 6.13 F-1, F-2 ve F-3 ısıtma fırınlarına ilişkin ekserji analizi bulguları

Fırın	$\dot{E}_u$ (MW)	$\dot{E}_y$ (MW)	$\dot{E}_T$ (MW)	η (%)	ϵ_I (%)	$\dot{G}_{pot}$ (MW)
F-1	11,20	70,23	59,04	34,62	15,94	49,62
F-2	13,67	68,66	54,99	48,11	19,91	44,04
F-3	9,30	57,53	49,45	32,56	14,04	42,51

F-1, F-2 ve F-3 ısıtma fırınlarının enerji verimleri sırasıyla, %34,62, %48,11 ve %32,56 olarak bulunmuştur. Ekserji verimleri F-1 için %15,94, F-2 için %19,91 ve F-3 için %14,04 olarak hesaplanmıştır. Ekserji tahripleri F-1 için 59,04 MW, F-2 için 54,99 MW ve F-3 için 49,45 MW olarak; geliştirme potansiyelleri ise sırasıyla, 49,62 MW, 44,04 MW ve 42,51 MW olarak saptanmıştır.

6.3 Isı Değiştiricilere İlişkin Hesaplamalar

Isı değiştirici ağı, destilasyon kolonlarından çıkan ürün ve geri döngü (pump-around) akımlarının sahip oldukları duyulur ısı kullanılarak, üniteye beslenen ham petrolün ısıtıldığı kısımdır. Isı değiştirici ağında 11 adet ısı değiştirici (E-1'den E-11'e kadar) bulunmaktadır (Şekil 5.11). Ayrıca, iki adet ısı değiştiricide (E-12 ve E-13) DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının besleme akımları kolonların kendi dip ürünleri ile ısıtılmaktadır.

E-3 ısı değiştiricisine ilişkin oluşturulan kütle, enerji ve ekserji denklilikleri ile enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli bağıntıları aşağıda verilmektedir.

Isı değiştiricilere ilişkin akım özellikleri sırası ile Çizelge 6.14, 6.15, 6.16, 6.17 ve 6.18’de verilmektedir. Isı değiştiricilere ilişkin ekserji analizi bulguları ise Çizelge 6.19’da verilmektedir.

Çizelge 6.14 E-1, E-2 ve E-3 ısı değıştircilerinin akım özellikleri

ISI DEĞİŖTİRİCİ		E-1				E-2				E-3			
Akım	No	1	2			2	3	18PC	18PD	6	6A	16	16A
	Cinsi	Ham	Ham	DK-1 Tepe	DK-1 Tepe	Ham	Ham	A. Dızel	A. Dızel	Ham	Ham	Gaz yağı	Gaz yağı
	Faz	Sıvı	Sıvı	Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı
Debi	(kg/s)	126,26	126,26	79,25	79,25	126,26	126,26	59,86	59,86	16,66	16,66	18,11	18,11
Sıcaklık	(K)	293,15	390,86	421,65	375,15	390,86	401,97	446,28	424,15	395,28	425,70	454,13	423,15
Basınç	(kPa)	2062,66	1866,52	253,28	238,94	1866,52	1670,39	288,63	288,63	303,98	303,98	335,00	335,00
Mol ağı.	(kg/kmol)	174,41	174,41	87,58	87,58	174,41	174,41	216,94	216,94	183,35	183,35	147,80	147,80
API		36,95	36,95	58,59	58,59	36,95	36,95	35,78	35,78	35,47	35,47	46,04	46,04
H	(MW)	6,00	31,00	51,94	26,93	31,00	34,14	21,21	18,07	4,37	5,74	7,05	5,68
h	(kJ/kg)	47,49	245,51	655,33	339,80	245,51	270,41	354,36	301,82	262,37	344,59	389,42	313,77
h ₀	(kJ/kg)	57,19	57,19	54,24	54,24	57,19	57,19	39,77	39,77	57,00	57,00	45,88	45,88
s	(kJ/kg.K)	4,69	5,27	4,88	4,10	5,27	5,33	5,46	5,35	5,42	5,62	4,89	4,72
s ₀	(kJ/kg.K)	4,77	4,77	3,36	3,36	4,77	4,77	4,63	4,63	4,86	4,86	4,02	4,02
e ^f	(kJ/kg)	14,13	38,25	148,46	64,44	38,25	44,16	65,54	48,25	37,02	59,03	83,64	59,80
İ ^f	(MW)	1,78	4,83	11,77	5,11	4,83	5,58	3,92	2,89	0,62	0,98	1,51	1,08

Çizelge 6.15 E-4, E-5 ve E-6 ısı değıştircilerinin akım özellikleri

ISI DEĞİŖTİRİCİ		E-4				E-5				E-6			
Akım	No	6A	6B	17	17A	6B	6C	18	18A	7	7A	18PB	18PC
	Cinsi	Ham	Ham	Hafif dizel	Hafif dizel	Ham	Ham	Ağır dizel	Ağır dizel	Ham	Ham	A. Dizel	A. Dizel
	Faz	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı
Debi	(kg/s)	16,66	16,66	8,08	8,08	16,66	16,66	14,08	14,08	55,85	55,85	59,86	59,86
Sıcaklık	(K)	425,70	451,16	515,99	458,15	451,16	475,03	532,57	501,15	395,28	432,80	510,15	473,15
Basınç	(kPa)	303,98	303,98	278,64	278,64	303,98	303,98	303,98	303,98	303,98	303,98	288,63	288,63
Mol ağ.	(kg/kmol)	183,35	183,35	196,73	196,73	183,35	183,35	226,83	226,83	183,35	183,35	216,94	216,94
API		35,47	35,47	38,27	38,27	35,47	35,47	34,58	34,58	35,47	35,47	35,78	35,78
H	(MW)	5,74	6,95	4,33	3,12	6,95	8,12	8,07	6,89	14,65	20,35	30,87	25,17
h	(kJ/kg)	344,59	416,95	535,69	386,57	416,95	487,66	573,01	489,35	262,37	364,42	515,72	420,50
h ₀	(kJ/kg)	57,00	57,00	40,53	40,53	57,00	57,00	37,97	37,97	57,00	57,00	39,77	39,77
s	(kJ/kg.K)	5,62	5,79	5,66	5,35	5,79	5,94	5,97	5,81	5,42	5,67	5,80	5,61
s ₀	(kJ/kg.K)	4,86	4,86	4,45	4,45	4,86	4,86	4,68	4,68	4,86	4,86	4,63	4,63
e ^f	(kJ/kg)	59,03	81,39	133,96	77,87	81,39	105,99	149,29	114,47	37,02	64,83	126,81	89,24
İ ^f	(MW)	0,98	1,36	1,08	0,63	1,36	1,77	2,10	1,61	2,07	3,62	7,59	5,34

Çizelge 6.16 E-7, E-8 ve E-9 ısı değıştircilerinin akım özellikleri

ISI DEĞİŖTİRİCİ		E-7				E-8				E-9			
Akım	No	7A	7B	18PA	18PB	8	8A	23PB	23PC	8A	8B	23PA	23PB
	Cinsi	Ham	Ham	A. Dızıl	A. Dızıl	Ham	Ham	HVGO	HVGO	Ham	Ham	HVGO	HVGO
	Faz	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı
Debi	(kg/s)	55,85	55,85	59,86	59,86	64,67	64,67	41,98	41,98	64,67	64,67	41,98	41,98
Sıcaklık	(K)	432,80	461,34	538,58	510,15	395,28	411,83	488,15	460,45	411,83	442,19	538,16	488,15
Basınç	(kPa)	303,98	303,98	288,63	288,63	303,98	303,98	1215,90	1215,90	303,98	303,98	1215,90	1215,90
Mol ağı.	(kg/kmol)	183,35	183,35	216,94	216,94	183,35	183,35	354,82	354,82	183,35	183,35	354,82	354,82
API		35,47	35,47	35,78	35,78	35,47	35,47	24,40	24,40	35,47	35,47	24,40	24,40
H	(MW)	20,35	24,96	35,47	30,87	16,97	19,83	18,26	15,40	19,83	25,29	23,72	18,26
h	(kJ/kg)	364,42	446,81	592,60	515,72	262,37	306,63	435,00	366,80	306,63	391,04	565,04	435,00
h ₀	(kJ/kg)	57,00	57,00	39,77	39,77	57,00	57,00	29,18	29,18	57,00	57,00	29,18	29,18
s	(kJ/kg.K)	5,67	5,86	5,95	5,80	5,42	5,53	6,40	6,25	5,53	5,73	6,65	6,40
s ₀	(kJ/kg.K)	4,86	4,86	4,63	4,63	4,86	4,86	5,36	5,36	4,86	4,86	5,36	5,36
e ^f	(kJ/kg)	64,83	91,47	157,92	126,81	37,02	48,36	97,10	71,59	48,36	73,02	152,32	97,10
İ ^f	(MW)	3,62	5,11	9,45	7,59	2,39	3,13	4,08	3,01	3,13	4,72	6,39	4,08

Çizelge 6.17 E-10, E-11 ve E-12 ısı değıştircilerinin akım özellikleri

ISI DEĞİŖTİRİCİ		E-10				E-11				E-12			
Akım	No	9	10	24A	24B	10	11	24	24A	15	15A	26	26A
	Cinsi	Ham	Ham	Vakum	Vakum	Ham	Ham	Vakum	Vakum	Nafta	Nafta	Ağır nafta	Ağır nafta
	Faz	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı
Debi	(kg/s)	137,18	137,18	31,63	31,63	137,18	137,18	31,63	31,63	29,55	29,55	16,80	16,80
Sıcaklık	(K)	454,08	464,52	548,15	496,15	464,52	484,95	630,28	548,15	312,04	348,90	461,67	303,15
Basınç	(kPa)	303,98	303,98	1013,25	1013,25	303,98	303,98	1013,25	1013,25	141,85	141,85	594,78	594,78
Mol ağırlığı	(kg/kmol)	183,35	183,35	602,19	602,19	183,35	183,35	602,19	602,19	83,49	83,49	107,99	107,99
API		35,47	35,47	12,47	12,47	35,47	35,47	12,47	12,47	63,47	63,47	56,00	56,00
H	(MW)	58,37	62,59	18,00	13,78	62,59	71,01	26,42	18,00	2,43	8,65	7,24	1,02
h	(kJ/kg)	425,48	456,24	569,12	435,70	456,24	517,62	835,31	569,12	82,09	292,56	431,03	60,74
h ₀	(kJ/kg)	57,00	57,00	21,75	21,75	57,00	57,00	21,75	21,75	54,11	54,11	50,90	50,90
s	(kJ/kg.K)	5,81	5,88	7,68	7,42	5,88	6,01	8,07	7,68	3,29	3,88	4,47	3,49
s ₀	(kJ/kg.K)	4,86	4,86	6,46	6,46	4,86	4,86	6,46	6,46	3,23	3,23	3,54	3,54
e ^f	(kJ/kg)	84,22	94,75	183,05	126,32	94,75	117,13	333,72	183,05	12,27	46,26	104,67	24,27
İ ^f	(MW)	11,55	13,00	5,79	4,00	13,00	16,07	10,56	5,79	0,36	1,37	1,76	0,41

Çizelge 6.18 E-13 ısı değıştircisinin akım özellikleri

ISI DEĞİŖTİRİCİ		E-13			
Akım	No	25	25A	28	28A
	Cinsi	DK-3 Tepe	DK-3 Tepe	Hafif nafta	Hafif nafta
	Faz	Sıvı	Sıvı -Buhar	Sıvı	Sıvı
Debi	(kg/s)	12,76	12,76	7,94	7,94
Sıcaklık	(K)	334,15	344,87	399,58	333,15
Basınç	(kPa)	493,59	493,59	1157,13	1157,13
Mol ağı.	(kg/kmol)	64,28	64,28	71,72	71,72
API		73,32	73,32	69,48	69,48
H	(MW)	1,64	2,94	2,31	1,00
h	(kJ/kg)	128,37	230,82	290,64	126,15
h ₀	(kJ/kg)	272,50	272,50	83,60	83,60
s	(kJ/kg.K)	2,77	3,08	3,44	2,99
s ₀	(kJ/kg.K)	3,35	3,35	2,99	2,99
e ^f	(kJ/kg)	27,10	37,97	74,97	44,81
Ḕ ^f	(MW)	0,35	0,48	0,60	0,36

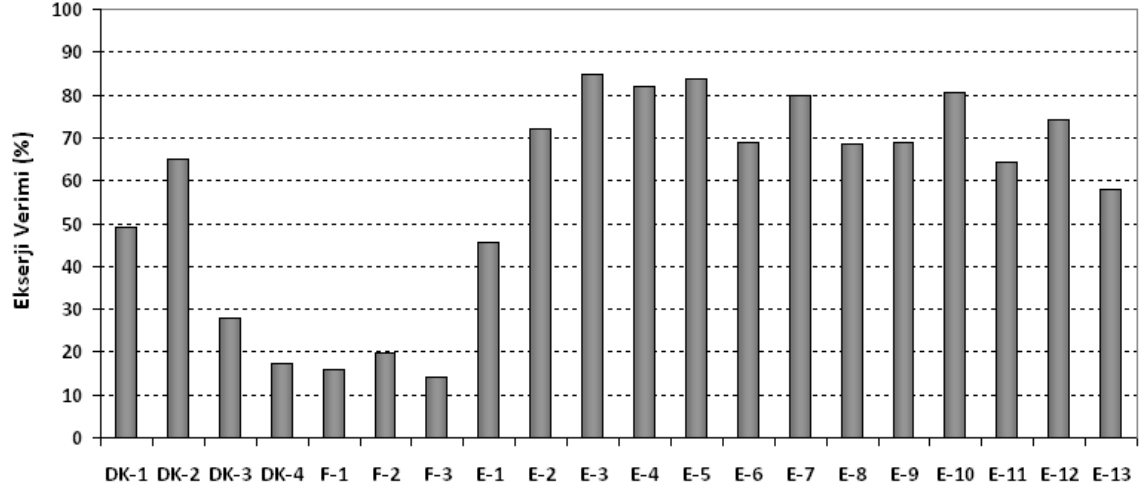
Çizelge 6.19 Isı değıştircilerine ilişkin ekserji analizi bulguları

Isı Değıştirci	Ḕ _ü (MW)	Ḕ _y (MW)	Ḕ _T (MW)	Ḕ _{pot} (MW)	ε (%)
E-1	3,04	6,66	3,61	1,96	45,72
E-2	0,75	1,03	0,29	0,08	72,15
E-3	0,37	0,43	0,07	0,01	84,93
E-4	0,37	0,45	0,08	0,01	82,14
E-5	0,41	0,49	0,08	0,01	83,60
E-6	1,55	2,25	0,70	0,22	69,07
E-7	1,49	1,86	0,37	0,08	79,91
E-8	0,73	1,07	0,34	0,11	68,46
E-9	1,59	2,32	0,72	0,23	68,80
E-10	1,44	1,79	0,35	0,07	80,52
E-11	3,07	4,77	1,70	0,60	64,42
E-12	1,00	1,35	0,35	0,09	74,37
E-13	0,14	0,24	0,10	0,04	57,86

Isı değıştircilerine ilişkin yapılan ekserji analizinin sonuçları incelendiğinde en yüksek ekserji tahribi E-1 için 3,61 MW; en düşük ekserji tahribi ise E-3 için 0,07 MW olarak bulunmuştur. Buna bağılı olarak, en yüksek ekserji verimi E-3 için %84,93 iken, en düşük ekserji verimi E-1 için %45,72 olarak saptanmıştır. Dolayısıyla, en yüksek geliştirme potansiyeli E-1 için 1,96 MW olarak hesaplanmıştır.

6.4 Ekserji Analizi Bulgularının Karşılaştırılması

Bu çalışmada yapılan ekserji analizine ilişkin sonuçlar toplu şekilde grafiksel ve karşılaştırmalı olarak aşağıda verilmektedir. Her bir proses cihazı için elde edilen ekserji verimleri Şekil 6.7’de gösterilmektedir.

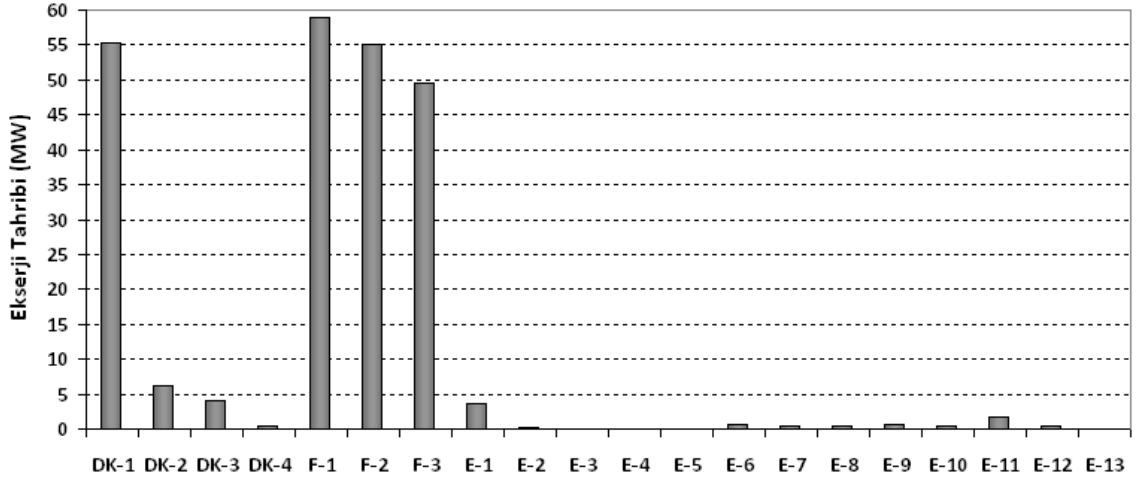


Şekil 6.7 Proses cihazlarının ekserji verimleri

Proses cihazlarının ekserji verimleri karşılaştırıldığında, en yüksek ekserji verimleri E-3 (%84,93), E-5 (%83,60) ve E-4 (%82,14) ısı değiştiricileri ile DK-2 (%64,96) destilasyon kolonunda saptanmıştır. En düşük ekserji verimi ise, F-3 (%14,04), F-1 (%15,94) ısıtma fırınlarında, DK-4 (%18,55) destilasyon kolonunda ve E-1 (%45,72) ısı değiştiricisinde bulunmuştur.

Isıtma fırınlarının ekserji verimlerinin düşük çıkmasının ana sebebi, fırınlarda yakıtların yakılmasından kaynaklanan ekserji tahribinin fazla olmasıdır. E-1 ısı değiştiricisinin ekserji veriminin diğer ısı değiştiricilerinkine oranla daha düşük olması, ısı değiştiriciye giren sıcak akımın buhar fazda olması nedeniyle oluşan ekserji tahribinden kaynaklanmaktadır.

