



T.C.
NECMETTİN ERBAKAN
ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ



**BİR PEYNİR ÜRETİM TESİSİNİN
EKSERJİ VE EKSERGOEKONOMİK
ANALİZİNE YÖNELİK VAKA ÇALIŞMASI
İLE TESİS ATIK ISISININ HİDROJEN
ÜRETİMİNDE KULLANILABİLİRLİĞİNİN
İNCELENMESİ**

Taha KISAKESEN

DOKTORA TEZİ

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

**Mayıs-2025
KONYA
Her Hakkı Saklıdır**

TEZ KABUL VE ONAYI

Taha KISAKESEN tarafından hazırlanan “Bir Peynir Üretim Tesisinin Ekserji ve Eksergoekonomik Analizine Yönelik Vaka Çalışması ile Tesis Atık Isısının Hidrojen Üretiminde Kullanılabilirliğinin İncelenmesi” adlı tez çalışması 07/05/2025 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından oy birliği ile Necmettin Erbakan Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalı’nda DOKTORA TEZİ olarak kabul edilmiştir.

Jüri Üyeleri

İmza

Başkan

Prof. Dr. Mustafa Tahir AKKOYUNLU

.....

Danışman

Prof. Dr. Ali KAHRAMAN

.....

Üye

Dr. Öğr. Üyesi Sadık ATA

.....

Üye

Dr. Öğr. Üyesi Mehmet Numan KAYA

.....

Üye

Dr. Öğr. Üyesi Remzi ŞAHİN

.....

Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu’nun/.../20.. gün ve sayılı kararıyla onaylanmıştır.

Prof. Dr. Havvanur UÇBEYİAY
FBE Müdürü

TEZ BİLDİRİMİ

Bu tezdeki bütün bilgilerin etik davranış ve akademik kurallar çerçevesinde elde edildiğini ve tez yazım kurallarına uygun olarak hazırlanan bu çalışmada bana ait olmayan her türlü ifade ve bilginin kaynağına eksiksiz atıf yapıldığını bildiririm.

DECLARATION PAGE

I hereby declare that all information in this document has been obtained and presented in accordance with academic rules and ethical conduct. I also declare that, as required by these rules and conduct, I have fully cited and referenced all material and results that are not original to this work.

İmza

Taha KISAKESEN

Tarih: 09.05.2025

ÖZET

DOKTORA TEZİ

BİR PEYNİR ÜRETİM TESİSİNİN EKSERJİ VE EKSERGOEKONOMİK ANALİZİNE YÖNELİK VAKA ÇALIŞMASI İLE TESİS ATIK ISISININ HİDROJEN ÜRETİMİNDE KULLANILABİLİRLİĞİNİN İNCELENMESİ

Taha KISAKESEN

Necmettin Erbakan Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman: Prof. Dr. Ali KAHRAMAN

2025, 93 Sayfa

Jüri

Prof. Dr. Ali KAHRAMAN
Prof. Dr. Mustafa Tahir AKKOYUNLU
Dr. Öğr. Üyesi Sadık ATA
Dr. Öğr. Üyesi Mehmet Numan KAYA
Dr. Öğr. Üyesi Remzi ŞAHİN