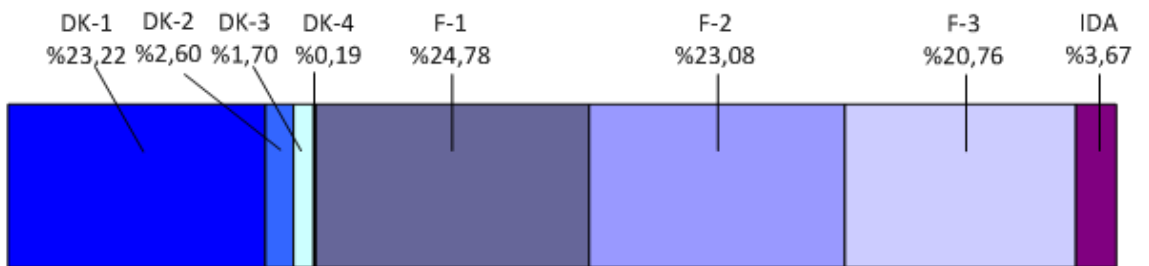
Proses cihazlarının ekserji tahribi değerleri Şekil 6.8’de gösterilmektedir. Şekil 6.8 incelendiğinde, en yüksek ekserji tahriplerinin sırasıyla, F-1 fırınında (59,04 MW), DK-1 (55,33 MW) destilasyon kolonunda, F-2 (54,99 MW) ve F-3 (49,45 MW) ısıtma fırınlarında olduğu bulunmuştur.



Şekil 6.8 Proses cihazlarının ekserji tahribi değerleri

DK-1 destilasyon kolonundaki ekserji tahribinin diğer destilasyon kolonlarındakilere oranla çok daha yüksek bulunması; bu kolonda ham petrolün altı farklı ürün akımına ayrışması, yan sıyırma kolonları ile kolondan çıkan su buharının ve nafta ürününün ayrıştırıldığı D-1 dramının sistem sınırının içine alınması ve kolon içinde soğuk geri döngü akım debilerinin diğer kolonlara göre oldukça fazla olmasından kaynaklanmaktadır.

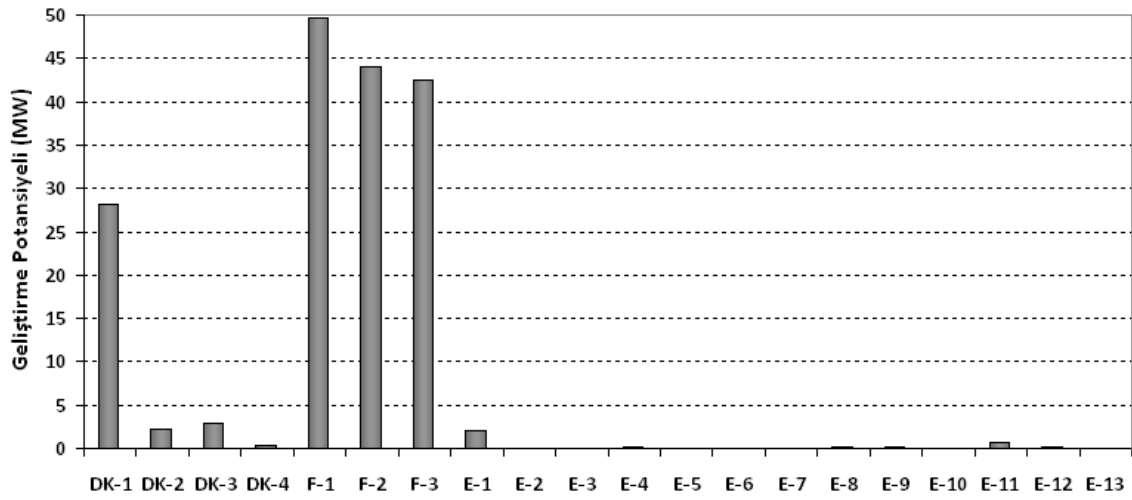
Proses cihazlarındaki ekserji tahriplerinin prodesteki toplam ekserji tahribindeki katkı oranları Şekil 6.9’da gösterilmektedir.



Şekil 6.9 Proses cihazlarına ilişkin ekserji tahribi dağılımı

Yanma reaksiyonlarının yer aldığı ısıtma fırınlarındaki ekserji tahribi, sistemdeki toplam ekserji tahribinin %68,62’sini oluşturmaktadır. Destilasyon kolonlarının toplam ekserji tahribine katkı oranı %27,71 iken, ısı değiştirici ağının (IDA) katkı oranı sadece %3,67’dir.

Ekserji kaybı azaltılarak yapılabilecek maksimum iyileştirme yani geliştirme potansiyeli değerleri Şekil 6.10'da gösterilmektedir.



Şekil 6.10 Proses cihazları geliştirme potansiyellerinin karşılaştırılması

En yüksek geliştirme potansiyeli değerlerinin F-1 (49,62 MW), F-2 (44,04 MW) ve F-3 (42,51 MW) ısıtma fırınlarında olduğu; ayrıca, DK-1 destilasyon kolonunda da 28,22 MW değerinde bir geliştirme potansiyelinin olduğu görülmektedir .

PARAMETRİK ÇALIŞMALAR, EKSERJİ ANALİZİ HESAPLAMALARI, İLGİLİ BULGULAR VE TARTIŞMA

Bu bölümde, ham petrol destilasyon ünitesi çalışma şartlarının proses cihazlarına ilişkin enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyelleri üzerindeki etkileri incelenmiştir. Etkileri incelenen parametreler, literatürde sürdürülmüş olan çalışmalar [12], [75], ve ham petrol destilasyon sisteminin enerji verimini arttırmaya yönelik yapılmış olan pratik öneriler [76] doğrultusunda belirlenmiştir.

Parametrik çalışmalar, ham petrol destilasyon ünitesinin ana destilasyon kolonu olması, çalışma şartlarının proseste bulunan diğer cihazların çalışmasını etkilemesi ve özellikle, temel durum çalışmasında elde edilen bulgulara göre ekserji tahribinin yüksek olması dolayısıyla, DK-1 destilasyon kolonu üzerinde yapılmıştır.

DK-1 destilasyon kolonunun temel durum tepe ve besleme tepsisi basınçları (253/297 kPa) geri akış debisi $230 \text{ m}^3/\text{h}$ ve geri döngülü ısı değiştiricideki (AD PA) debi ($255 \text{ m}^3/\text{h}$) değiştirilerek, üç farklı durum için benzetim çalışmaları yapılmıştır.

Durum 1: Temel durum benzetim çalışmasındaki cihaz özellikleri ve diğer çalışma şartları sabit tutulmuş ve temel durum basınç benzetim değerleri orta nokta alınarak, DK-1 destilasyon kolonu tepe ve besleme tepsisi basınçları, +20kPa, +40kPa ve -20kPa, -40 kPa şeklinde değiştirilmiştir.

Durum 2: Diğer parametreler temel durum çalışma şartlarında sabit tutulmuş ve DK-1 destilasyon kolonu temel durum geri akış debisi $230 \text{ m}^3/\text{h}$ iken 210, 220, 240 ve $250 \text{ m}^3/\text{h}$ şeklinde değiştirilmiştir.

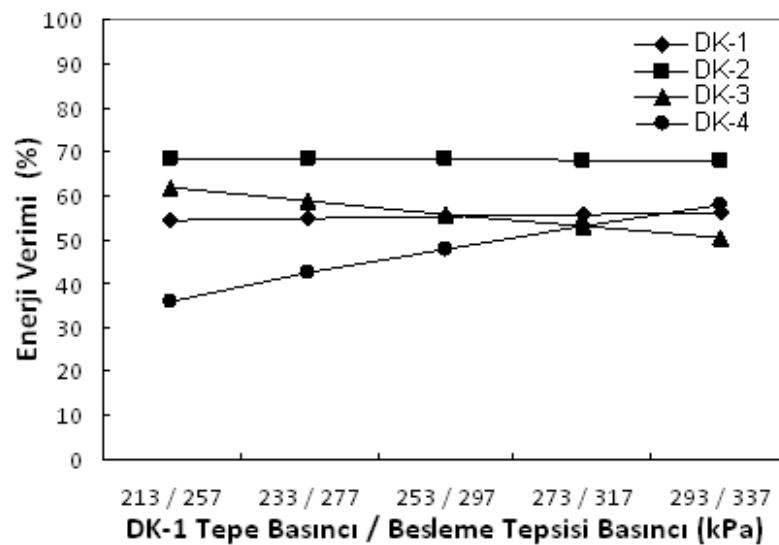
Durum 3: Diğer parametreler temel durum çalışma şartlarında sabit tutulmuş ve DK-1 destilasyon kolonu ağır dizel geri döngülü ısı değiştiricideki (AD PA) debi (geri döngü debisi) $255 \text{ m}^3/\text{h}$ 'den 235, 245, 265 ve $275 \text{ m}^3/\text{h}$ olarak değiştirilmiştir.

Benzetimler sonucunda elde edilen entalpi ve entropi değerleri ve Bölüm 6'da proses cihazları için oluşturulan eşitlikler kullanılarak enerji ve ekserji analizi hesaplamaları yapılmıştır. Analizler sonucunda bulunan enerji ve ekserji verimleri ile ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri Çizelge 7.1 de verilmektedir.

7.1 DK-1 Destilasyon Kolonu Basıncının Etkisi

DK-1 destilasyon kolonu çalışma basıncı, sistemin çalışabileceği ve elde edilen ürünlerin özelliklerini değiştirmeyecek aralıkta değiştirilmiştir. DK-1 destilasyon kolonu tepe ve besleme tepsisi basınçlarının değiştirilmesi sonucunda elde edilen DK-1, DK-2, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının enerji ve ekserji verimleri ile ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri Çizelge 7.1'de verilmekte, basıncın etkisi Şekil 7.1, 7.2, 7.3 ve 7.4'te gösterilmektedir.

Basınç arttıkça (Şekil 7.1) DK-1 ve DK-4 kolonlarının enerji verimleri artmakta, DK-2 ve DK-3 kolonlarının enerji verimleri azalmaktadır. DK-4 destilasyon kolonunun en düşük enerji verimi %35,94, en yüksek enerji verimi ise %57,92 olarak bulunmuştur. En yüksek enerji verimi ile en düşük enerji verimi arasındaki fark %21,98'dir. Basınç arttıkça DK-2 ve DK-3 kolonlarının enerji verimlerindeki azalma sırasıyla, %0,34 ve %5,29 olarak saptanmıştır.

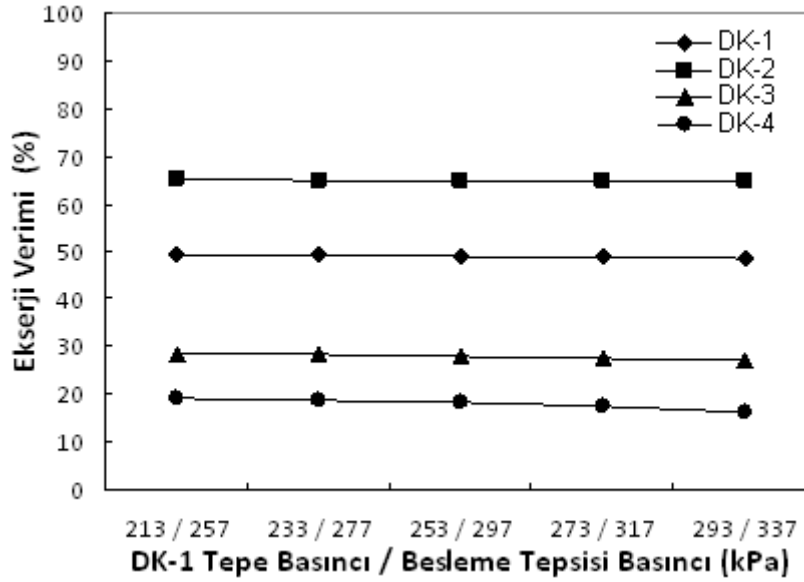


Şekil 7.1 DK-1 kolonu basıncının destilasyon kolonlarının enerji verimine etkisi

Çizelge 7.1 Parametrik çalışma ekserji analizi bulguları

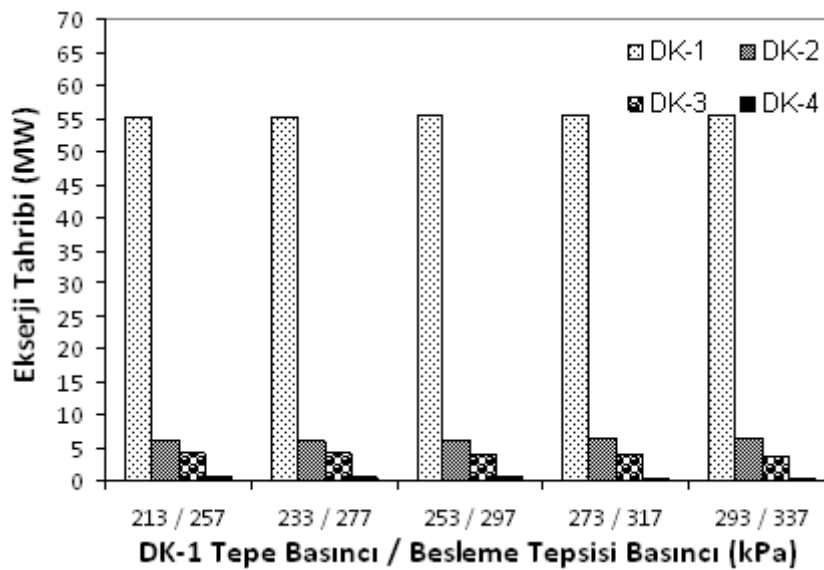
	<i>ENERJİ VERİMİ (%)</i>				<i>EKSERJİ VERİMİ (%)</i>				<i>EKSERJİ TAHRİBİ (MW)</i>				<i>GELİŞTİRME POTANSİYELİ (MW)</i>			
	DK-1	DK-2	DK-3	DK-4	DK-1	DK-2	DK-3	DK-4	DK-1	DK-2	DK-3	DK-4	DK-1	DK-2	DK-3	DK-4
Basınç (kPa)	Geri Akış: 230 m³/h; Geri Döngü: 255 m³/h															
213 / 257	54,22	68,51	61,94	35,94	49,38	65,09	28,36	19,21	55,14	6,06	4,32	0,53	27,91	2,11	3,10	0,43
233 / 277	54,77	68,41	58,59	42,52	49,19	65,03	28,45	19,02	55,23	6,11	4,18	0,50	28,06	2,14	2,99	0,40
253 / 297	55,27	68,28	55,73	47,78	48,99	64,96	28,08	18,55	55,33	6,20	4,05	0,46	28,22	2,17	2,91	0,38
273 / 317	55,71	68,12	52,98	53,05	48,79	64,88	27,62	17,59	55,40	6,29	3,90	0,41	28,37	2,21	2,82	0,34
293 / 337	56,12	67,94	50,44	57,92	48,58	64,79	27,04	16,39	55,46	6,40	3,75	0,36	28,52	2,25	2,74	0,30
Geri Akış (m³/h)	Tepe / Besleme Tepsisi Basınçları: 253 / 297 kPa; Geri Döngü: 255 m³/h															
210	54,81	68,07	61,67	36,36	49,46	64,88	28,42	19,21	54,66	6,30	4,29	0,53	27,62	2,21	3,07	0,43
220	55,08	68,20	58,17	43,24	49,20	64,93	28,44	18,98	55,04	6,24	4,15	0,50	27,96	2,19	2,97	0,40
230	55,27	68,28	55,73	47,78	48,99	64,96	28,08	18,55	55,33	6,20	4,05	0,46	28,22	2,17	2,91	0,38
240	55,56	68,38	51,44	56,16	48,64	64,99	27,24	16,82	55,78	6,14	3,83	0,38	28,65	2,15	2,79	0,32
250	55,76	68,45	48,17	62,36	48,34	65,00	26,16	14,96	56,12	6,10	3,66	0,30	28,99	2,14	2,71	0,25
Geri Döngü (m³/h)	Tepe / Besleme Tepsisi Basınçları: 253 / 297 kPa; Geri Akış: 230 m³/h															
235	55,07	68,15	59,49	40,87	49,32	64,91	28,59	19,09	55,00	6,26	4,20	0,51	27,88	2,20	3,00	0,42
245	55,17	68,22	57,58	44,42	49,16	64,94	28,40	18,88	55,18	6,23	4,12	0,49	28,05	2,18	2,95	0,40
255	55,27	68,28	55,73	47,78	48,99	64,96	28,08	18,55	55,33	6,20	4,05	0,46	28,22	2,17	2,91	0,38
265	55,36	68,33	53,81	51,39	48,82	64,97	27,72	17,95	55,48	6,17	3,96	0,43	28,39	2,16	2,86	0,35
275	55,44	68,37	51,84	55,17	48,65	64,99	27,28	17,07	55,62	6,14	3,86	0,39	28,56	2,15	2,81	0,32

DK-1 destilasyon kolonunun basıncı arttıkça (Şekil 7.2) ekserji verimi %0,8 azalmaktadır. DK-2 destilasyon kolonunun ekserji veriminin en yüksek ve en düşük basınç arasında değişimi sadece %0,3 iken DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının en yüksek ve en düşük ekserji verimleri arasındaki fark sırasıyla, %1,32 ve %2,82 olarak saptanmıştır.



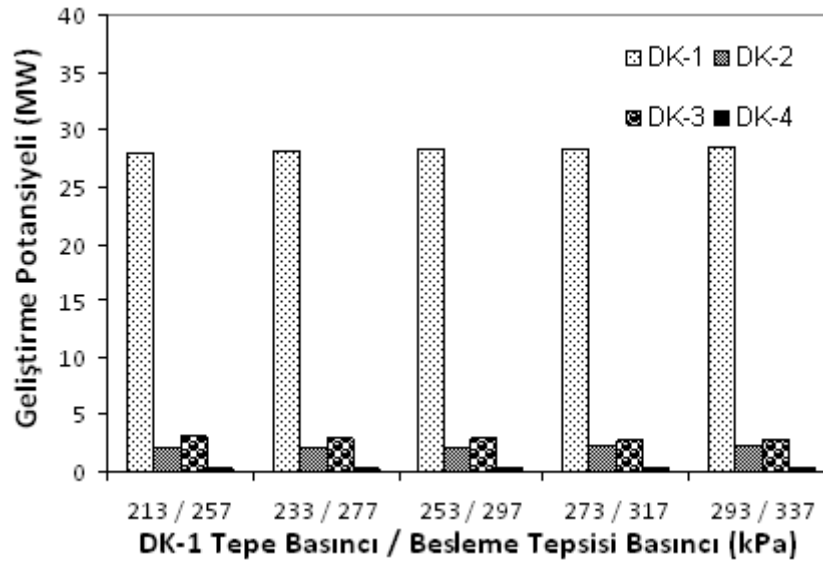
Şekil 7.2 DK-1 kolonu basıncının destilasyon kolonlarının ekserji verimine etkisi

Basınç arttıkça, ekserji tahribinin en yüksek ve en düşük basınçlar arasındaki değişim DK-1 için 0,32 MW, DK-2 için 0,34 MW, DK-3 için 0,57 MW ve DK-4 için 0,17 MW olarak bulunmuştur. İncelenen basınç değeri aralıklarında ekserji tahribinde fazla bir değişimin olmadığı saptanmıştır (Şekil 7.3).



Şekil 7.3 DK-1 kolonu basıncının destilasyon kolonlarının ekserji tahribine etkisi

Basınç arttıkça, DK-1 ve DK-2 kolonlarının geliştirme potansiyeli artmakta, DK-3 ve DK-4 kolonlarının geliştirme potansiyeli ise azalmaktadır. En yüksek geliştirme potansiyeli DK-1 kolonunda 28,52 MW olarak, en düşük geliştirme potansiyeli ise DK-4 kolonunda 0,3 MW olarak bulunmuştur (Şekil 7.4).

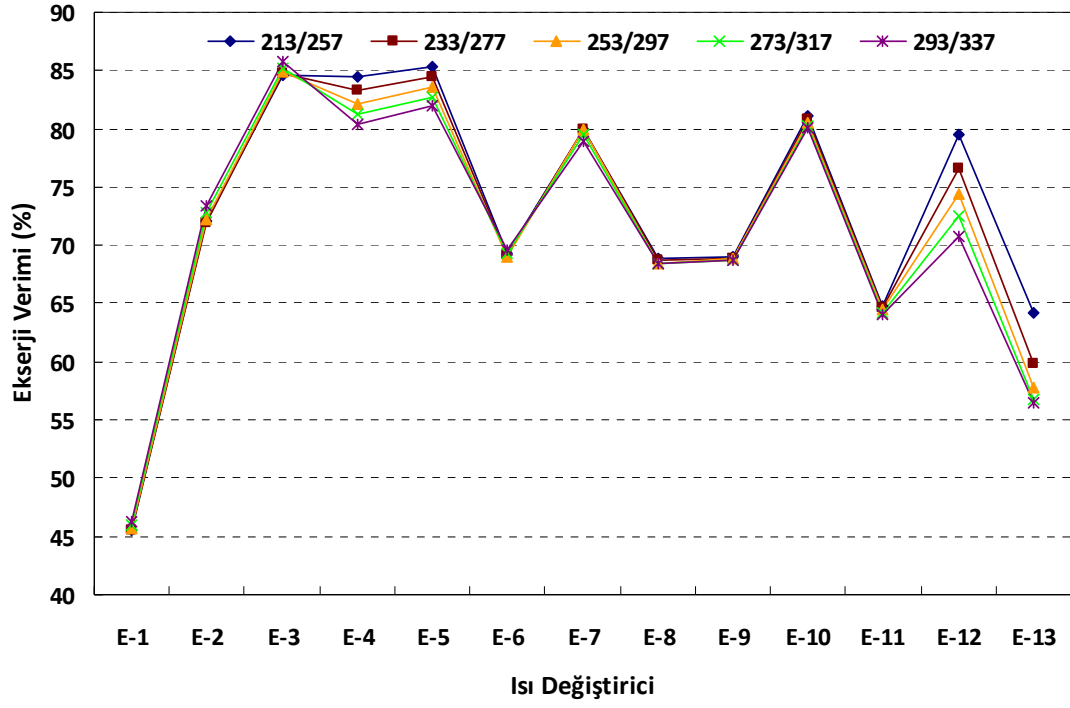


Şekil 7.4 DK-1 kolonu basıncının destilasyon kolonlarının geliştirme potansiyeline etkisi Rivero ve Anaya [12] yayınladıkları çalışmada, atmosferik destilasyon kolonunun basıncı 27,6 kPa arttırıldığında, ekserji veriminin %0,62 arttığını, ekserji kaybının %2,58 azaldığını ve geliştirme potansiyelinin %6,39 azaldığını tespit etmişlerdir. Basınç değişiminin ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli üzerinde fazla bir etkisinin olmadığı saptanmıştır.

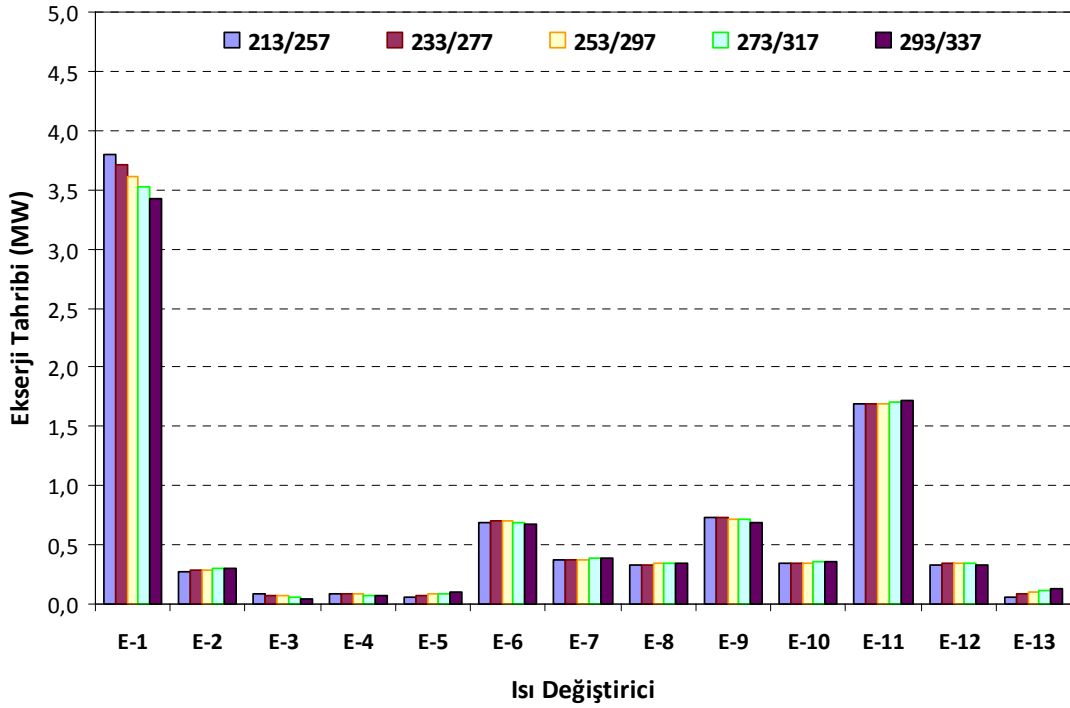
Basınç değişiminin ısı değiştiricisi ağının ekserji verimi, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli üzerindeki etkisi Şekil 7.5, 7.6 ve 7.7’de gösterilmektedir.

DK-1 destilasyon kolonu basıncı arttıkça E-4 ile E-5 ısı değitiricilerin ekserji verimleri yaklaşık %4, E-12 ve E-13 ısı değitiricilerinin ekserji verimleri ise yaklaşık %9 azalmaktadır. En yüksek ekserji verimi %85,77 olarak E-3 ısı değitiricisinde, en düşük ekserji verimi ise %45,60 olarak E-1 ısı değitiricisinde saptanmıştır (Şekil 7.5).

Ekserji tahribinde en fazla değişim E-1 ısı değitiricisinde bulunmuş ve en yüksek ekserji tahribi 3,79 MW en düşük ekserji tahribi ise 3,42 MW olarak hesaplanmıştır (Şekil 7.6).

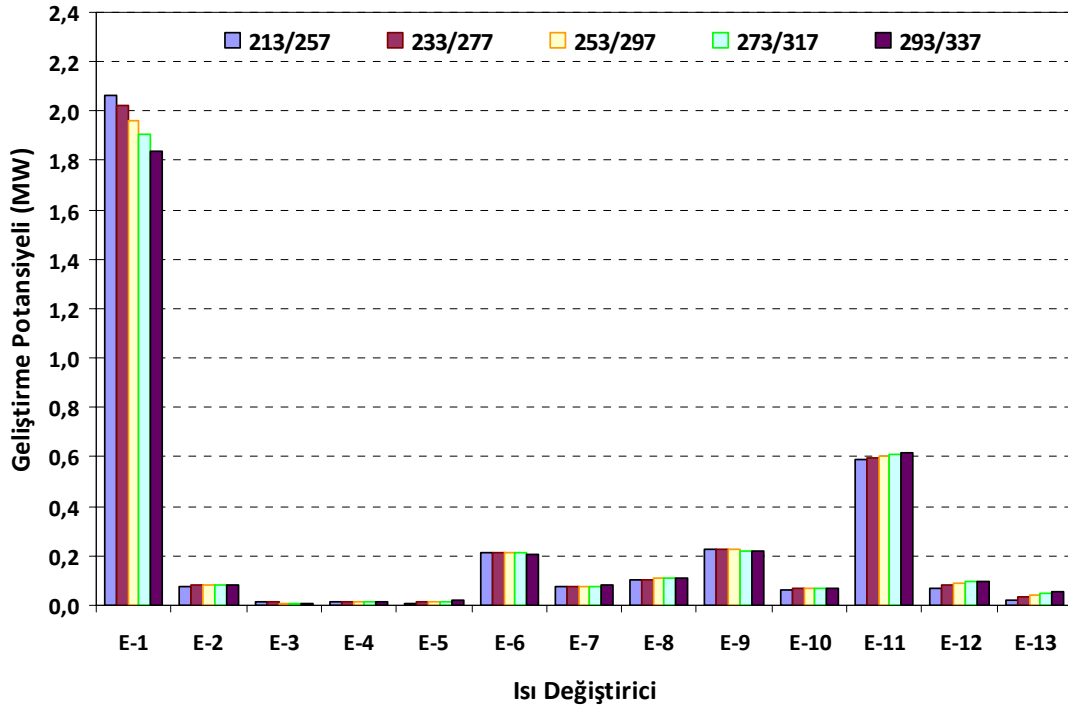


Şekil 7.5 DK-1 kolonu basıncının ısı değıştiricilerin ekserji verimine etkisi



Şekil 7.6 DK-1 kolonu basıncının ısı değıştiricilerin ekserji tahribine etkisi

Ekserji tahribi değişimine benzer şekilde, geliştirme potansiyelinde de en fazla değişim E-1 ısı değiştiricisinin en yüksek geliştirme potansiyeli 2,06 MW en düşük geliştirme potansiyeli ise 1,84 MW olarak hesaplanmıştır (Şekil 7.7).

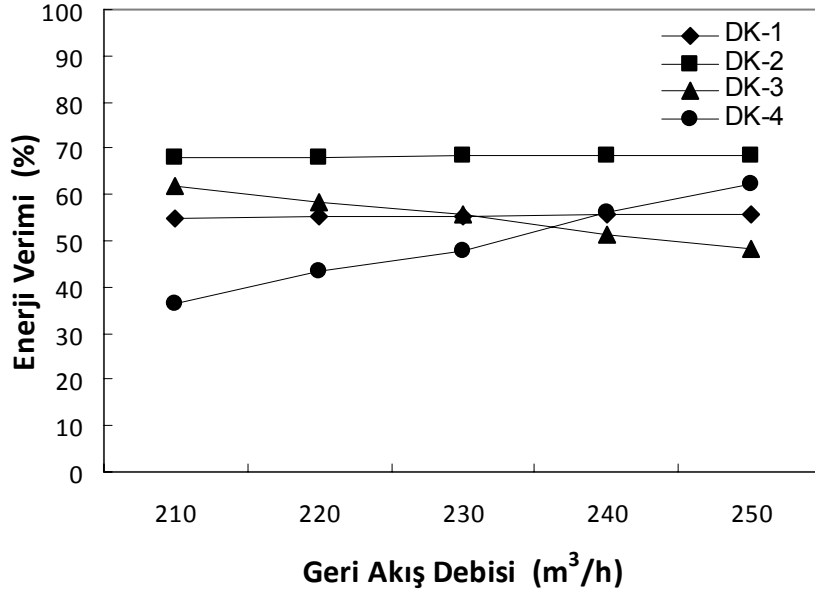


Şekil 7.7 DK-1 kolonu basıncının ısı değiştiricilerin geliştirme potansiyeline etkisi

7.2 DK-1 Destilasyon Kolonu Geri Akış Debisinin Etkisi

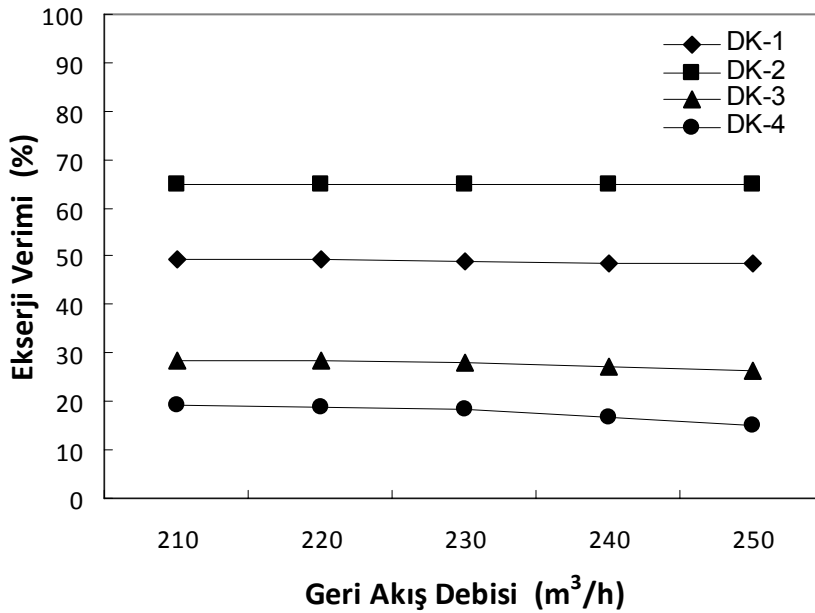
DK-1 destilasyon kolonu geri akış debisinin değiştirilmesi sonucunda elde edilen DK-1, DK-2, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının enerji ve ekserji verimleri ile ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri Çizelge 7.1’de, geri akış debisinin etkisi sırasıyla, Şekil 7.8, 7.9, 7.10 ve 7.11’de gösterilmektedir.

DK-1 destilasyon kolonu geri akış debisi arttıkça DK-1, DK-2 ve DK-4 kolonlarının enerji verimleri, sırasıyla %0,95, %0,38 ve %26 artmakta, DK-3 kolonunun enerji verimi %13,5 azalmaktadır. DK-1, DK-2 ve DK-4 kolonlarının en yüksek enerji verimleri sırasıyla, %55,76, % 68,45 ve %62,36 olarak bulunmuştur. DK-3 kolonunun en yüksek enerji verimi %61,67, en düşük enerji verimi ise %48,17’dir (Şekil 7.8).



Şekil 7.8 DK-1 kolonu geri akış debisinin destilasyon kolonlarının enerji verimine etkisi

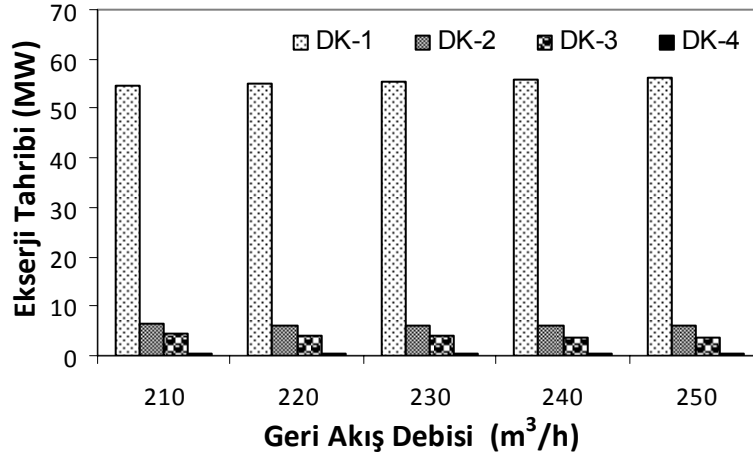
Geri akış debisi arttıkça, DK-1, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının ekserji verimleri, sırasıyla %1,12, %2,26 ve %4,25 azalmaktadır. En yüksek ekserji veriminin olduğu DK-2 destilasyon kolonunun en yüksek ekserji verimi %65, en düşük ekserji verim ise %64,88 olarak bulunmuştur (Şekil 7.9).



Şekil 7.9 DK-1 kolonu geri akış debisinin destilasyon kolonlarının ekserji verimine etkisi

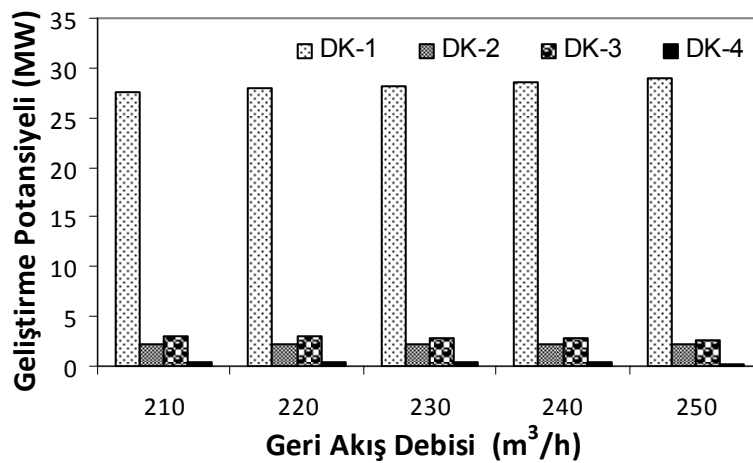
Geri akış debisi arttıkça, ekserji tahribinin en yüksek olduğu DK-1 destilasyon kolonunda ekserji tahribinin 54,66'dan 56,12 MW'a 1,46 MW arttığı saptanmıştır.

DK-2, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının en düşük ekserji tahribi değerleri sırasıyla, 6,10 MW, 3,66 MW ve 0,30 MW, en yüksek ekserji tahribi değerleri ise 6,30 MW, 4,29 MW ve 0,53 MW olarak bulunmuştur (Şekil 7.10).



Şekil 7.10 DK-1 kolonu geri akış debisinin destilasyon kolonlarının ekserji tahribi üzerindeki etkisi

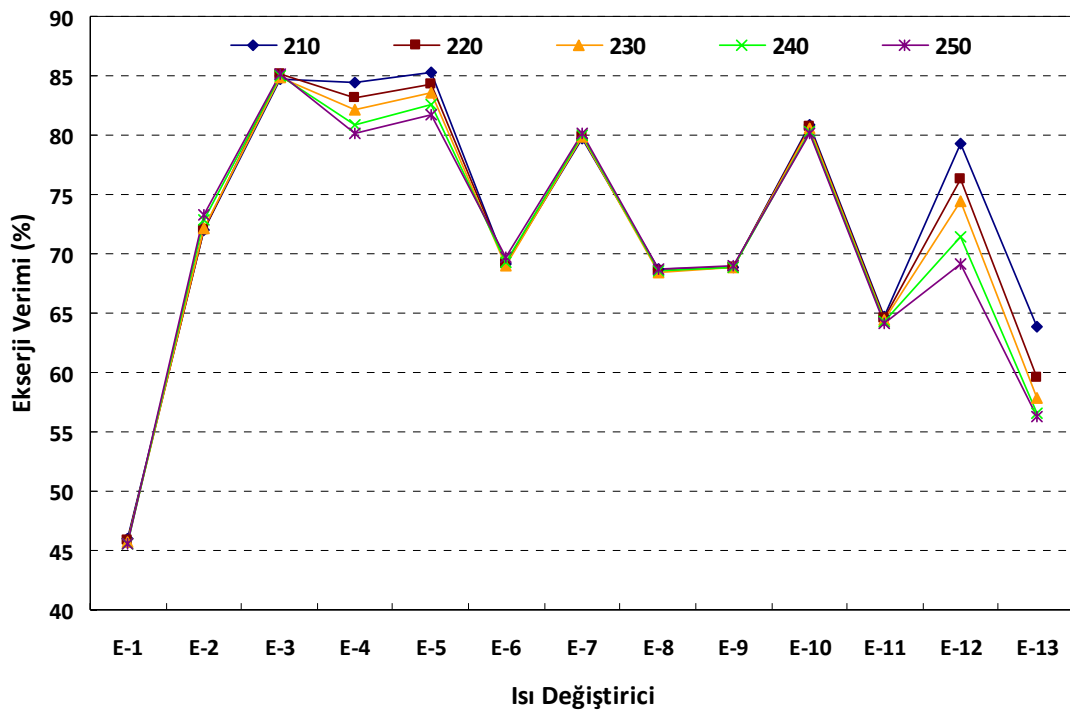
Geri akış debisi arttıkça, DK-2, DK-3 ve DK-4 kolonlarının geliştirme potansiyeli değerleri, sırasıyla 0,07 MW, 0,36 MW ve 0,18 MW azalmakta, DK-1 kolonunun geliştirme potansiyeli ise 27,62'den 28,99 MW'a 1,37 MW artmaktadır. En yüksek geliştirme potansiyeli DK-1 kolonunda, en düşük geliştirme potansiyeli ise DK-4 kolonunda saptanmıştır (Şekil 7.11).