Bu tez çalışmasında, bir vaka çalışması kapsamında bir kaşar peyniri üretim tesisi analiz edilmiştir. Tesis süt pastörizasyonu, kaşar peyniri üretimi ve buhar üretim sistemi olmak üzere üç ana üretim biriminden oluşmaktadır. İlk olarak tesisin performans özelliklerini ortaya çıkarmak için enerji, ekserji ve SPECO yöntemi ile eksergoekonomik analizi yapılmıştır. Bu sonuçlara göre; süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretimi ve buhar üretim sistemlerinin toplam özgül ekserji geri kazanım potansiyeli sırasıyla 185,51 kJ/kg ve 2862,4 kJ/kg olarak hesaplanmıştır. Tesisin toplam işletme maliyeti 1476,27 \$/h olarak elde edilmiştir. En yüksek ekserji yıkımına sahip birimlerin maliyet oranı sırası ile (455,33 \$/h) proses tankı, (267,43 \$/h) rejenerasyon-1, (153,98 \$/h) ısı eşanjörü-2 ve (134 \$/h) kazan & brülördür. En yüksek sermaye yatırımı, işletme ve bakım maliyetlerine sahip üniteler sırasıyla krema separatörü (%22,92), ekonomizer (%13,72) ve çiğ süt tankıdır (%11,11). İkinci olarak tesisin 130-160 °C aralığında baca gazı atık ısısı kullanılarak hidrojen üretim sisteminin uygulanabilirliği incelenmiştir. SRÇ (Steam Rankine Çevrimi)-PEME (Proton Elektrolit Membranlı Elektrolizör), ORÇ (Organic Rankine Çevrimi)-PEME ve SRÇ-ORÇ-PEME entegrasyonları araştırılmıştır. SRÇ-PEME entegrasyonunda; 160 °C ısı kaynağı altında evaporatör pinch noktası sıcaklık farkı incelemesinde, optimum değer $\Delta T_{ppe} = 8,792$ noktası olduğu, 1043 kg/yıl hidrojen üretimi, minimum geri ödeme süresi 6,93 yıl ve karbon kredisi kazancı 417,3 \$'dır. ORÇ-PEME entegrasyonunda R141b için; optimum değer $\Delta T_{ppe} = 9,333$ noktası olduğu, 1360 kg/yıl hidrojen üretimi, minimum geri ödeme süresi 7,33 yıl ve karbon kredisi kazancı 543,9 \$'dır. R245fa için; optimum değer $\Delta T_{ppe} = 8,75$ noktası olduğu, 1610 kg/yıl hidrojen üretimi, minimum geri ödeme süresi 7,55 yıl ve karbon kredisi kazancı 644,1 \$'dır. SRÇ-ORÇ-PEME entegrasyonunda; ORÇ ünitesindeki R141b akışkanı için; 129,1 °C ısı kaynağı altında evaporatör pinch noktası sıcaklık farkı incelemesinde, optimum değer $\Delta T_{ppe} = 8,792$ noktası olduğu, 1752 kg/yıl hidrojen üretimi, minimum geri ödeme süresi 7,701 yıl ve karbon kredisi kazancı 700,8 \$'dır. ORÇ ünitesindeki R245fa akışkanı için; 1736 kg/yıl hidrojen üretimi, minimum geri ödeme süresi 7,845 yıl ve karbon kredisi kazancı 694,2 \$ olarak elde edilmiştir.

Anahtar Kelimeler: Atık Isı, Eksergoekonomi, Geri Ödeme Süresi, Hidrojen Üretimi, Karbon Kredisi Kazancı. PEME (Proton Elektrolit Membranlı Elektrolizör)

ABSTRACT

Ph.D THESIS

CASE STUDY FOR EXERGY AND EXERGOECONOMIC ANALYSIS OF A CHEESE PRODUCTION PLANT AND INVESTIGATION OF THE USABILITY OF PLANT WASTE HEAT IN HYDROGEN PRODUCTION

Taha KISAKESEN

THE GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCE OF
NECMETTİN ERBAKAN UNIVERSITY
DOCTOR OF PHILOSOPHY
IN MECHANICAL ENGINEERING

Advisor: Prof. Dr. Ali KAHRAMAN

2025, 93 Pages

Jury

Prof. Dr. Ali KAHRAMAN
Prof. Dr. Mustafa Tahir AKKOYUNLU
Asst. Prof. Dr. Sadık ATA
Asst. Prof. Dr. Mehmet Numan KAYA
Asst. Prof. Dr. Remzi ŞAHİN