Şekil 7.11 DK-1 kolonu geri akış debisinin destilasyon kolonlarının geliştirme potansiyeline etkisi

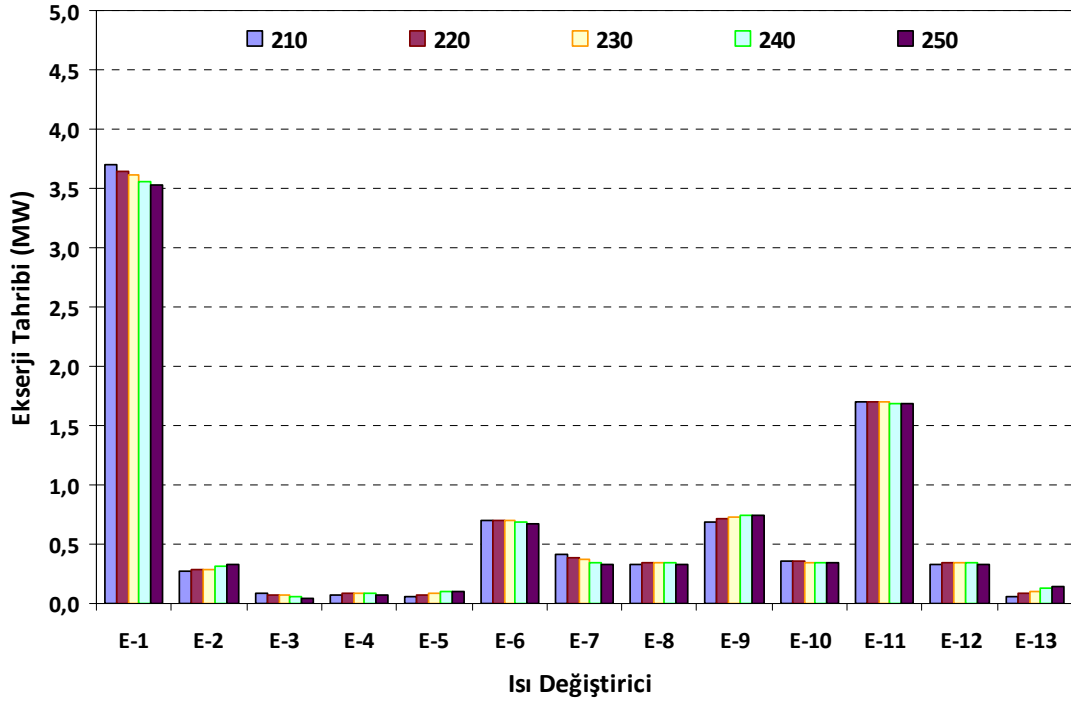
Geri akış debisinin değişiminin ısı değiştiricisi ağının ekserji verimi, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli üzerindeki etkisi Şekil 7.12, 7.13 ve 7.14’de gösterilmektedir.

Geri akış debisi arttıkça E-4 ve E-5 ısı değiştiricilerin ekserji verimleri, sırasıyla %4,33, ve %3,65, E-12 ve E-13 ısı değiştiricilerinin ekserji verimleri ise %10,03 ve %7,6 azalmaktadır. En yüksek ekserji verimi %85,29 olarak E-5 ısı değiştiricisinde, en düşük ekserji verimi ise %45,55 olarak E-1 ısı değiştiricisinde saptanmıştır (Şekil 7.12).

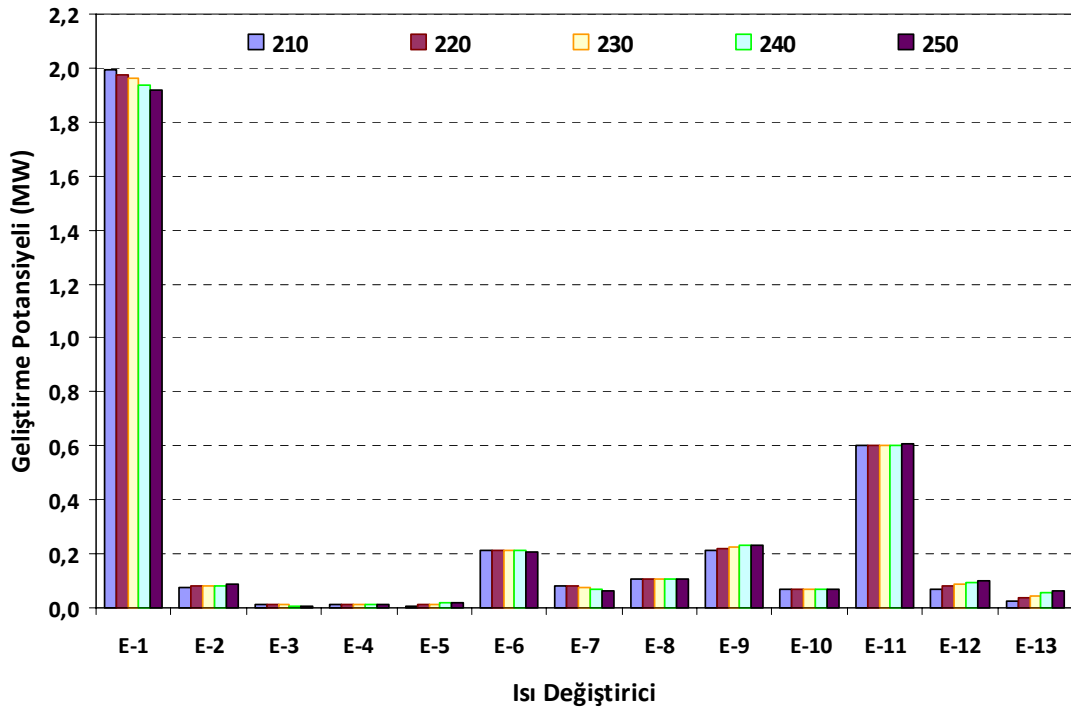


Şekil 7.12 DK-1 kolonu geri akış debisinin ısı değiştiricilerin ekserji verimine etkisi

Geri akış debisinin ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli üzerindeki etkisi benzerlik göstermektedir. E-1 ısı değiştiricisinin, en düşük geri akış debisinde en yüksek ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri sırasıyla, 3,69 MW ve 1,99 MW olarak, en yüksek geri akış debisinde en düşük ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli ise 3,52 MW ve 1,92 MW olarak hesaplanmıştır (Şekil 7.13 ve 7.14).



Şekil 7.13 DK-1 kolonu geri akış debisinin ısı değiştiricilerin ekserji tahribine etkisi

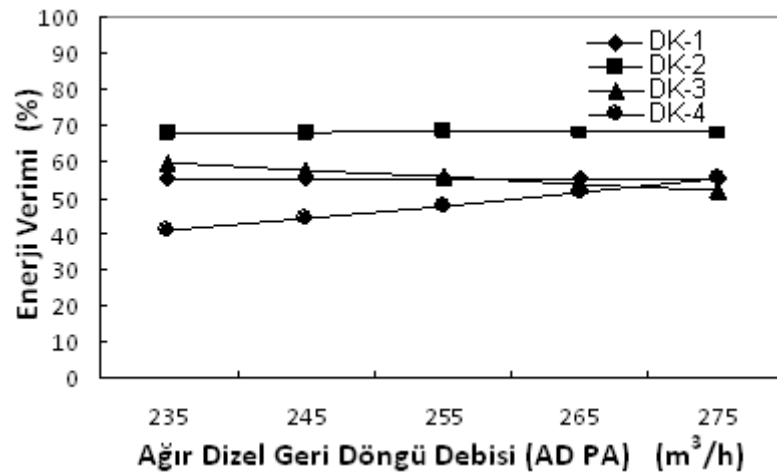


Şekil 7.14 DK-1 kolonu geri akış debisinin ısı değiştiricilerin geliştirme potansiyeline etkisi

7.3 DK-1 Destilasyon Kolonu Ağır Dizel Geri Döngü Debisinin Etkisi

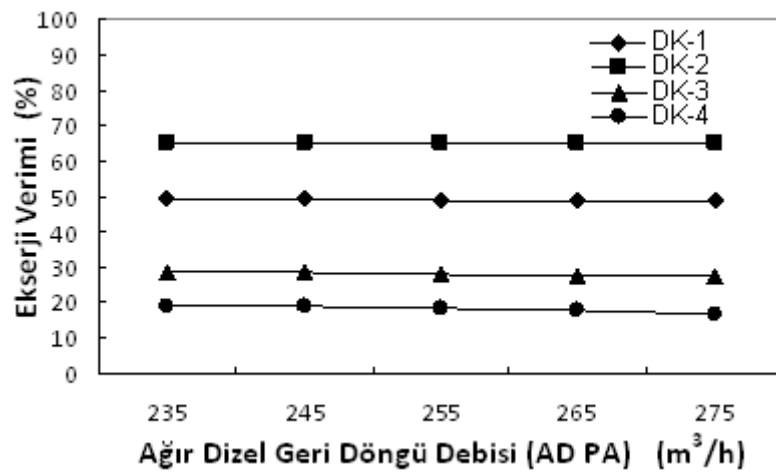
DK-1 destilasyon kolonu ağır dizel geri döngü debisinin değiştirilmesi sonucunda elde edilen DK-1, DK-2, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının enerji ve ekserji verimleri ile ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri Çizelge 7.1’de verilmekte, geri döngü debisinin etkisi sırasıyla, Şekil 7.15, 7.16, 7.17 ve 7.18’de gösterilmektedir.

DK-1 destilasyon kolonu geri döngü debisi arttıkça DK-1, DK-2 ve DK-4 kolonlarının enerji verimleri, sırasıyla %0,37, %0,22 ve %14,3 kadar artmakta, DK-3 kolonunun enerji verimi %7,65 kadar azalmaktadır (Şekil 7.15).



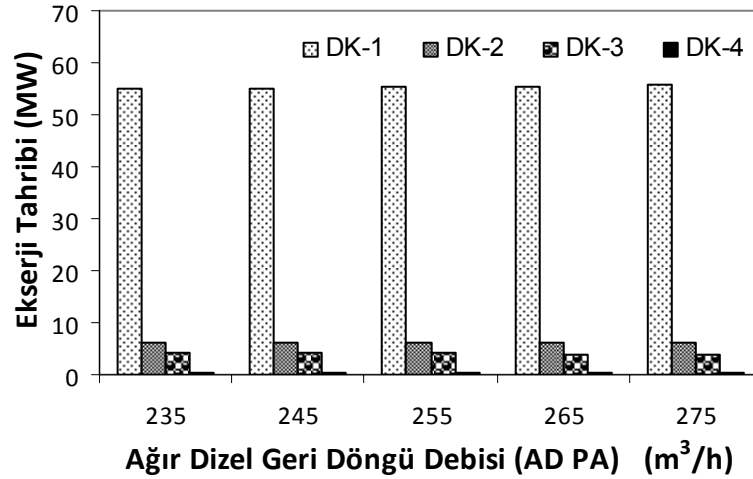
Şekil 7.15 DK-1 kolonu geri döngü debisinin destilasyon kolonlarının enerji verimine etkisi

Geri döngü debisi arttıkça, DK-1, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının ekserji verimleri, sırasıyla %0,67, %1,31 ve %2,02 azalmakta, DK-2 destilasyon kolonunun ekserji verimi %0,08 artmaktadır (Şekil 7.16).



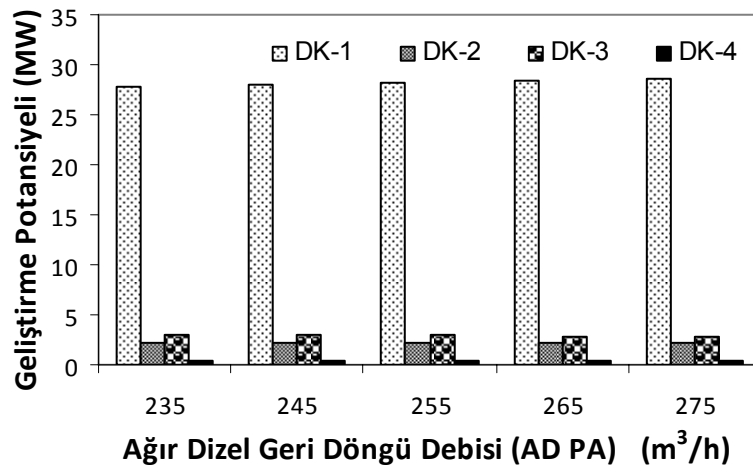
Şekil 7.16 DK-1 kolonu geri döngü debisinin destilasyon kolonlarının ekserji verimine etkisi

Geri döngü debisi arttıkça en yüksek ekserji tahribinin meydana geldiği DK-1 destilasyon kolonunda ekserji tahribinin 0,62 MW arttığı, DK-2, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonları ekserji tahribi değerlerinin ise, sırasıyla 0,12 MW, 0,34 MW ve 0,12 MW azaldığı saptanmıştır. DK-1, DK-2, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonlarının en düşük ekserji tahribi değerleri sırasıyla, 55 MW, 6,14 MW, 3,86 MW ve 0,39 MW olarak bulunmuştur (Şekil 7.17).



Şekil 7.17 DK-1 kolonu geri döngü debisinin destilasyon kolonlarının ekserji tahribine etkisi

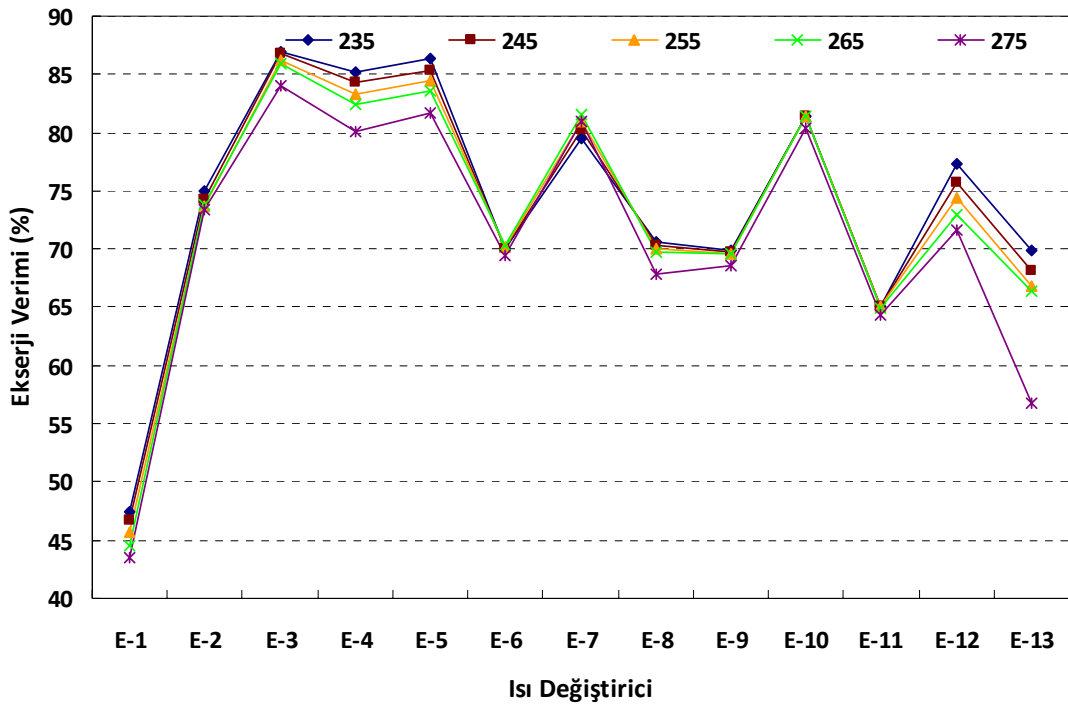
Geri döngü debisi arttıkça, DK-2, DK-3 ve DK-4 kolonlarının geliştirme potansiyeli değerleri, sırasıyla 0,05 MW, 0,19 MW ve 0,10 MW azalmakta, DK-1 kolonunun geliştirme potansiyeli ise 0,68 MW artmaktadır. (Şekil 7.18).



Şekil 7.18 DK-1 kolonu geri döngü debisinin destilasyon kolonlarının geliştirme potansiyeline etkisi

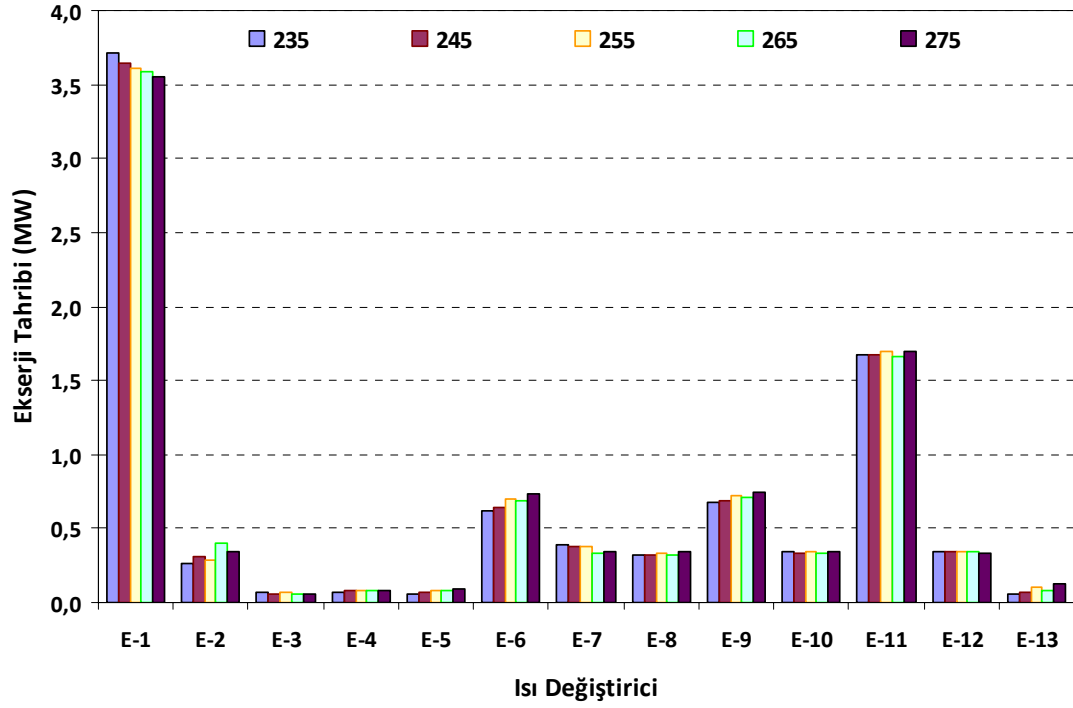
Geri döngü debisinin değişiminin ısı değiştiricisi ağının ekserji verimi, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli üzerindeki etkisi Şekil 7.19, 7.20 ve 7.21’de gösterilmektedir.

Geri döngü debisi arttıkça E-4 ve E-5 ısı değiştiricilerin ekserji verimleri, sırasıyla %5,11 ve %4,64, E-12 ve E-13 ısı değiştiricilerinin ekserji verimleri ise %5,71 ve %13,16 azalmaktadır. En yüksek ekserji verimi %86,97 olarak E-3 ısı değiştiricisinde, en düşük ekserji verimi ise %43,51 olarak E-1 ısı değiştiricisinde saptanmıştır (Şekil 7.19).

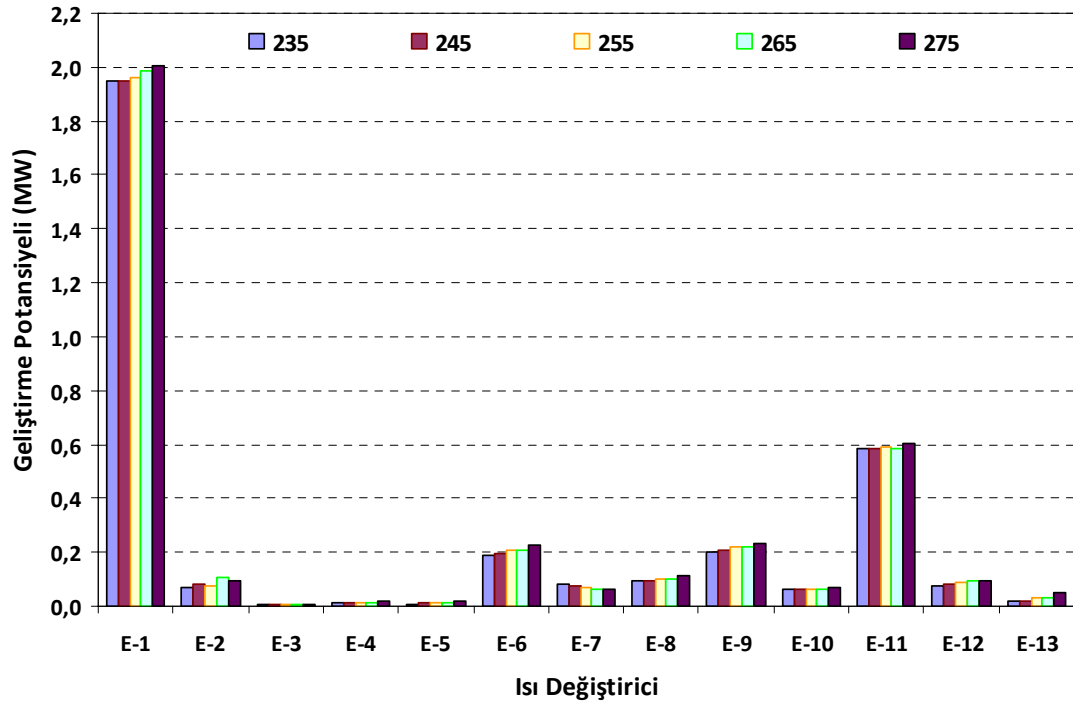


Şekil 7.19 DK-1 kolonu geri döngü debisinin ısı değiştiricilerin ekserji verimine etkisi

E-1 ısı değiştiricisinin, geri döngü debisi arttıkça ekserji tahribi azalmakta geliştirme potansiyeli ise artmaktadır. En yüksek ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli ise 3,71 MW ve 2 MW olarak hesaplanmıştır (Şekil 7.20 ve 7.21).



Şekil 7.20 DK-1 kolonu geri döngü debisinin ısı değiştiricilerin ekserji tahribine etkisi



Şekil 7.21 DK-1 kolonu geri döngü debisinin ısı değiştiricilerin geliştirme potansiyeline etkisi

BÖLÜM 8

TERMOEKONOMİK ANALİZ HESAPLAMALARI, İLGİLİ BULGULAR VE TARTIŞMA

Çalışmanın son kısmında, ham petrol destilasyon ünitesinin (Şekil 5.11), termoekonomik analizi yapılmıştır. F-1, F-2 ve F-3 ısıtma fırınları, DK-1 ve DK-2 destilasyon kolonları için ayrı ayrı termoekonomik denklikler ve yardımcı denklikler geliştirilmiştir. Bu denklikler kullanılarak ham petrol ve ürün akımlarının ekserji maliyetleri hesaplanmıştır. Termoekonomik analiz sonucunda elde edilen bulgular aşağıda gösterilmektedir.

Isıtma fırınlarında kullanılan yakıtların ve ham petrolün kimyasal ekserji birim maliyetleri Çizelge 8.1’de verilmektedir (BOTAŞ, EPDK 2010). Yakıt olarak kullanılan rafineri gazının (FG) maliyet hesabında doğal gazın birim enerji maliyeti kullanılmış, yakıt olarak kullanılan fuel oil maliyeti için ise vergisiz rafineri çıkış fiyatı değeri alınmıştır. Ham petrolün kimyasal ekserji birim maliyeti, piyasa değeri 120 \$/varil alınarak ve benzetim çalışması ile ilgili hesaplamalar sonucunda elde edilen üst ısı değer verileri kullanılarak hesaplanmıştır. Yakıt maliyetleri, döviz kuru 1 \$= 1,59 TL alınarak hesaplanmıştır.

Çizelge 8.1 Ham petrolün ve yakıtların kimyasal ekserji birim maliyetleri

Akım Cinsi	Kimyasal ekserji birim maliyeti, c_j^{kim} (\$/GJ)
Ham petrol	19,58
Rafineri gazı (FG)	7,73
Fuel oil No.6 (FO)	13,48

Bu çalışmada,

- Ham petrole aktarılan ısı destilasyon kolonlarından çıkan ürünlerden sağlandığı için, ısı değiştirici ağına ilişkin birim ekserji maliyeti hesaplamaları ihmal edilmiştir. Ham petrolün destilasyon kolonlarına beslenmeden önceki birim ekserji maliyeti ısıtma fırınları dikkate alınarak hesaplanmıştır.
- Ham petrol destilasyon ünitesinin eski ve ekonomik ömrünü doldurmuş olması; ayrıca, tesis kurulum maliyetleri ile ilgili verilerin elde edilememesi dolayısıyla, ilk yatırım maliyeti ($\dot{Z}_k^{CI}$) hesaplamalarda kullanılmamıştır.
- Hesaplamalarda kullanılan DK-1 ve DK-2 destilasyon kolonlarına ilişkin üretim maliyeti ($\dot{Z}_k^{OM}$) değerleri Garrett [77]'in vermiş olduğu petrol rafineri prosesleri destilasyon ünitesi üretim maliyetine ilişkin grafik değerleri güncelleştirilerek [78] hesaplanmıştır.

8.1 F-1, F-2 ve F-3 Isıtma Fırınlarına İlişkin Termoekonomik Analiz

Bu bölümde, ham petrol akımının DK-1 destilasyon kolonuna beslenmeden önce ısıtıldığı F-1 ve F-2 ısıtma fırınları; ayrıca, DK-1 destilasyon kolonu dip ürün akımının DK-2 destilasyon kolonuna beslenmeden önce ısıtıldığı F-3 ısıtma fırını (Şekil 5.11) ile ilgili yapılan termoekonomik analiz çalışması sonucunda oluşturulan maliyet denklilikleri, yardımcı denklilikler ve elde edilen bulgular verilmektedir.

Yanmanın gerçekleşmesi için gerekli olan hava akımının (H1) ısıtma fırınlarına beslenmesi işleminin ek maliyet gerektirmediği kabul edilmiş, fırınlarda çevreden emilen hava ile ilgili maliyetler hesaplamalara katılmamıştır. Fırınlardan çıkan baca gazlarının (BG) birim ekserji maliyetleri hesaplanmamış, baca gazları ile çevreye atılan ekserjinin birim maliyeti ısıtılan ham petrolün ve su buharının birim ekserji maliyetine dahil edilmiştir. Ayrıca, ısıtma fırını işletme ve ilk yatırım maliyeti değerleri ($\dot{Z}_{F-1}$, $\dot{Z}_{F-2}$, $\dot{Z}_{F-3}$) ihmal edilmiştir.

Isıtma fırını termoekonomik analizi hesaplamalarında yakıt akımlarının kimyasal ekserji birim maliyetleri, su buharı ve ham petrol akımlarının ise fiziksel ekserji birim maliyetleri kullanılmıştır.

• **F-1 Isıtma fırını maliyet denklikleri**

Maliyet denklikleri, Şekil 6.5, Çizelge 2.4'deki eşitlikler ve (2.64), (6.46) ve (6.47) eşitlikleri temel alınarak oluşturulmuştur.

Ana Maliyet Denkliği:

$$(\dot{C}_{12A} - \dot{C}_{12}) + (\dot{C}_{KB1} - \dot{C}_{SB1}) = (\dot{C}_{FG1} + \dot{C}_{FO1} + \dot{C}_{H1}) - \dot{C}_{BG1} + \dot{Z}_{F-1} \quad (8.1)$$

Yapılan kabuller temelinde, (8.1) eşitliği aşağıdaki gibi yazılır.

$$(\dot{C}_{12A} - \dot{C}_{12}) + (\dot{C}_{KB1} - \dot{C}_{SB1}) = \dot{C}_{FG1} + \dot{C}_{FO1} \quad (8.2)$$

Toplam ekserji maliyetleri eşitlik (2.68)'e göre kimyasal ve fiziksel ekserji maliyetleri cinsinden yazılır.

$$((\dot{C}_{12A}^f + \dot{C}_{12A}^{kim}) - (\dot{C}_{12}^f + \dot{C}_{12}^{kim})) + ((\dot{C}_{KB1}^f + \dot{C}_{KB1}^{kim}) - (\dot{C}_{SB1}^f + \dot{C}_{SB1}^{kim})) = (\dot{C}_{FG1}^f + \dot{C}_{FG1}^{kim}) + (\dot{C}_{FO1}^f + \dot{C}_{FO1}^{kim}) \quad (8.3)$$

Açık Maliyet Denkliği:

$$((c_{12A}^f \dot{\Xi}_{12A}^f + c_{12A}^{kim} \dot{\Xi}_{12A}^{kim}) - (c_{12}^f \dot{\Xi}_{12}^f + c_{12}^{kim} \dot{\Xi}_{12}^{kim})) + ((c_{KB1}^f \dot{\Xi}_{KB1}^f + c_{KB1}^{kim} \dot{\Xi}_{KB1}^{kim}) - (c_{SB1}^f \dot{\Xi}_{SB1}^f + c_{SB1}^{kim} \dot{\Xi}_{SB1}^{kim})) \quad (8.4)$$

$$= (c_{FG1}^f \dot{\Xi}_{FG1}^f + c_{FG1}^{kim} \dot{\Xi}_{FG1}^{kim}) + (c_{FO1}^f \dot{\Xi}_{FO1}^f + c_{FO1}^{kim} \dot{\Xi}_{FO1}^{kim})$$

$$((c_{12A}^f \dot{\Xi}_{12A}^f - c_{12}^f \dot{\Xi}_{12}^f) + (c_{KB1}^f \dot{\Xi}_{KB1}^f - c_{SB1}^f \dot{\Xi}_{SB1}^f)) = c_{FG1}^{kim} \dot{\Xi}_{FG1}^{kim} + c_{FO1}^{kim} \dot{\Xi}_{FO1}^{kim} \quad (8.5)$$

Yardımcı Denklik:

Kısım 2.7.3'te verilen bilgiler ve Çizelge 2.4'de verilen buhar kazanına ilişkin yardımcı denklik temel alınarak, elde edilen ürünlerin birim maliyetlerinin hesaplanmasında kullanılan yardımcı denklik aşağıdaki gibi yazılır.

$$\frac{c_{12A}^f \dot{\Xi}_{12A}^f - c_{12}^f \dot{\Xi}_{12}^f}{\dot{\Xi}_{12A}^f - \dot{\Xi}_{12}^f} = \frac{c_{KB1}^f \dot{\Xi}_{KB1}^f - c_{SB1}^f \dot{\Xi}_{SB1}^f}{\dot{\Xi}_{KB1}^f - \dot{\Xi}_{SB1}^f} \quad (8.6)$$

Bir sistemden, aynı anda birden fazla ürün elde ediliyorsa, elde edilen ürünlerin ekserji birim maliyeti (c_i) toplam ürün birim maliyetine (c_u) eşittir. Burada elde edilen ürün

$(\dot{\Xi}_{12A}^f - \dot{\Xi}_{12}^f) + (\dot{\Xi}_{KB1}^f - \dot{\Xi}_{SB1}^f)$ soğuk akımlardaki ekserji artışıdır. (8.5) ve (8.6) eşitlikleri birlikte çözülerek c_{12A}^f ve c_{KB1}^f fiziksel ekserji birim maliyetleri elde edilmiştir. Hesaplamalarda kullanılan veriler ve elde edilen bulgular Çizelge 8.2'de verilmektedir.

Çizelge 8.2 F-1 ısıtma fırını termoekonomik analiz bulguları

Akım	No	FG1	FO1	12	12A	SB1	KB1
	Cinsi	Gaz yakıt	Sıvı yakıt	Ham	Ham	Su	Su
	Faz	Buhar	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Buhar	Buhar
Debi	(kg/s)	1,01	0,51	60,75	60,75	1,79	1,79
e ^f	(kJ/kg)	16,13	19,74	117,13	285,40	707,45	905,72
e ^{kim}	(kJ/kg)	47198,68	42916,03	45529,89	45529,89	479,38	479,38
$\dot{E}^f$	(MW)	0	0	0,86	17,34	1,27	1,62
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	47,67	21,95	2766,05	2766,05	0,86	0,86
c ^f	(\$/GJ)	0	0	0	37,52	0	8,60
c ^{kim}	(\$/GJ)	7,73	13,48	19,58	19,58	0	0
c	(\$/GJ)	7,73	13,48	19,57	19,69	0	5,62
$\dot{C}$	(\$/h)	1327	1065	194934	197297	0	50,00

F-1 ısıtma fırınında, ham petrol akımının bir kısmının (60,75 kg/s) sıcaklığı 214 °C'den 332 °C'ye çıkartılmış, aynı zamanda 1,79 kg/s debide kızgın buhar üretilmiştir. Isıtma fırınında yakılan yakıtların, ham petrol ve kızgın buhar akımlarının fiziksel ekserji birim maliyetlerine katkısı incelenmiştir. Yapılan hesaplamalar sonucunda, fırından çıkan ham petrolün (Akım 12A) fiziksel ekserji birim maliyeti 37,52 \$/GJ olarak, kızgın buharın (Akım KB1) fiziksel ekserji birim maliyeti ise 8,6 \$/GJ olarak bulunmuştur. Isıtma fırınında ham petrol ve su buharı akımlarının kimyasal ekserji birim maliyetlerinde bir değişiklik olmamıştır. Ham petrolün ortalama ekserji birim maliyeti (2.70) eşitliği kullanılarak 19,69 \$/GJ olarak, toplam ekserji maliyeti ise 197297 \$/h olarak saptanmıştır.

• F-2 Isıtma fırını maliyet denklilikleri

Maliyet denklilikleri, Şekil 6.5, Çizelge 2.4'deki eşitlikler ile (2.64), (6.46) ve (6.47) eşitlikleri temel alınarak oluşturulmuştur.

Ana Maliyet Denkliği:

$$(\dot{C}_{13A} - \dot{C}_{13}) + (\dot{C}_{KB2} - \dot{C}_{SB2}) = (\dot{C}_{FG2} + \dot{C}_{FO2} + \dot{C}_{H2}) - \dot{C}_{BG2} + Z_{F-2} \quad (8.7)$$

$$(\dot{C}_{13A} - \dot{C}_{13}) + (\dot{C}_{KB2} - \dot{C}_{SB2}) = \dot{C}_{FG2} + \dot{C}_{FO2} \quad (8.8)$$

$$((\dot{C}_{13A}^f + \dot{C}_{13A}^{kim}) - (\dot{C}_{13}^f + \dot{C}_{13}^{kim})) + ((\dot{C}_{KB2}^f + \dot{C}_{KB2}^{kim}) - (\dot{C}_{SB2}^f + \dot{C}_{SB2}^{kim})) = (\dot{C}_{FG2}^f + \dot{C}_{FG2}^{kim}) + (\dot{C}_{FO2}^f + \dot{C}_{FO2}^{kim}) \quad (8.9)$$

Açık Maliyet Denkliği:

$$((c_{13A}^f \dot{E}_{13A}^f + c_{13A}^{kim} \dot{E}_{13A}^{kim}) - (c_{13}^f \dot{E}_{13}^f + c_{13}^{kim} \dot{E}_{13}^{kim})) + ((c_{KB2}^f \dot{E}_{KB2}^f + c_{KB2}^{kim} \dot{E}_{KB2}^{kim}) - (c_{SB2}^f \dot{E}_{SB2}^f + c_{SB2}^{kim} \dot{E}_{SB2}^{kim})) \quad (8.10)$$

$$= (c_{FG2}^f \dot{E}_{FG2}^f + c_{FG2}^{kim} \dot{E}_{FG2}^{kim}) + (c_{FO2}^f \dot{E}_{FO2}^f + c_{FO2}^{kim} \dot{E}_{FO2}^{kim})$$

$$((c_{13A}^f \dot{E}_{13A}^f - c_{13}^f \dot{E}_{13}^f) + (c_{KB2}^f \dot{E}_{KB2}^f - c_{SB2}^f \dot{E}_{SB2}^f)) = c_{FG2}^{kim} \dot{E}_{FG2}^{kim} + c_{FO2}^{kim} \dot{E}_{FO2}^{kim} \quad (8.11)$$

Yardımcı Denklik:

$$\frac{c_{13A}^f \dot{E}_{13A}^f - c_{13}^f \dot{E}_{13}^f}{\dot{E}_{13A}^f - \dot{E}_{13}^f} = \frac{c_{KB2}^f \dot{E}_{KB2}^f - c_{SB2}^f \dot{E}_{SB2}^f}{\dot{E}_{KB2}^f - \dot{E}_{SB2}^f} \quad (8.12)$$

(8.11) ve (8.12) eşitlikleri birlikte çözülerek c_{13A}^f ve c_{KB2}^f fiziksel ekserji birim maliyetleri elde edilmiştir. Hesaplamalarda kullanılan veriler ve elde edilen bulgular Çizelge 8.3'te verilmektedir.