This thesis analyses a kashar cheese production plant as a case study. The plant consists of three main production units: milk pasteurisation, kashar cheese production and steam production system. Firstly, an energy, exergy and exergoeconomic analysis using the SPECO method is carried out to reveal the performance characteristics of the plant. According to the results; the total specific exergy recovery potential of milk pasteurisation & kashar cheese production and steam production systems were calculated as 185.51 kJ/kg and 2862.4 kJ/kg, respectively. The total operating cost of the plant was obtained to be 1476.27 \$/h. The cost ratio of the units with the highest exergy destruction are (455.33 \$/h) process tank, (267.43 \$/h) regeneration-1, (153.98 \$/h) heat exchanger-2 and (134 \$/h) boiler & burner. The units with the highest investment, operating and maintenance costs are cream separator (22.92%), economiser (13.72%) and raw milk tank (11.11%). Secondly, the applicability of the hydrogen production system using the waste heat from the plant in the range of 130-160 °C was investigated. SRC (Steam Rankine Cycle)-PEME (Proton Electrolyte Membrane Electrolyzer), ORC (Organic Rankine Cycle)-PEME and SRC-ORC-PEME integrations were investigated. In the SRC-PEME integration; In the evaporator pinch point temperature difference investigation under 160 °C heat source, the optimum value is $\Delta T_{ppe} = 8.792$ points, 1043 kg/year hydrogen production, minimum payback period of 6.93 years and carbon credit gain of \$417.3. For R141b in ORC-PEME integration, the optimum value is $\Delta T_{ppe} = 9.333$ points, 1360 kg/year hydrogen production, minimum payback period of 7.33 years and carbon credit gain of \$543.9. For R245fa, the optimum value is $\Delta T_{ppe} = 8.75$ points, 1610 kg/year hydrogen production, minimum payback period of 7.55 years and carbon credit gain of \$644.1. In the SRC-ORC-PEME integration; for R141b fluid in the ORC unit; in the evaporator pinch point temperature difference analysis under 129.1 °C heat source, the optimum value is $\Delta T_{ppe} = 8.792$ points, 1752 kg/year hydrogen production, minimum payback period is 7.701 years and carbon credit gain is \$700.8. For R245fa fluid in the ORC unit, 1736 kg/year hydrogen production, minimum payback period is 7.845 years and carbon credit gain is \$694.2.

Keywords: Waste Heat, Exergoeconomics, Payback Period, Hydrogen Production, Carbon Credit Gain, PEME (Proton Electrolyte Membrane Electrolyzer)

ÖNSÖZ

Tez çalışmasında, kıymetli fikirleri ve tecrübeleri ile bana yol gösteren danışman hocam Prof. Dr. Ali KAHRAMAN'a teşekkürlerimi ve saygılarımı sunarım.

Tez çalışması süresince bana olan desteklerinden dolayı Dr. Öğr. Üyesi Sadık ATA hocama teşekkürlerimi ve saygılarımı sunarım.

Tez çalışması süresince öneri ve tavsiyeleriyle çalışmalarına katkı sağlayan Tez İzleme Komitesi Üyesi hocam Prof. Dr. Mustafa Tahir AKKOYUNLU'ya teşekkürlerimi ve saygılarımı sunarım.

Bu günlere ulaşmamda her zaman destekçim olan çok kıymetli aileme sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Taha KISAKESEN
KONYA-2025

İÇİNDEKİLER

ÖZET	iv
ABSTRACT.....	v
ÖNSÖZ	vi
İÇİNDEKİLER	vii
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	ix
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	xi
SİMGELER VE KISALTMALAR	xiii
1. GİRİŞ	1
1.1. Tesisin Tanıtımı	3
1.2. Atık Isı Geri Kazanım Potansiyeli	5
1.3. Organik Rankine Çevrimi (ORÇ)	7
2. KAYNAK ARAŞTIRMASI	14
2.1. Süt ve Süt Türevleri ile İlgili Yapılmış Çalışmalar	14
2.2. ORÇ ile İlgili Yapılmış Çalışmalar	17
2.3. Hidrojen Üretimi ile İlgili Yapılmış Çalışmalar	20
2.4. Tezin Amacı.....	22
3. MATERYAL VE YÖNTEM.....	24
3.1. Kaşar Peyniri Üretim Tesisinin İncelenmesi	24
3.1.1. Süt Pastörizasyon Sistemi	24
3.1.2. Kaşar Peyniri Üretim Sistemi	25
3.1.3. Buhar Üretim Sistemi	27
3.2. Atık Isının Değerlendirildiği Sistem Önerisi	36
3.2.1. PEM Elektrolizörü	37
3.2.2. SRÇ-PEM Elektrolizörü Entegrasyonu	37
3.2.3. ORÇ-PEM Elektrolizörü Entegrasyonu.....	38
3.2.4. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizörü Entegrasyonu.....	40
4. ARAŞTIRMA SONUÇLARI VE TARTIŞMA.....	45

4.1. Kaşar Peyniri Üretim Tesisinin Analizi.....	45
4.1.1. Sonuçların Mevcut Literatürle Karşılaştırmalı Analizi	56
4.2. Önerilen Sistem Entegrasyonlarının Analizi	58
4.2.1. SRÇ-PEM Elektrolizör Entegrasyonu Analizi	58
4.2.2. ORÇ-PEM Elektrolizör Entegrasyonu Analizi.....	61
4.2.3. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizör Entegrasyonu Analizi.....	68
5. SONUÇLAR VE ÖNERİLER	69
5.1. Mevcut Sistemin Değerlendirilmesi	69
5.2. Önerilen Sistemin Değerlendirilmesi.....	70
5.3. Genel Değerlendirme Sonuçları.....	71
6. KAYNAKLAR	73