Çizelge 8.3 F-2 ısıtma fırını termoeconomik analiz bulguları

Akım	No	FG2	FO2	13	13A	SB2	KB2
	Cinsi	Gaz yakıt	Sıvı yakıt	Ham	Ham	Su	Su
	Faz	Buhar	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar	Buhar	Buhar
Debi (kg/s)		1,18	0,28	76,43	76,43	1,47	1,47
e^f (kJ/kg)		17,92	19,74	117,13	285,40	707,45	861,92
e^{kim} (kJ/kg)		47198,70	42916	45529,89	45529,89	479,38	479,38
$\dot{E}^f$ (MW)		0,02	0,01	0,86	21,81	1,04	1,27
$\dot{E}^{kim}$ (MW)		55,88	12,19	3479,86	3479,86	0,71	0,71
c^f (\$/GJ)		0	0	0	27,04	0	5,23
c^{kim} (\$/GJ)		7,73	13,48	19,58	19,58	0	0
c (\$/GJ)		7,73	13,47	19,58	19,63	0,00	3,35
$\dot{C}$ (\$/h)		1555	592	245288	247411	0	24,00

F-2 ısıtma fırınında, ham petrol akımının bir kısmının (76,43 kg/s) sıcaklığı 214 °C'den 332 °C'ye çıkartılmış, aynı zamanda 1,47 kg/s debide kızgın buhar üretilmiştir. Termoeconomik analiz sonucunda, F-2 ısıtma fırınından çıkan ham petrolün (Akım 13A) fiziksel ekserji birim maliyeti 27,04 \$/GJ olarak, kızgın buharın (Akım KB2) fiziksel ekserji birim maliyeti ise 5,23 \$/GJ olarak bulunmuştur. Ham petrolün ortalama ekserji birim maliyeti (2.70) eşitliği kullanılarak 19,63 \$/GJ olarak, toplam ekserji maliyeti ise 247411 \$/h olarak hesaplanmıştır.

Isıtma fırınlarından çıkan ham petrol akımı daha sonra DK-1 destilasyon kolonuna beslenmektedir. F-1 ve F-2 ısıtma fırınlarından çıkan ham petrolün fiziksel ekserji birim maliyetleri farklı değerlerde bulunmuştur. Dolayısıyla, ham petrol akımının ortalama fiziksel ekserji birim maliyeti hesaplanmıştır. Ham petrol akımlarının (Akım 12A ve Akım 13A) fiziksel ekserjilerinin katkı oranına göre yapılan hesaplama sonucunda ham petrol akımının ortalama fiziksel ekserji birim maliyeti 31,68 \$/GJ olarak bulunmuş ve bu değer DK-1 destilasyon kolonunun termoekonomik analizinde kullanılmıştır.

- **F-3 Isıtma fırını maliyet denklilikleri**

Maliyet denklilikleri, Şekil 6.5, Çizelge 2.4'deki eşitlikler ve (2.64), (6.46) ve (6.47) eşitlikleri temel alınarak oluşturulmuştur. F-3 ısıtma fırınına beslenen su buharı (Akım VBB) atmosferik destilasyon kolonu dip ürünü ile karıştırılarak fırından çekildiği için (Akım 20) hesaplamalarda dip ürüne dahil edilmiştir.

Ana Maliyet Denkliği:

$$(\dot{C}_{20} - \dot{C}_{19A}) = (\dot{C}_{FG3} + \dot{C}_{FO3} + \dot{C}_{H3}) - \dot{C}_{BG3} + Z_{F-3} \quad (8.13)$$

$$(\dot{C}_{20} - \dot{C}_{19A}) = \dot{C}_{FG3} + \dot{C}_{FO3} \quad (8.14)$$

$$((\dot{C}_{20}^f + \dot{C}_{20}^{kim}) - (\dot{C}_{19A}^f + \dot{C}_{19A}^{kim})) = (\dot{C}_{FG3}^f + \dot{C}_{FG3}^{kim}) + (\dot{C}_{FO3}^f + \dot{C}_{FO3}^{kim}) \quad (8.15)$$

Açık Maliyet Denkliği:

$$((c_{20}^f \dot{\Xi}_{20}^f + c_{20}^{kim} \dot{\Xi}_{20}^{kim}) - (c_{19A}^f \dot{\Xi}_{19A}^f + c_{19A}^{kim} \dot{\Xi}_{19A}^{kim})) = (c_{FG3}^f \dot{\Xi}_{FG3}^f + c_{FG3}^{kim} \dot{\Xi}_{FG3}^{kim}) + (c_{FO3}^f \dot{\Xi}_{FO3}^f + c_{FO3}^{kim} \dot{\Xi}_{FO3}^{kim}) \quad (8.16)$$

$$c_{20}^f = \frac{c_{FG3}^{kim} \dot{\Xi}_{FG3}^{kim} + c_{FO3}^{kim} \dot{\Xi}_{FO3}^{kim} + c_{19A}^f \dot{\Xi}_{19A}^f}{\dot{\Xi}_{20}^f} \quad (8.17)$$

Yardımcı Denklik:

Isıtma fırınında bir akım ısıtıldığından dolayı yardımcı denklik gerekmemektedir.

(8.17) eşitliği çözülerek c_{20}^f fiziksel ekserji birim maliyeti elde edilmiştir.

Hesaplamalarda kullanılan veriler ve elde edilen bulgular Çizelge 8,4'de verilmektedir.

F-3 ısıtma fırınında, DK-1 destilasyon kolonundan çıkan dip ürün akımının (Akım 19A) sıcaklığı 324 °C'den 385 °C'ye çıkartılmıştır.

Çizelge 8.4 F-3 ısıtma fırını termoeconomik analiz bulguları

Akım	No	FG3	FO3	19A	20
	Cinsi	Gaz yakıt	Sıvı yakıt	DK-1 dip	DK-2
	Faz	Buhar	Sıvı	Sıvı-Buhar	Sıvı-Buhar
Debi	(kg/s)	0,84	0,4	66,7	67,19
e^f	(kJ/kg)	10,98	19,63	232,71	366,65
e^{kim}	(kJ/kg)	47198,68	42916,03	43823,88	43815,55
$\dot{E}^f$	(MW)	0,01	0,01	17,25	24,63
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	39,78	17,07	2923,15	2943,78
c^f	(\$/GJ)	0	0	31,68	44,01
c^{kim}	(\$/GJ)	7,73	13,48	19,58	19,58
c	(\$/GJ)	7,73	13,47	19,65	19,78
$\dot{C}$	(\$/h)	1107	828	208014	211403

Termoeconomik analiz sonucunda, F-3 ısıtma fırınından çıkan DK-2 kolonu beslemesinin (Akım 20) fiziksel ekserji birim maliyeti 44,01 \$/GJ olarak hesaplanmıştır. DK-2 kolonu besleme akımının ortalama ekserji birim maliyeti (2.70) eşitliği kullanılarak 19,78 \$/GJ olarak, toplam ekserji maliyeti ise 211403 \$/h olarak hesaplanmıştır.

8.2 DK-1 Destilasyon Kolonuna İlişkin Termoeconomik Analiz

DK-1 destilasyon kolonu maliyet denklikleri, Şekil 6.1, Çizelge 2.4, (2.66) eşitliği ve DK-1 destilasyon kolonu ürün ve yakıt ekserjisi ((6.5) ve (6.6)) eşitlikleri temel alınarak oluşturulmuştur. Destilasyon kolonlarının termoeconomik analizi, kimyasal ekserji değişimi dikkate alınarak yapılmış ve kolondan çıkan ürün akımlarının birim ekserji maliyetleri hesaplanmıştır. Sisteme beslenen toplam buhar miktarı (6.1) eşitliğine göre hesaplamalarda kullanılmıştır. DK-1 destilasyon kolonunun üretim maliyeti ($\dot{Z}_{DK-1}$) değeri 0,9 \$/s olarak, hesaplamalarda kullanılmıştır.

Ana Maliyet Denkliği:

$$\dot{C}_{ATGAZ} + \dot{C}_{15} + \dot{C}_{16} + \dot{C}_{17} + \dot{C}_{18} + \dot{C}_{19} + \dot{C}_{ATSU} = \dot{C}_{14} + \dot{C}_{SB} + \dot{Z}_{DK-1} \quad (8.18)$$

Eşitlik (2.68)'e göre yazılan, kimyasal ve fiziksel ekserji maliyetleri cinsinden ana maliyet denkliği eşitlik (8.19)'da, açık maliyet denkliği ise (8.20)'de verilmektedir. DK-1 destilasyon kolonuna ilişkin yardımcı maliyet denklikleri aşağıdaki maddeler dikkate alınarak yazılmıştır.

- Destilasyon kolonundan çıkan ürün akımlarının sıcaklıkları besleme akımının sıcaklığından küçük olması dolayısıyla, fiziksel ekserji birim maliyetleri besleme akımının fiziksel ekserji birim maliyetine eşit alınır ((8.25) eşitliği).
- Destilasyon kolonundan çıkan ürün akımlarının (Akım 18 ve Akım 19) özgül kimyasal ekserjileri besleme akımının (Akım 14) özgül kimyasal ekserjisinden küçük olduğu için ((8.26) eşitliği) kimyasal ekserji birim maliyetleri besleme akımının kimyasal ekserji birim maliyetine eşit alınır ((8.25) eşitliği).
- Destilasyon kolonuna beslenen su buharı ve kolondan çıkan suyun ortalama kimyasal ekserjileri birbirine eşittir ((8.25) eşitliği).
- Destilasyon kolonundan elde edilen ve ürün ekserjisi eşitliğinde (6.5) yer alan ürünlerin ekserji maliyetlerinin ekserjilerine oranı birbirine eşittir ((8.27) eşitliği).

Özgül kimyasal ekserjileri besleme akımınınkinden büyük olan ürünlerin (Akım ATGAZ, Akım 15, Akım 16, Akım 17) kimyasal ekserji birim maliyetleri (c_{ATGAZ}^{kim} , c_{15}^{kim} , c_{16}^{kim} , c_{17}^{kim}), yukarıdaki açıklamalar doğrultusunda oluşturulan yardımcı maliyet denklikleri ve eşitlik (2.66)'ya göre düzenlenen ana maliyet denkliği ((8.24) eşitliği) temelinde MATHCAD 14 bilgisayar programı kullanılarak hesaplanmıştır. Elde edilen bulgular Çizelge 8.5'te verilmektedir.

Ham petrolün DK-1 destilasyon kolonunda, kesrilerine ayrılması sonucunda elde edilen ürünlerin ekserji birim maliyetleri hesaplanmıştır. Ürün akımlarının (Akım ATGAZ, Akım 15, Akım 16, Akım 17, Akım 18 ve Akım 19) sıcaklıklarının besleme akımının sıcaklığından düşük olmasından dolayı, fiziksel ekserji birim maliyetleri, besleme akımının fiziksel ekserji birim maliyetine eşit alınır ve değeri 31,68 \$/GJ'dür. Elde edilen ürünlerin kimyasal bileşimleri ve özellikleri besleme akımınınkinden farklı olduğu için kimyasal ekserji birim maliyetleri de farklı olur. Yapılan hesaplamalar sonucunda, DK-1 destilasyon kolonundan çıkan atmosferik gazın (Akım ATGAZ) kimyasal ekserji birim maliyeti 20,88 \$/GJ, nafta ürününün (Akım 15) kimyasal ekserji birim maliyeti 20,85 \$/GJ, gaz yağının (Akım 16) kimyasal ekserji birim maliyeti 20,24 \$/GJ, hafif dizelin (Akım 17) kimyasal ekserji birim maliyeti 19,77 \$/GJ olarak bulunmuştur.

$$\dot{C}_{ATGAZ}^f + \dot{C}_{ATGAZ}^{kim} + \dot{C}_{15}^f + \dot{C}_{15}^{kim} + \dot{C}_{16}^f + \dot{C}_{16}^{kim} + \dot{C}_{17}^f + \dot{C}_{17}^{kim} + \dot{C}_{18}^f + \dot{C}_{18}^{kim} + \dot{C}_{19}^f + \dot{C}_{19}^{kim} + \dot{C}_{ATSU}^f + \dot{C}_{ATSU}^{kim} = \dot{C}_{14}^f + \dot{C}_{14}^{kim} + \dot{C}_{SB}^f + \dot{C}_{SB}^{kim} + \dot{Z}_{DK-1} \quad (8.19)$$

Açık maliyet denkliği:

$$\begin{aligned} & c_{ATGAZ}^f \dot{\Xi}_{ATGAZ}^f + c_{ATGAZ}^{kim} \dot{\Xi}_{ATGAZ}^{kim} + c_{15}^f \dot{\Xi}_{15}^f + c_{15}^{kim} \dot{\Xi}_{15}^{kim} + c_{16}^f \dot{\Xi}_{16}^f + c_{16}^{kim} \dot{\Xi}_{16}^{kim} + c_{17}^f \dot{\Xi}_{17}^f + c_{17}^{kim} \dot{\Xi}_{17}^{kim} + c_{18}^f \dot{\Xi}_{18}^f + c_{18}^{kim} \dot{\Xi}_{18}^{kim} + c_{19}^f \dot{\Xi}_{19}^f + c_{19}^{kim} \dot{\Xi}_{19}^{kim} + c_{ATSU}^f \dot{\Xi}_{ATSU}^f \\ & + c_{ATSU}^{kim} \dot{\Xi}_{ATSU}^{kim} = c_{14}^f \dot{\Xi}_{14}^f + c_{14}^{kim} \dot{\Xi}_{14}^{kim} + c_{SB}^f \dot{\Xi}_{SB}^f + c_{SB}^{kim} \dot{\Xi}_{SB}^{kim} + \dot{Z}_{DK-1} \end{aligned} \quad (8.20)$$

$$c_{ATGAZ}^{kim} \dot{\Xi}_{ATGAZ}^{kim} + c_{15}^{kim} \dot{\Xi}_{15}^{kim} + c_{16}^{kim} \dot{\Xi}_{16}^{kim} + c_{17}^{kim} \dot{\Xi}_{17}^{kim} + c_{18}^{kim} \dot{\Xi}_{18}^{kim} + c_{19}^{kim} \dot{\Xi}_{19}^{kim} = c_{14}^f (\dot{\Xi}_{14}^f - \dot{\Xi}_{ATGAZ}^f - \dot{\Xi}_{15}^f - \dot{\Xi}_{16}^f - \dot{\Xi}_{17}^f - \dot{\Xi}_{18}^f - \dot{\Xi}_{19}^f) + c_{14}^{kim} \dot{\Xi}_{14}^{kim} + c_{SB}^f (\dot{\Xi}_{SB}^f - \dot{\Xi}_{ATSU}^f) + \dot{Z}_{DK-1} \quad (8.21)$$

$$\Sigma \dot{C}_{\bar{u}} = m_{ATGAZ} (c_{ATGAZ}^{kim} e_{ATGAZ}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim}) + m_{15} (c_{15}^{kim} e_{15}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim}) + m_{16} (c_{16}^{kim} e_{16}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim}) + m_{17} (c_{17}^{kim} e_{17}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim}) \quad (8.22)$$

$$\Sigma \dot{C}_y = c_{14}^f (\dot{\Xi}_{14}^f - \dot{\Xi}_{ATGAZ}^f - \dot{\Xi}_{15}^f - \dot{\Xi}_{16}^f - \dot{\Xi}_{17}^f - \dot{\Xi}_{18}^f - \dot{\Xi}_{19}^f) + m_{18} (c_{14}^{kim} e_{14}^{kim} - c_{18}^{kim} e_{18}^{kim}) + m_{19} (c_{14}^{kim} e_{14}^{kim} - c_{19}^{kim} e_{19}^{kim}) + c_{SB}^f (\dot{\Xi}_{SB}^f - \dot{\Xi}_{ATSU}^f) \quad (8.23)$$

$$\begin{aligned} & m_{ATGAZ} (c_{ATGAZ}^{kim} e_{ATGAZ}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim}) + m_{15} (c_{15}^{kim} e_{15}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim}) + m_{16} (c_{16}^{kim} e_{16}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim}) + m_{17} (c_{17}^{kim} e_{17}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim}) \\ & = c_{14}^f (\dot{\Xi}_{14}^f - \dot{\Xi}_{ATGAZ}^f - \dot{\Xi}_{15}^f - \dot{\Xi}_{16}^f - \dot{\Xi}_{17}^f - \dot{\Xi}_{18}^f - \dot{\Xi}_{19}^f) + m_{18} (c_{14}^{kim} e_{14}^{kim} - c_{18}^{kim} e_{18}^{kim}) + m_{19} (c_{14}^{kim} e_{14}^{kim} - c_{19}^{kim} e_{19}^{kim}) + c_{SB}^f (\dot{\Xi}_{SB}^f - \dot{\Xi}_{ATSU}^f) + Z_{DK-1} \end{aligned} \quad (8.24)$$

Yardımcı Denklikler:

$$c_{14}^f = c_{ATGAZ}^f = c_{15}^f = c_{16}^f = c_{17}^f = c_{18}^f = c_{19}^f, \quad c_{SB}^f = c_{ATSU}^f, \quad c_{SB}^{kim} \dot{\Xi}_{SB}^{kim} = c_{ATSU}^{kim} \dot{\Xi}_{ATSU}^{kim}, \quad c_{14}^{kim} = c_{18}^{kim} = c_{19}^{kim} \quad (8.25)$$

$$e_{ATG}^{kim} > e_{14}^{kim}, \quad e_{15}^{kim} > e_{14}^{kim}, \quad e_{16}^{kim} > e_{14}^{kim}, \quad e_{17}^{kim} > e_{14}^{kim}, \quad e_{18}^{kim} < e_{14}^{kim}, \quad e_{19}^{kim} < e_{14}^{kim} \quad (8.26)$$

$$\frac{(c_{ATGAZ}^{kim} e_{ATGAZ}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim})}{(e_{ATGAZ}^{kim} - e_{14}^{kim})} = \frac{(c_{15}^{kim} e_{15}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim})}{(e_{15}^{kim} - e_{14}^{kim})} = \frac{(c_{16}^{kim} e_{16}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim})}{(e_{16}^{kim} - e_{14}^{kim})} = \frac{(c_{17}^{kim} e_{17}^{kim} - c_{14}^{kim} e_{14}^{kim})}{(e_{17}^{kim} - e_{14}^{kim})} \quad (8.27)$$

Çizelge 8.5 DK-1 destilasyon kolonu termoekonomik analiz bulguları

Akım	No	14	ATGAZ	15	16	17	18	19	SB	ATSU
	Cinsi	Ham Petrol	Atık gaz	Nafta	Gaz yağı	Hafif Dizel	Ağır Dizel	Dip ürün	Su	Atık su
	Faz	Sıvı-Buhar	Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Buhar	Sıvı
Debi	(kg/s)	137,18	0,25	30,08	18,14	8,08	14,05	66,71	1,57	1,46
e ^f	(kJ/kg)	282,22	9,05	8,00	83,76	133,96	149,30	230,82	888,61	-0,11
e ^{kim}	(kJ/kg)	45412,45	47071,59	47027,70	46241,89	45654,82	45330,95	43710,95	527,48	50,00
$\dot{E}^f$	(MW)	38,72	0,00	0,24	1,52	1,08	2,10	15,40	1,40	0,00
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	6229,80	11,54	1414,40	838,77	368,88	637,04	2915,88	0,83	0,07
c ^f	(\$/GJ)	31,68	31,68	31,68	31,68	31,68	31,68	31,68	7,08	7,08
c ^{kim}	(\$/GJ)	19,58	20,88	20,85	20,24	19,77	19,58	19,58	0	0
c	(\$/GJ)	19,65	20,88	20,85	20,26	19,80	19,62	19,64	7,08	7,08
$\dot{C}$	(\$/h)	444677	2794	104639	61334	26461	45318	207809	36	36

Ağır dizel (Akım 18) ve dip ürününün (Akım 19) özgül kimyasal ekserjileri besleme akımının özgül kimyasal ekserjisinden küçük olması dolayısıyla, kimyasal ekserji birim maliyetleri ham petrolün kimyasal ekserji birim maliyetine eşit alınır ve 19,58 \$/GJ değerindedir. Akım ATGAZ, Akım 15, 16, 17, 18 ve 19 ürün akımlarının toplam ekserji maliyetleri, sırasıyla 2794 \$/h, 104639 \$/h, 61334 \$/h, 26461 \$/h, 45318 \$/h ve 207809 \$/h olarak hesaplanmıştır.