ŞEKİLLER DİZİNİ

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
Şekil 1.1. Kaşar peyniri üretim tesisinin görseli.....	4
Şekil 1.2. Buhar üretim biriminde bulunan kazan & brülör görseli	5
Şekil 1.3. Buhar dağıtım hatlarının sıcaklık ölçümü	6
Şekil 1.4. Baca gazı çıkış sıcaklığı	6
Şekil 1.5. Organik akışkanların T-s diyagramında gösterimi a) Islak, b) İzantropik, c) Kuru	9
Şekil 1.6. ORÇ'nin çalışma şeması ve T-s diyagramı	10
Şekil 1.7. Hidrojen üretiminde kullanılan kaynaklar ve yöntemler	11
Şekil 1.8. Hidrojenin renk kodları	11
Şekil 1.9. PEM Elektrolizörü	13
Şekil 3.1. Süt pastörizasyon üretim hattının şematik gösterimi	25
Şekil 3.2. Kaşar peyniri üretim hattının şematik gösterimi	26
Şekil 3.3. Buhar üretim sistemi hattının şematik gösterimi.....	27
Şekil 3.4. SRÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması.....	38
Şekil 3.5. ORÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması	39
Şekil 3.6. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması	41
Şekil 4.1. Tesisin her bir alt birimi için enerji ve ekserji verimliliğinin karşılaştırmalı analizi.....	52
Şekil 4.2. Tesis bileşenlerinin toplam işletme maliyeti oranı.....	54
Şekil 4.3. Tesis bileşenlerinin bağıl maliyet farkı	55
Şekil 4.4. Tesis bileşenlerinin eksergoekonomik faktörü.....	55
Şekil 4.5. (a) SRÇ'nin ısı verimi, (b) Sistemin ısı verimi sonuçları.....	58
Şekil 4.6. (a) SRÇ'nin ekserji verimi, (b) Sistemin ekserji verimi sonuçları	59
Şekil 4.7. SRÇ-PEME'nin; (a) Üretilen güç, (b) Geri ödeme süresi, (c) Üretilen hidrojen miktarı, (d) Karbon kredisi kazancı sonuçları	60
Şekil 4.8. SRÇ-PEME için baca gazı giriş sıcaklığı değişiminin performans parametreleri üzerindeki etkisi.....	61
Şekil 4.9. R141b akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) ORÇ'nin ısı verim, (b) Sistemin ısı verimi sonuçları	62

Şekil 4.10. R141b akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) ORÇ'nin ekserji verimi, (b) Sistemin ekserji verimi sonuçları.....	62
Şekil 4.11. R141b akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) Üretilen güç (b) Geri ödeme süresi, (c) Üretilen hidrojen miktarı (d) Karbon kredisi kazancı sonuçları	63
Şekil 4.12. R141b akışkanlı ORC-PEME için baca gazı giriş sıcaklığı değişiminin performans parametreleri üzerindeki etkisi	64
Şekil 4.13. R245fa akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) ORÇ'nin ısı verim, (b) Sistemin ısı verimi sonuçları	64
Şekil 4.14. R245fa akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) ORÇ'nin ekserji verimi, (b) Sistemin ekserji verimi sonuçları.....	65
Şekil 4.15. R245fa akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) Üretilen güç (b) Geri ödeme süresi, (c) Üretilen hidrojen miktarı (d) Karbon kredisi kazancı sonuçları	66
Şekil 4.16. R245fa akışkanlı ORÇ-PEME için baca gazı giriş sıcaklığı değişiminin performans parametreleri üzerindeki etkisi	67
Şekil 4.17. Hidrojen satış fiyatına bağlı olarak akışkanlar için geri ödeme süreleri	67

ÇİZELGELER DİZİNİ

<u>Çizelge</u>	<u>Sayfa</u>
Çizelge 1.1. Suyun termodinamik özellikleri	7
Çizelge 3.1. Süt bileşenlerinin özgül ısı kapasiteleri ve yoğunlukları (°C)	29
Çizelge 3.2. Süt ve türevlerinin bileşimi	29
Çizelge 3.3. Süt pastörizasyonu ve kaşar peyniri üretim hattının her bir bileşeni için enerjistik ve ekserjetik formülasyonlar	29
Çizelge 3.4. Yanma havası ve doğalgaz bileşenlerinin standart kütle, hacim ve molar kütle oranı	31
Çizelge 3.5. Doğalgaz ve hava bileşenlerinin entalpisi, oluşum entalpisi ve standart kimyasal ekserjisi	32
Çizelge 3.6. Baca gazı bileşenlerinin ilgili sıcaklıklardaki entalpi ve entropi değerleri	32
Çizelge 3.7. Buhar üretim sistemi hattının her bir bileşeni için enerjistik ve ekserjetik formülasyonlar	33
Çizelge 3.8. Tesisin ekserji analizi ile ilgili temel faktörler	33
Çizelge 3.9. Süt pastörizasyonu ve peynir üretim hattı üniteleri için ekserjetik maliyet oranı denge denklemleri	35
Çizelge 3.10. Buhar üretim hattı üniteleri için ekserjetik maliyet oranı denge denklemleri	36
Çizelge 3.11. Tesisin eksergoekonomik analizi ile ilgili ana faktörler	36
Çizelge 3.12. PEM Elektrolizörü üniteleri için tasarım parametreleri	37
Çizelge 3.13. SRÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için tasarım parametreleri	38
Çizelge 3.14. ORÇ iş akışkanlarının özellikleri	39
Çizelge 3.15. ORÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için tasarım parametreleri	39
Çizelge 3.16. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için tasarım parametreleri	41
Çizelge 3.17. SRÇ ve ORÇ sistem bileşenleri için enerjistik ve ekserjetik formülasyonlar	43
Çizelge 3.18. Sistem bileşenleri için maliyet denklemleri	44
Çizelge 4.1. Süt ve türevlerinin spesifik kimyasal ekserjileri	45
Çizelge 4.2. Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi durum noktalarının termodinamik verileri	47

Çizelge 4.3. Süt pastörizasyon & kaşar peyniri üretim sistemi bileşenlerinin enerji analiz verileri.....	48
Çizelge 4.4. Süt pastörizasyon & kaşar peyniri üretim sistemi bileşenlerinin ekserji analiz verileri.....	49
Çizelge 4.5. Buhar üretim sistemi durum noktalarının termodinamik verileri.....	49
Çizelge 4.6. Buhar üretim sistemi bileşenlerinin enerji analiz verileri	50
Çizelge 4.7. Buhar üretim sistemi bileşenlerinin ekserji analiz verileri.....	51
Çizelge 4.8. Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi bileşenlerinin eksergoekonomik verileri	53
Çizelge 4.9. Buhar üretim sistemi durum noktalarının eksergoekonomik verileri.....	53
Çizelge 4.10. Mevcut sonuçların literatürle karşılaştırılması	57
Çizelge 4.11. Sistem konfigürasyonlarının karşılaştırılması	68

SİMGELER VE KISALTMALAR

Simgeler

AC	: Yıllık bileşen maliyeti (\$)
\dot{C}	: Saatlik maliyet (\$/h)
c	: Ekserjetik maliyet (\$/GJ)
$c_{f,k}$: Girdinin birim ekserjetik maliyeti (\$/GJ)
$c_{p,k}$: Ürünün birim ekserjetik maliyeti (\$/GJ)
CRF	: Sermaye geri kazanım faktörü
C_p	: Özgül ısı (kJ/kg°C)
$D_{D,k}$: Ekserji yok etme maliyet oranı (\$/h)
\dot{E}	: Enerji (kJ/s)
\dot{E}_L	: Enerji kaybı oranı (kW)
e_x	: Spesifik ekserji (kJ/kg)
\dot{E}_X	: Ekserji oranı (kW)
\dot{E}_{X_D}	: Ekserji yıkım oranı (kW)
$E_{X_{IP}}$: Ekserji iyileştirme oranı (kW)
f_k	: Eksergoekonomik faktör
h	: Saat
I	: Tersinmezlik
i	: Yıllık faiz oranı
J	: Hurda değeri oranı
J	: Joule
\dot{m}	: Kütleli debi (kg/s)
n	: Sistem ömrü
$\eta_{ısıl}$: Isıl Verim
η_{II}	: Ekserji Verimi
η_p	: Pompa izantropik verimi
η_t	: Türbin izantropik verimi
PEC	: Ekipman satın alma maliyeti (\$)
P_{kritik}	: Akışkanın kritik basıncı (kPa)
PW	: Bileşenin bugünkü değeri (\$)
PWF	: Mevcut değer faktörü
r_k	: Bağlı maliyet farkı (%)
s	: Entropi (kJ/kg°C)
S	: Kurtarma değeri (\$)
T_{ak}	: Aşırı kızdırma sıcaklığı (°C)
TCI	: Toplam yatırım maliyeti (\$)
$T_{c,i}$: Soğutma suyu giriş sıcaklığı (°C)
$T_{c,o}$: Soğutma suyu çıkış sıcaklığı (°C)
$T_{h,i}$: Isı kaynağı giriş sıcaklığı (°C)
$T_{h,o}$: Isı kaynağı çıkış sıcaklığı (°C)
T_{kritik}	: Akışkanın kritik sıcaklığı (°C)
$TOCR$: Toplam işletme maliyet oranı (\$/h)
$T_{p,e}$: Evaporatör pinch noktası sıcaklığı (°C)
$T_{p,k}$: Kondenser pinch noktası sıcaklığı (°C)
W	: İş (kW)
\dot{Z}_T	: Toplam seviyelendirilmiş maliyet oranı (\$/h)