8.3 DK-2 Destilasyon Kolonuna İlişkin Termoekonomik Analiz

DK-2 destilasyon kolonu maliyet denklikleri, Şekil 6.2, Çizelge 2.4 ile (2.64) ve DK-2 destilasyon kolonu ürün ve yakıt ekserjisi (6.14) ve (6.15) eşitlikleri temel alınarak oluşturulmuştur. Destilasyon kolonlarının termoekonomik analizi, kimyasal ekserji değişimi dikkate alınarak yapılmış ve kolondan çıkan ürün akımlarının birim ekserji maliyetleri hesaplanmıştır.

Ana Maliyet Denkliği:

$$\dot{C}_{21A} + \dot{C}_{22} + \dot{C}_{23} + \dot{C}_{24} + \dot{C}_{VSU} = \dot{C}_{20} + \dot{C}_{SBVK} + \dot{Z}_{DK-2} \quad (8.28)$$

Eşitlik (2.68)'e göre yazılan kimyasal ve fiziksel ekserji maliyetleri cinsinden ana maliyet denkliği (8.29) eşitliği ile, açık maliyet denliği ise (8.30) eşitliği ile verilmektedir. DK-2 destilasyon kolonuna ilişkin yardımcı maliyet denklikleri aşağıdaki maddeler dikkate alınarak yazılmıştır.

- Destilasyon kolonundan çıkan ürün akımlarının sıcaklıkları besleme akımının sıcaklığından küçük olması dolayısıyla, fiziksel ekserji birim maliyetleri besleme akımının fiziksel ekserji birim maliyetine eşit alınmıştır ((8.35) eşitliği).
- Destilasyon kolonundan çıkan ürün akımının (Akım 24) özgül kimyasal ekserjileri besleme akımının (Akım 20) özgül kimyasal ekserjisinden küçük olduğu için ((8.36) eşitliği) kimyasal ekserji birim maliyetleri besleme akımının kimyasal ekserji birim maliyetine eşit alınmıştır (8.35). Destilasyon kolonuna beslenen su buharı ve kolondan çıkan suyun ortalama kimyasal ekserjileri birbirine eşittir ((8.35) eşitliği).
- Destilasyon kolonundan elde edilen ve ürün ekserjisi eşitliğinde ((6.14) eşitliği) yer alan ürünlerin (21A, 22, 23) ekserji maliyetlerinin ekserjilerine oranı birbirine eşittir ((8.37) eşitliği).

$$\dot{C}_{21A}^f + \dot{C}_{21A}^{kim} + \dot{C}_{22}^f + \dot{C}_{22}^{kim} + \dot{C}_{23}^f + \dot{C}_{23}^{kim} + \dot{C}_{24}^f + \dot{C}_{24}^{kim} + \dot{C}_{VSU}^f + \dot{C}_{VSU}^{kim} = \dot{C}_{20}^f + \dot{C}_{20}^{kim} + \dot{C}_{SBVK}^f + \dot{C}_{SBVK}^{kim} + \dot{Z}_{DK-2} \quad (8.29)$$

Açık maliyet denkliği:

$$\begin{aligned} & c_{21A}^f \dot{\Xi}_{21A}^f + c_{21A}^{kim} \dot{\Xi}_{21A}^{kim} + c_{22}^f \dot{\Xi}_{22}^f + c_{22}^{kim} \dot{\Xi}_{22}^{kim} + c_{23}^f \dot{\Xi}_{23}^f + c_{23}^{kim} \dot{\Xi}_{23}^{kim} + c_{24}^f \dot{\Xi}_{24}^f + c_{24}^{kim} \dot{\Xi}_{24}^{kim} + c_{VSU}^f \dot{\Xi}_{VSU}^f + c_{VSU}^{kim} \dot{\Xi}_{VSU}^{kim} \\ & = c_{20}^f \dot{\Xi}_{20}^f + c_{20}^{kim} \dot{\Xi}_{20}^{kim} + c_{SBVK}^f \dot{\Xi}_{SBVK}^f + c_{SBVK}^{kim} \dot{\Xi}_{SBVK}^{kim} + \dot{Z}_{DK-2} \end{aligned} \quad (8.30)$$

$$c_{21A}^{kim} \dot{\Xi}_{21A}^{kim} + c_{22}^{kim} \dot{\Xi}_{22}^{kim} + c_{23}^{kim} \dot{\Xi}_{23}^{kim} + c_{24}^{kim} \dot{\Xi}_{24}^{kim} = c_{20}^f (\dot{\Xi}_{20}^f - \dot{\Xi}_{21A}^f - \dot{\Xi}_{22}^f - \dot{\Xi}_{23}^f - \dot{\Xi}_{24}^f) + c_{20}^{kim} \dot{\Xi}_{20}^{kim} + c_{SBVK}^f (\dot{\Xi}_{SBVK}^f - \dot{\Xi}_{VSU}^f) + \dot{Z}_{DK-2} \quad (8.31)$$

$$\Sigma \dot{C}_{\dot{u}} = m_{21A} (c_{21A}^{kim} e_{21A}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim}) + m_{22} (c_{22}^{kim} e_{22}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim}) + m_{23} (c_{23}^{kim} e_{23}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim}) \quad (8.32)$$

$$\Sigma \dot{C}_y = c_{20}^f (\dot{\Xi}_{20}^f - \dot{\Xi}_{21A}^f - \dot{\Xi}_{22}^f - \dot{\Xi}_{23}^f - \dot{\Xi}_{24}^f) + m_{24} (c_{20}^{kim} e_{20}^{kim} - c_{24}^{kim} e_{24}^{kim}) + c_{SBVK}^f (\dot{\Xi}_{SBVK}^f - \dot{\Xi}_{VSU}^f) \quad (8.33)$$

$$\begin{aligned} & m_{21A} (c_{21A}^{kim} e_{21A}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim}) + m_{22} (c_{22}^{kim} e_{22}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim}) + m_{23} (c_{23}^{kim} e_{23}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim}) \\ & = c_{20}^f (\dot{\Xi}_{20}^f - \dot{\Xi}_{21A}^f - \dot{\Xi}_{22}^f - \dot{\Xi}_{23}^f - \dot{\Xi}_{24}^f) + m_{24} (c_{20}^{kim} e_{20}^{kim} - c_{24}^{kim} e_{24}^{kim}) + c_{SBVK}^f (\dot{\Xi}_{SBVK}^f - \dot{\Xi}_{VSU}^f) + Z_{DK-2} \end{aligned} \quad (8.34)$$

Yardımcı Denklikler:

$$c_{20}^f = c_{21A}^f = c_{22}^f = c_{23}^f = c_{24}^f, \quad c_{SBVK}^f = c_{VSU}^f, \quad c_{SBVK}^{kim} \dot{\Xi}_{SBVK}^{kim} = c_{VSU}^{kim} \dot{\Xi}_{VSU}^{kim}, \quad c_{20}^{kim} = c_{24}^{kim} \quad (8.35)$$

$$e_{21A}^{kim} > e_{20}^{kim}, \quad e_{22}^{kim} > e_{20}^{kim}, \quad e_{23}^{kim} > e_{20}^{kim}, \quad e_{24}^{kim} < e_{20}^{kim} \quad (8.36)$$

$$\frac{(c_{21A}^{kim} e_{21A}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim})}{(e_{21A}^{kim} - e_{20}^{kim})} = \frac{(c_{22}^{kim} e_{22}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim})}{(e_{22}^{kim} - e_{20}^{kim})} = \frac{(c_{23}^{kim} e_{23}^{kim} - c_{20}^{kim} e_{20}^{kim})}{(e_{23}^{kim} - e_{20}^{kim})} \quad (8.37)$$

Özgöl kimyasal ekserjisi besleme akımından büyük olan ürünlerin (21A, 22 ve 23) kimyasal ekserji birim maliyetleri (c_{21A}^{kim} , c_{22}^{kim} , c_{23}^{kim}) yukarıdaki açıklamalar doğrultusunda oluşturulan yardımcı maliyet denklikleri ve (8.34) eşitliği MATHCAD 14 bilgisayar programı kullanılarak hesaplanmıştır. Elde edilen bulgular Çizelge 8.6'da verilmektedir.

Çizelge 8.6 DK-2 destilasyon kolonu termoekonomik analiz bulguları

Akım	No	20	21A	22	23	24	SBVK	VSU
	Cinsi	Besleme	Slop yağ	LVGO	HVGO	Vak. Dip	Su	Su
	Faz	Sıvı-Buhar	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Sıvı	Buhar	Sıvı
Debi	(kg/s)	67,19	0,27	5,89	28,86	31,63	0,81	1,34
e^f	(kJ/kg)	392,07	11,37	49,10	174,61	325,93	888,61	2,38
e^{kim}	(kJ/kg)	43815,5	46233,6	45236,4	44400,2	42916,0	527,48	50,00
$\dot{E}^f$	(MW)	26,34	0,00	0,29	5,04	10,31	0,72	0,00
$\dot{E}^{kim}$	(MW)	2943,78	12,46	266,52	1281,39	1357,48	0,42	0,07
c^f	(\$/GJ)	44,01	44,01	44,01	44,01	44,01	7,08	7,08
c^{kim}	(\$/GJ)	19,58	22,45	21,30	20,30	19,58	0	0
c	(\$/GJ)	19,78	22,41	21,29	20,37	19,74	7,08	7,08
Ç	(\$/h)	211406	1005	20450	94344	97216	36,00	36,00

Atmosferik kolon dip ürününün DK-2 destilasyon kolonunda kesrilerine ayrılması sonucunda elde edilen ürünlerin ekserji birim maliyetleri hesaplanmıştır. DK-2 destilasyon kolonundan elde edilen ürün akımlarının (Akım 21A, 22, 23 ve 24) sıcaklıklarının besleme akımının sıcaklığından düşük olması nedeniyle, fiziksel ekserji birim maliyetleri besleme akımının fiziksel ekserji birim maliyetine eşittir ve 44,01 \$/GJ'dür. Elde edilen ürünlerin kimyasal bileşimleri ve özellikleri besleme akımından farklı olduğu için kimyasal ekserji birim maliyetleri de farklı olmuştur. Yapılan hesaplamalar sonucunda, DK-2 destilasyon kolonundan çıkan atık yağın (Akım 21A) kimyasal ekserji birim maliyeti 22,45 \$/GJ, hafif vakum gaz yağının (Akım 22) kimyasal ekserji birim maliyeti 21,30 \$/GJ, ağır vakum gaz yağının (Akım 23) kimyasal ekserji birim maliyeti 20,30 \$/GJ olarak hesaplanmıştır. Vakum dip ürününün (Akım 24) özgül kimyasal ekserjisi besleme akımının özgül kimyasal ekserjisinden küçük olması dolayısıyla kimyasal ekserji birim maliyeti atmosferik dip ürününün dolayısıyla ham petrolün kimyasal ekserji birim maliyetine eşittir ve 19,58 \$/GJ'dür. Akım 21A, 22, 23, ve 24'ün akımlarının toplam ekserji maliyetleri, sırasıyla 1005 \$/h, 20450 \$/h, 94344 \$/h ve 97216 \$/h olarak saptanmıştır.

SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Bu tez çalışmasında, TÜPRAŞ İzmit Rafinerisi'nin ham petrol destilasyon ünitelerinden birisi olan "Plant-5" incelenmiş, SimSci Pro/II 8.2 proses benzetim programı kullanılarak gerçek çalışma şartlarındaki benzetimi yapılmıştır. Bu benzetim sonucunda elde edilen veriler kullanılarak enerji, ekserji ve termoekonomik analizleri yapılmıştır. Yapılan hesaplamalar sonucunda, tesisi oluşturan birimlerin enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri bulunmuştur

DK-1 Atmosferik destilasyon kolonunun çalışma şartları değiştirilerek benzetim çalışmaları yapılmıştır. İşlem koşullarının DK-1, DK-2, DK-3 ve DK-4 destilasyon kolonları ile ısı değiştiricilerin enerji ve ekserji verimleri, ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli üzerindeki etkileri incelenmiştir.

Destilasyon kolonlarının ekserji analizinde, literatürde daha önce uygulaması yapılmamış ürün ekserji temelli yaklaşım yani kimyasal ekserji artışı temelinde hesaplamalar yapılmıştır. Elde edilen sonuçlar aşağıda özetlenmektedir:

- DK-1 destilasyon kolonunun gerçek işletme şartlarındaki enerji ve ekserji verimleri, sırasıyla %55,27 ve %48,99 olarak bulunmuştur. Yapılan parametrik çalışmalar sonucunda, DK-1 kolonu basıncı, geri akış debisi ve geri döngü debisi arttıkça enerji veriminin arttığı, ekserji veriminin ise azaldığı saptanmıştır. En yüksek enerji verimi değeri %56,12, en yüksek ekserji verimi değeri ise %49,46 olarak bulunmuştur. Gerçek çalışma şartlarına göre 40 kPa'lık basınç artışıyla enerji veriminde %0,85, geri akış debisi 20 m³/h düşürülerek de ekserji veriminde %0,47 artış sağlanmıştır.
- DK-1 destilasyon kolonunun ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri, sırasıyla 55,33 MW ve 28,22 MW olarak bulunmuştur. Parametrik çalışmalar

sonucunda, kolon basıncı, geri akış debisi ve geri döngü debisi arttıkça ekserji tahribi ve geliştirme potansiyelinin arttığı görülmüştür. En yüksek ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli, gerçek basınç ve geri döngü şartlarında geri akış debisinin 250 m³/h olduğu durumda, sırasıyla 56,12 MW ve 28,99 MW olarak tespit edilmiştir.

- DK-2 destilasyon kolonunun enerji ve ekserji verimleri, sırasıyla %68,28 ve %64,96 olarak bulunmuştur. Parametrik çalışmalar sonucunda, DK-1 destilasyon kolon basıncı arttıkça, DK-2 destilasyon kolonu enerji ve ekserji verimlerinin azaldığı, geri akış debisi ve geri döngü debisi arttıkça ise enerji ve ekserji verimlerinin arttığı saptanmıştır. En yüksek enerji ve ekserji verimi, gerçek geri akış ve geri döngü şartlarında kolon tepe basıncının 213 kPa olduğu durumda, sırasıyla %68,51 ve %65,09 olarak bulunmuştur.
- DK-2 destilasyon kolonunun ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri, sırasıyla 6,20 MW ve 2,17 MW olarak bulunmuştur. Parametrik çalışmalar sonucunda, basınç arttıkça ekserji tahribi ve geliştirme potansiyelinin arttığı, geri akış ve geri döngü debileri arttıkça ekserji tahribi ve geliştirme potansiyelinin azaldığı tespit edilmiştir. En yüksek ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli, kolon tepe basıncının 293 kPa olduğu durumda, sırasıyla 6,40 MW ve 2,25 MW olarak saptanmıştır.
- DK-3 destilasyon kolonunun enerji ve ekserji verimleri, sırasıyla %55,73 ve %28,08 olarak bulunmuş, DK-1 destilasyon kolon basıncı, geri akış ve geri döngü debileri arttıkça, enerji ve ekserji verimlerinin azaldığı saptanmıştır. En yüksek, enerji verimi 40 kPa'lık basınç düşüşüyle %61,94, ekserji verimi ise geri döngü debisinin 20 m³/h azaltılmasıyla %28,59 olarak bulunmuştur.
- DK-3 destilasyon kolonunun ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri, sırasıyla 4,05 MW ve 2,91 MW olarak bulunmuştur. Parametrik çalışmalar sonucunda elde edilen en yüksek ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli, kolon tepe basıncının 213 kPa olduğu durumda, sırasıyla 4,32 MW ve 3,10 MW olarak tespit edilmiştir.

- DK-4 destilasyon kolonunun enerji ve ekserji verimleri, sırasıyla %47,78 ve %18,55 olarak bulunmuştur. DK-1 destilasyon kolonu basıncı, geri akış debisi ve geri döngü debisi arttıkça enerji veriminin arttığı, ekserji veriminin ise azaldığı saptanmıştır. En yüksek enerji ve ekserji verimi, sırasıyla %62,36 ve %19,21 olarak bulunmuştur.
- DK-4 destilasyon kolonunun ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli değerleri, sırasıyla 0,46 MW ve 0,38 MW olarak bulunmuştur. Parametrik çalışmalar sonucunda elde edilen en yüksek ekserji tahribi ve geliştirme potansiyeli, geri akış debisinin 210 m³/h olduğu durumda, sırasıyla 0,53 MW ve 0,43 MW olarak bulunmuştur.
- F-1, F-2 ve F-3 ısıtma fırınlarının enerji verimleri sırasıyla, %34,62, %48,11 ve %32,56 olarak; ekserji verimleri ise, sırasıyla %15,94, %19,91 ve %14,04 olarak bulunmuştur. Isıtma fırınlarında ekserji tahribi yakıtların yanmasından dolayı oldukça yüksektir. Hesaplanan ekserji tahribi değerleri aynı zamanda baca gazı ile atmosfere atılan ekserji miktarını da içermektedir. Isıtma fırınlarının ekserji tahribi değerleri, sırasıyla 59,04 MW, 54,90 MW ve 49,45 MW olarak; geliştirme potansiyeli değerleri ise, sırasıyla 49,62 MW, 44,04 MW ve 42,51 MW olarak bulunmuştur. F-1 ve F-2 ısıtma fırınlarında yakılan yakıtın ekserji değeri 137,7 MW iken ham petrole aktarılan ekserji miktarı 23,08 MW'dır. Isıtma fırınlarındaki ekserji tahribinin, sistemin toplam ekserji tahribindeki payı %68,62'dir.
- Isı değiştirici ağında ham petrole 15,23 MW'lık ekserji aktarımı olmaktadır. Isı değiştiricilerinde en yüksek ekserji verim değeri %84,93 olarak E-3 ısı değiştiricisinde, en düşük ekserji verim değeri ise %45,72 olarak E-1 ısı değiştiricisinde saptanmıştır. E-3 ısı değiştiricisinde sıcak akım ile soğuk akım arasındaki sıcaklık farkı diğer ısı değiştiricilerdeki sıcaklık farkına göre daha az olduğundan, ekserji verimi daha yüksektir. E-1 ısı değiştiricisinde sıcaklık farkının fazla olmasının yanında, burada sıcak ürün akımı buhar fazda olduğundan yoğunlaşmaktadır. Bunun sonucunda ekserji tahribi miktarı artarken ekserji verimi düşmektedir. Isı değiştiricilerde en yüksek ekserji tahribi E-1 için 3,61 MW; en düşük ekserji tahribi ise E-3 için 0,07 MW olarak bulunmuştur. Dolayısıyla, en yüksek geliştirme potansiyeli 1,96 MW olarak E-1 için hesaplanmıştır.