\dot{Z}_{CI}	: Sermaye yatırımı ile ilişkili seviyelendirilmiş maliyet oranı (\$/h)
\dot{Z}_{OM}	: İşletme ve bakım maliyeti ile ilişkili seviyelendirilmiş maliyet oranı (\$/h)
ΔT_{PP}	: Pinch noktası sıcaklık farkı (°C)
$\Delta T_{PP,e}$: Evaporatör pinch noktası sıcaklık farkı (°C)
$\Delta T_{PP,k}$: Kondenser pinch noktası sıcaklık farkı (°C)
ε	: Etkenlik değeri

Kısaltmalar

EES	: Engineering Equation Solver
Fiz	: Fiziksel
Kim	: Kimyasal
PEME	: Proton Elektrolit Membran Elektroliz
SRÇ	: Steam Rankine Çevrimi
ORÇ	: Organik Rankine Çevrimi

1. GİRİŞ

Küresel enerji talebi ve tüketimi, teknolojik ve ekonomik gelişmelere paralel bir şekilde artışını sürdürmektedir. 2023 yılında Dünya’da tüketilen enerji miktarı 620 EJ (exajoule) olup, bu miktar içindeki fosil yakıtların oranı %81,5 ve nükleer enerjinin dışında yenilenebilir enerjinin oranı %14,5’tir. Toplam nihai enerji tüketiminin 2030 yılına kadar yıllık %1,1 oranında artmaya devam edeceği belirtilmektedir (IEA, 2023a). Küresel ölçekte uygun maliyetli, temiz, değişken enerji üretim kaynaklarına erişebilme ve tedarik güvenliğinin sağlanması stratejik öneme sahiptir.

Ekonomik gelişmeler ve nüfus artışı ile Türkiye büyüyen enerji talebini özellikle petrol ve gaz ithalatı ile karşılamaktadır. Enerji fiyatlarını düşürme, ithalat büyüme hızını yavaşlatma ve karbon emisyonunun azaltılması amacıyla Türkiye’de enerji sisteminde yapılandırmaya gitmiştir. Orta ve uzun vadeli hedeflerini belirlemiştir. Modernizasyonu ve yerli üretim (jeotermal, güneş, rüzgâr vd.) kapasitesinin artırımını benimseyerek enerjinin çeşitlendirilmesinde önemli adımlar atılmıştır.

Tüketilen minimum enerjiden maksimum faydanın sağlanması, temiz enerji kaynaklarının kullanılması sera gazı ve kirleticilerin emisyonlarının azaltılmasında önem arz etmektedir. Atık ısı, enerji üretim süreçlerinde açığa çıkan ve genellikle kullanılmadan atmosfere kaybolan ısıyı ifade eder. Özellikle enerji üretim ve tüketim sürecinde açığa çıkan atık ısının modern teknolojilerle geri kazanılabilir, yeniden kullanılabilir bir enerji kaynağı olarak görülmelidir. Bu iyileştirme ısı kaynaklarının ve bunların kombinasyonlarının çok işlevli sistemler aracılığıyla çeşitlendirilmesiyle gerçekleştirilir (IEA, 2023b).