Termoekonomik analiz çalışmasında, ürün ve yakıt temelli ekserji maliyetlendirmesi yöntemi ilk kez bir ham petrol destilasyon ünitesine uygulanmıştır.

- DK-1 destilasyon kolonuna giren ham petrolün kimyasal ekserji birim maliyeti 19,58 \$/GJ, ekserji maliyeti ise 440200 \$/h olarak hesaplanmıştır. Çıkan nafta ürününün (Akım 15) ekserji birim maliyeti 20,85 \$/GJ, ekserji maliyeti ise 104639 \$/h; gaz yağının (Akım 16) ekserji birim maliyeti 20,26 \$/GJ, ekserji maliyeti ise 61334 \$/h; hafif dizelin (Akım 17) ekserji birim maliyeti 19,80 \$/GJ, ekserji maliyeti ise 26461 \$/h olarak hesaplanmıştır. Ağır dizelin (Akım 18) ekserji birim maliyeti 19,62 \$/GJ, ekserji maliyeti ise 45318 \$/h olarak bulunmuştur.
- DK-2 destilasyon kolonundan çıkan atık yağın (Akım 21A) ekserji birim maliyeti 22,41 \$/GJ, ekserji maliyeti 1005 \$/h; hafif vakum gaz yağının (Akım 22) ekserji birim maliyeti 21,29 \$/GJ, ekserji maliyeti 20450 \$/h; ağır vakum gaz yağının (Akım 23) ekserji birim maliyeti 20,37 \$/GJ, ekserji maliyeti ise 94344 \$/h; vakum dip ürününün (Akım 24) ekserji birim maliyeti 19,74 \$/GJ, ekserji maliyeti ise 97216 \$/h olarak saptanmıştır.
- Termoekonomik analiz çalışmasında, ısıtma fırınlarında yakılan yakıtın maliyetinin ve destilasyon kolonlarının işletme maliyetlerinin elde edilen ürünlerin maliyetlerine etkileri de incelenmiştir. Destilasyon ünitesinden çıkan ürünlerin toplam ekserji maliyeti 453700 \$/h olarak hesaplanmış ve ham petrolün ekserji maliyetine göre 13500 \$/h miktarında bir artış olduğu saptanmıştır.
- Parametrik çalışmalar sonucunda, gerçek basınç ve geri döngü şartlarında geri akış debisinin 20 m³/h azaltılması ile destilasyon kolonlarının toplam ekserji tahribinde 0,26 MW düşüş sağlanmıştır. Doğal gaz birim ekserji maliyeti temel alınarak, ekserji tahribi düşüşü ile yaklaşık olarak 63000 \$/yıl tasarruf sağlanabilir.

Ham petrol destilasyon ünitelerinin termoekonomik optimizasyonu yapılarak, ekserji tahribinin fazla olduğu proses cihazlarının işletme koşulları ile ilgili optimizasyon çalışmalarının ve farklı destilasyon sistemi tasarımlarının karşılaştırılması gerekmektedir. Yapılabilecek proses ve işletme iyileştirmeleri sonucunda, büyük miktarda enerji ve ham petrol tasarrufu sağlanabilir. Dolayısıyla, enerji maliyetleri büyük oranda düşürülebilir ve atmosfere atılan emisyon miktarı en aza indirilebilir.

KAYNAKLAR

- [1] Dealy, J. M. ve Weber, M. E., (1980). "Thermodynamic Analysis of Process Efficiency", *Applied Energy*, 6:177-201.
- [2] Dinçer, S., (1985). "Available Energy Analysis", *Energy Conversion and Management*, 25(3): 309-313.
- [3] Gaggioli, R. A., (1983). "Second Law Analysis for Process and Energy Engineering", *Efficiency and Costing*, ACS Symposium Series, 235: 3-50 Washington.
- [4] Riekert, L., (1974). "The Efficiency of Energy Utilization In Chemical Processes", *Chemical Engineering Science*, 29: 1613-1620.
- [5] Szargut, J, Morris, R. David, Steward ve R. Frank (1988). *Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes*, Hemisphere Publishing Co., ABD.
- [6] Kotas, T.J. (1995). *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*, Krieger Publishing Comp, ABD.
- [7] Moran, M. J. ve Sciubba, E., (1994). "Exergy Analysis: Principles and Practice", *Journal Engineering of Gas Turbines Power*, 116: 285-290.
- [8] Rosen, M.A., (1999). "Second-Law Analysis: Approaches And Implications", *Int. J. Energy Res.*, 23: 415-429.
- [9] DOE, (2007). *Energy and Environmental Profile of the U.S. Petroleum Refining Industry*, ABD.
- [10] Dinçer, S. ve Erkan, D., (1986). "Available Energy Analysis of a Petroleum Refinery Operation", *Applied Energy*, 22: 157-163
- [11] Erkan, D., (1984), *Available Energy Analysis of A Petroleum Refinery*, Yüksek Lisans Tezi, Boğaziçi Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü.
- [12] Rivero, R. ve Anaya, A., (1990). "Exergy Analysis of A Distillation Tower For Crude Oil Fractionation", *Proceedings of the Computer Aided Energy Systems Analysis ASME*, 21: 55-62.
- [13] Cornelissen, R.L., (1997). *Thermodynamics and Sustainable Development*, Doktora Tezi, Enschede, The Netherlands.

- [14] Al-Muslim, H. Dincer, İ. ve Zubair, S.M., (2003). "Exergy Analysis of Single and Two Stage Crude Oil Distillation Units", Journal of Energy Resources Tech., 125: 199-207.
- [15] Rivero, R., Rendon, C. ve Gallegos, S., (2004). "Exergy and Exergoeconomic Analysis of A Crude Oil Combined Distillation Unit", Energy, 29: 1909-1927.
- [16] Rosen, M.A. ve Dincer, İ., (2003). "Thermoeconomic analysis of power plants: an application to a coal-fired electrical generating station", Energy Conversion and Management, 44(10): 1633–1651.
- [17] Kwon Y., Kwak H., ve Oh S., (2001). "Exergoeconomic analysis of gas turbines cogeneration systems", Exergy, 1:31-40.
- [18] Arıkol, M., (1985). Ekserji Analizine Giriş, TÜBİTAK MAM, Gebze.
- [19] Wall, G., (1998). Exergetics, Exergy Ecology Democracy, Sweden.
- [20] Rivero, R. ve Anaya, A., (1997). "Exergy Analysis of Industrial Processes: Energy-Economy-Ecology", Latin American Applied Research, 27:191-205.
- [21] Çengel, Y.A. ve Boles, M.A., (1996). Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik, Çeviren: Derbentli, T., Literatür Yayınevi, İstanbul.
- [22] Moran, J.M. ve Shapiro, H.N., (2006). Fundamentals of Engineering Thermodynamics, John Wiley & Sons, West Sussex.
- [23] Bejan, A., Tsatsaronis, G. ve Moran, M., (1996). Thermal Design and Applications, John Wiley & Sons, New York.
- [24] Sussman, M.V., (1979). "The Standart Chemical Availability : A Useful Concept and a New Property Table", American Institute of Chemical Engineers Meeting, Houston, Texas.
- [25] Rivero, R., Montero, G. ve Garfias, M., (2002). "The Effect of Environmental Temperature on The Chemical Exergy of Hydrocarbons", ECOS, Berlin, Germany
- [26] Szargut, J. ve Styrylska, T., (1964). "Approximate Evaluation of The Exergy of Fuels", Brennst. Warme Kraft, 16(12):589-596
- [27] Rivero, R., Rendon, C. ve Monroy, L., (1999). "The Exergy of Crude Oil Mixtures and Petroleum Fractions: Calculation and Application", International Journal of Applied Thermodynamics, 2: 115-123.
- [28] Govin, O. V., Diky, V. V., Kabo, G. J. ve Blokhin, A. V. (2000). "Evaluation of the Chemical Exergy of Fuels and Petroleum Fractions", Journal of Thermal Analysis and Calorimetry, 62: 123-133.
- [29] Tsatsaronis, G. ve Czesla F., (2002). "Thermoeconomics" Encyclopedia of Physical Science and Technology, Third Edition, Vol. 16.
- [30] API, (1997). Technical Data Book. API Publishing Services, Washington.
- [31] Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R. ve Widagdo, S., (2010). Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Design, John Wiley and Sons, Asia

- [32] Nevers, N. ve Seader, J.D., (1980). "Lost Work: A Measure Of Thermodynamic Efficiency" *Energy*, 5:757-769.
- [33] King, C., (1980). *Separation processes*, 2nd ed., McGraw-Hill, New York.
- [34] Bandyopadhyay, S., (2002). "Effect of feed on optimal thermodynamic performance of a distillation column", *Chemical Eng. Journal*, 88:175–186.
- [35] Koeijer, G. Ve Rivero, R., (2003). "Entropy production and exergy loss in experimental distillation columns", *Chemical Eng. Science*, 58:1587 – 1597.
- [36] Seader., J.D. ve Henley, E.J., (2006). *Separation Process Principles*. John Wiley&Sons, Asia.
- [37] Rivero, R., (2002). "Application of the exergy concept in the petroleum refining and petrochemical industry", *Energy Conversion and Management*, 42(9): 1199-1220.
- [38] Van Gool, W., (1992). "Exergy analysis of industrial processes", *Energy*, 17(8):791–803.
- [39] Tsatsaronis, G., (1993). "Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems", *Prog. Energy Combust Sci*, 19:227–257.
- [40] Tsatsaronis, G., ve Winhold, M., (1985). "Exergoeconomic analysis and evaluation of energy conversion plants", *Energy Int. J*, 10:69–94.
- [41] Valero, A., Lozano, M.A., Serra, L. ve Torres, C., (1994). "Application of the exergetic cost theory to the CGAM problem", *Energy The International Journal*, 19(3):365-381.
- [42] Valero, A., Lozano, M. A. ve Munoz, M., (1986). "A General Theory of Exergy Saving, Part I: On the exergetic cost, Part II: On the thermoeconomic cost, Part III: Energy savings and thermoeconomics", *Computer-Aided Engineering of Energy Systems*, (Gaggioli, R. A., Ed.), ASME, New York, 1-22.
- [43] Valero, A., Torres, C. ve Lozano, M. A., (1989). "On the Unification of Thermoeconomic Theories, Simulation of Thermal Energy Systems", (Boehm, R. F., El-Sayed, Y. M., Eds.), ASME, New York, 63-74.
- [44] Tsatsaronis, G., Lin, L., and Pisa, J., (1993). "Exergy Costing in Exergoeconomics", *Journal of Energy Resources Technology*, 115:9-16.
- [45] Tsatsaronis, G., (1984). "Combination of Exergetic and Economic Analysis in Energy Conversion Processes", *Energy Economics and Management in Industry*, Pergamon Press, Oxford, 151-157.
- [46] Tsatsaronis, G., Pisa, J., Lin, L. ve Tawfik, T., (1992) "Optimization of an IGCC Power Plant –Part I: Optimized Cases", *Thermodynamics and the Design, Analysis, and Improvement of Energy Systems*, ASME, 27:37-53.
- [47] Tsatsaronis, G. Lin, L. ve Pisa, J., (1992). "Optimization of an IGCC Power Plant – Part II: Methodology and Parametric Studies", *Thermodynamics and the Design, Analysis, and Improvement of Energy Systems*, ASME, 27:55-67.

- [48] Tsatsaronis, G. and Winhold, M. (1985). "Exergoeconomic Analysis and Evaluation of Energy Conversion Plants. Part-I A New General Methodology", Energy-The International Journal, 10(1):69-80.
- [49] Tsatsaronis, G. ve Winhold, M., (1985). "Exergoeconomic Analysis and Evaluation of Energy Conversion Plants. Part II: Analysis of a Coal-Fired Steam Power Plant", Energy -The International Journal, 10(19):81-94.
- [50] Tsatsaronis, G. (2008). Recent Developments in Exergy Analysis and Exergoeconomics, International Journal of Exergy, 5, 489-499.
- [51] Tsatsaronis, G., Kapanke, K., and Blanco Marigorta, A. M. (2008). "Exergoeconomic Estimates for a Novel Zero Emission Process Generating Hydrogen and Electric Power", Energy The International Journal, 33, 321-330.
- [52] Tsatsaronis, G., (1999). "Design Optimization Using Exergoeconomics", Thermodynamic Optimization Of Complex Energy Systems, Nato Sciences, 69:101-115.
- [53] Hua, B., Chen, Q. ve L., Wang P., (1997). "A New Exergoeconomic Approach For Analysis and Optimization of Energy Systems", Energy, 22(11): 1071-1078
- [54] Lazzaretto, A. ve Tsatsaronis, G., (2006). "SPECO: A Systematic and General Methodology for Calculating Efficiencies and Costs in Thermal Systems", Energy -The International Journal, 31: 1257-1289.
- [55] Gaggioli, R. A. (1983). "Second Law Analysis for Process and Energy Engineering", Efficiency and Costing Second Law Analysis of Processes (Gaggioli, R. A., Ed.), A. C. S. Symposium Series. 235: 3-50.
- [56] Riazi, M.R., (2005). Characterization and Properties of Petroleum Fractions, ASTM, Philadelphia.
- [57] Speight, J. G., (2001). Handbook of Petroleum Analysis, John Wiley and Sons, New Jersey.
- [58] Nelson, W.L., (1949). Petroleum Refinery Engineering, McGraw-Hill, New York
- [59] Watkins, R.N., (1973). Petroleum Refinery Distillation, Gulf Publishing Company, Texas.
- [60] Wauquier, J.P., (1995). Crude Oil. Petroleum Products. Process Flowsheets. Petroleum Refining Series. Technip, Paris.
- [61] OPEC, (2010). World Oil Outlook, Vienna, Austria
- [62] IEA, (2010). IEA Oil Market Report, Paris, France
- [63] TÜPRAŞ, (2010). Faaliyet Raporu 2010. İzmit
- [64] Natural Resources Canada, Petroleum Industry Refinery Configuration, <http://www.nrcan.gc.ca/eneene/sources/petpet/reprap/2005-07/ovevue/concon-eng.php>, 10 Nisan 2011.
- [65] Gary, J.H. ve Handwerk, G.E., (2001). Petroleum Refining - Technology and Economics, Marcel Dekker Inc., New York,

- [66] Speight, J. G., (2006). The Chemistry and Technology of Petroleum, 4th edition, CRC Taylor & Francis Group, LLC. Boca Raton.
- [67] Hengstebeck, R.J., (1959). Petroleum Processing, Principles and Applications, McGraw-Hill, New York.
- [68] SIMSCI, (2008). PRO/II Reference Manual, Volume I, Component and Thermo-physical Properties, Invensys Systems, Inc. ABD.
- [69] TÜPRAŞ, (2009). “Ham petrol Destilasyon Ünitesi Operasyon Bilgisi”, İzmit.
- [70] Kaes, G.L., (2000). Refinery Process Modelling, Kaes Enterprises, Inc. ABD.
- [71] Errico, M., Tola, G. ve Mascia, M., (2009). “Energy Saving in A Crude Distillation Unit by A Preflash Implementation”, Applied Thermal Engineering, 29:1642–1647.
- [72] Haydary, J. ve Pawlik, T., (2009). “Steady-State and Dynamic Simulation of Crude Oil Distillation Using Aspen Plus and Aspen Dynamics”, Petroleum & Coal, 51(2):100-109.
- [73] Le Goff, P., Cachot, T. ve Rivero, R., (1996). “Exergy Analysis of Distillation Processes”, Chemical Eng. Technology, 19: 478-485.
- [74] Al-Muslim, H., Dincer, İ. ve Zubair, S.M., (2005). “Effect of Reference State on Exergy Efficiencies of One and Two Stage Crude Oil Distillation Plants”, International Journal of Thermal Sciences, 44: 65–73
- [75] Al-Muslim, H. ve Dincer, İ., (2005). “Thermodynamic Analysis of Crude Oil Distillation Systems”, Int. J. Energy Research, 29:637–655
- [76] Worrell, E. ve Galitsky, C., (2005). Energy Efficiency Improvement and Cost Saving Opportunities for Petroleum Refineries: An ENERGY STAR Guide for Energy and Plant Managers, Lawrence Berkeley National Laboratory,
- [77] GARRETT, D.E., (1989). Chemical Engineering Economics, Van Nostrand Reinhold, New York.
- [78] CHE, (2011). Chemical Engineering, 118(5), New York.

ÖZGEÇMİŞ

KİŞİSEL BİLGİLER

Adı Soyadı : Ömer Faruk DİLMAÇ
Doğum Tarihi ve Yeri : 03/06/1980 Çaykara
Yabancı Dili : İngilizce
E-posta : omerfarukdl@yahoo.com

ÖĞRENİM DURUMU

Derece	Alan	Okul/Üniversite	Mezuniyet Yılı
Y. Lisans	Kimya Mühendisliği	Yıldız Teknik Üniversitesi	2005
Lisans	Kimya Mühendisliği	Atatürk Üniversitesi	2001
Lise	Sosyal Bilimler ve Edb.	Küçükköy İ. H. Lisesi	1996

YAYINLARI

Bildiri

1. **Dilmaç, Ö. F.**, Mert, M.S., Özkan, S.K., Bolat, E., "The Effects of Pump-Around and Reflux Rates on The Exergy Efficiencies Of Distillation Columns" Proc., IESE 5, 5th International Ege Energy Symposium and Exhibition, Denizli, Türkiye, 27-30 Haziran 2010, CD'de.
2. **Dilmaç, Ö.F.**, Özkan, S.K, Bolat, E., "Hafif Petrol Ürünleri Destilasyon Sisteminin Enerji ve Ekserji Analizi", 8.Ulusal Kimya Mühendisliği Kongresi, Malatya, Türkiye 26–29 Ağustos 2008, CD'de

Proje

1. “Bilgisayar Programı Kullanılarak TÜPRAŞ Petrol Rafinerilerindeki Destilasyon Ünitelerinin Ekserji Analizi”,
(25-07-01-08 nolu YTÜ BAPK), (2005-2009).
2. “Bilgisayar Programı Kullanılarak Bir Kimya Tesisinin Enerji Analizi “,
(22-07-01-05 nolu YTU BAPK), (2003-2006)