Organik Rankine Çevrimi (ORÇ) farklı üretim/tüketim proseslerinde ortaya çıkan çürük enerjinin faydalı işe dönüştüren modern bir teknolojidir. ORÇ düşük ve orta sıcaklıktaki enerji kaynağını elektriğe dönüştüren bir çevrimdir. Enerji kaynağı olarak yenilenebilir (güneş, jeotermal, rüzgâr vd.) veya işlem atık ısısı kullanılabilir. Enerji kaynağının verimli kullanımı, ekonomik performansı ve küçük sistemleri de kapsaması ORÇ kullanmanın avantajıdır. Temel zorlukları ise, uygun bir çalışma sıvısının seçimi ve optimum hedef fonksiyonunun elde edilebileceği özel çevrim tasarımıdır.

Küresel ORÇ pazarı 2020’lerde hızlı bir yükseliş trendi kazanmıştır. Küresel büyüklüğü ve yıllık bileşik büyüme oranı CAGR (Compound Annual Growth Rate) raporunda, jeotermal projelerin sektör içinde önemli bir paya sahip olduğu belirtilmiştir. Yine bu rapora göre atık ısıdan güç elde etme pazarının büyüklüğü 2024’te 18,58 milyar

dolardan 2025'te %11,8'lik bileşik yıllık büyüme oranıyla 20,78 milyar dolara çıkacağı açıklanmıştır. Enerjinin çeşitlendirilmesi ve karbonsuzlaştırma hedeflerine ulaşma çabaları ORÇ yatırımlarına ivme kazandırırken, gelişmekte olan ülkelerde de atık ısı geri kazanımının işletme maliyetlerini düşürmesi yatırımcıların ilgisini çekmektedir (Waste heat to power global market report 2025).

Türkiye'de, Ulusal enerji verimliliği eylem planı (UEVEP) enerji tasarruf hedefleriyle uyumlu olarak, atık ısı potansiyeli kullanım ve geri kazanım seçenekleri projesini hayata geçirmişlerdir. Türkiye'de atık ısı potansiyelinin belirlenmesi, atık ısı pazarının değerlendirilmesi, teknik ve finansal olarak atı ısı geri kazanımı yatırımlarının uygulanması için Enerji bakanlığının ülke geneli atık ısı potansiyeli değerlendirme projesi yayınlamıştır. Ülke geneli atık ısı potansiyelinin dağılımının %42'si sanayi, %40'ı termik santraller ve %18'i ticari binalar olarak açıklamıştır. Atık ısı potansiyelini gerçekleştirmenin önündeki politik, düzenleyici ve finansal engellerin giderilmesi için yol haritası belirlemiştir (Türkiye atık ısı potansiyeli değerlendirme projesi 2022).

Kaynak çeşitliliği ve çevresel etkileri açısından önemli bir enerji taşıyıcısı olan hidrojen tüm dünyada artan ilgiyle, gelecek vadeden, alternatif bir enerji kaynağı olarak görülmektedir. Hidrojen farklı yöntemlerle farklı kaynaklardan üretilir. Hidrojen yakıt olarak yakıldığında ya da elektrik üretiminde atık olarak su oluşur (Al vd. 2022). Bu yönüyle çevreci bir kaynaktır. Hidrojen birincil enerji kaynağı olmadığı için üretim maliyeti, diğer enerji kaynaklarına göre daha pahalıdır. Ancak üretimi hibrit olarak düşünüldüğünde ve hidrojenin enerji depolama aracı yahut yatırımın bir yan ürünü olarak değerlendirilmesi halinde maliyetlerin düşebileceği hesaplanmaktadır (Tunçbilek, 2024).

Ulusal stratejiler, 2030 yılına kadar AB içinde yeşil hidrojen üretim ekipmanı için 40 milyar Avronun üzerinde büyük bir kümülatif pazar gelişeceğini, üretim ve ihracat / ithalat için büyük endüstriyel ortaklıklar kurulacağını açıklamaktadır. 2050 için beklenen hidrojen talebinin küresel düzeyde toplamı 9000 TWh'ye (terawat-saat) varan bir potansiyeli veya yılda yaklaşık 270 milyon ton hidrojeni işletmektedir ki; bu, şu anda küresel olarak yenilenebilir kaynaklar tarafından sağlanan yıllık birincil enerji kadar büyük bir miktardır. Hedef sektörler arasında özellikle ulaştırma ve sanayi yer almaktadır (H₂ Strategies final reports, 2020).

2023 yılında Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı tarafından yayınlanan "Türkiye Hidrojen Teknolojileri Stratejisi ve Yol Haritası" Raporunda Türkiye hidrojen enerjisine yönelik önemli hedefler koymuştur.

- Yeşil hidrojen üretim maliyetini 2035 yılında 2,4 ABD doları/kgH₂ ve 2053'e kadar 1,2 ABD dolar/kgH₂ altına düşürmek,
- Elektrolizör kurulu güç kapasitesinin 2030 yılında 2GW, 2035 yılında 5 GW ve 2053 yılında 70 GW'a ulaşmasını sağlamaktır (Hidrojen Strateji Plan, 2023).

1.1. Tesisin Tanıtımı

Gıda sektörü; tarım, gıda işleme, taşıma, depolama ve dağıtım gibi tüm süreçler dahil olmak üzere küresel enerji tüketiminin yaklaşık % 20'sini oluşturmaktadır (IEA, 2023b). Tüm bu sektörlerin yanı sıra gıda sektörü de enerji tüketimi açısından büyük önem taşımakta ve gıda üretimi, işlenmesi, taşınması ve depolanması süreçlerinde büyük miktarda enerji tüketilmektedir. Bu kapsamda gıda endüstrisinin bir kolu olan süt ve süt ürünleri üretim prosesi üzerine öncelikle detaylı bir araştırma yapılmıştır.

Süt ürünleri, diğer ülkelerde olduğu gibi Türkiye'de de talep gören önemli gıda ürünleridir. Türkiye'de 2024 yılı Ocak-Aralık ayları arası üretilen çiğ inek sütü miktarı bir önceki yıla göre %9,9 artarak 11 milyon 233 bin 466 tonu buldu. Yine Ocak-Aralık döneminde bir önceki yılın aynı dönemine göre, inek peyniri üretimi %6,6 arttı, ayran üretimi %12,3 arttı, yoğurt üretimi %6,7 arttı, içme sütü üretimi %3,4 arttı, tereyağı üretimi %15,2 arttı (TUIK, 2024). Arz ve talebin artış gösterdiği bu gıda ürününün üretim sürecinde de diğer sektörlerde olduğu gibi güncel ve yenilikçi teknolojilerin uygulanması önem arz etmektedir.

Süt ürünleri gıda endüstrisinde yüksek enerji tüketimi ile karakterize edilir. Ekonomik, çevre dostu ve enerji verimliliği sağlayan üretim tekniklerinin geliştirilmesi, bu üretim süreçlerinde faaliyet gösteren veya göstermeyi planlayan gıda işletmeleri için büyük önem taşımaktadır. Atık ısı geri kazanım sistemleri, gıda üretim süreçlerinde oluşan fazla ısıyı yeniden kullanarak enerji maliyetlerini azaltmaya yardımcı olur. Örneğin, pastörizasyon, haşlama ve kurutma sırasında açığa çıkan ısı, su ısıtma veya diğer üretim süreçleri için kullanılabilir hale getirilerek enerji tüketimini optimize eder.

Bu amaçlar ile bu çalışmada bir kaşar peyniri üretim tesisinin atık ısı imkanlarının araştırılması ve bu atık ısının geri kazanılmasına yönelik bir vaka çalışması gerçekleştirilmiştir. Çalışmada tesisinin somut yıllık işletme verileri kullanılmıştır.

Çalışmanın yapıldığı tesis Konya'nın Çumra ilçesinde bulunan bir kaşar peyniri üretim tesisidir. Şekil 1.1'de Tesisinin konumu ve görseli verilmiştir. Tesis günlük

yaklaşık 17 ton çiğ inek sütü işleme kapasitesine sahiptir. Tesiste aylık ortalama 400 ton kaşar peyniri üretilmektedir.



Şekil 1.1. Kaşar peyniri üretim tesisinin görseli

Özetlemek gerekirse üretim süreci, çiğ sütün süt toplama merkezinden nakliye kamyonu ile işletmeye getirilmesiyle başlamaktadır. Kamyondaki çiğ süt, kontrol biriminde denetlenir ve işletmeye kabul edilir. Filtrelenip ve %0,1 oranında mekanik kirleticilerden arındırılan süt tanklarda depolanır. Çiğ sütün yağ oranı mevsimsel olarak değişmektedir. Kışın %3,8 yağ oranı olan çiğ inek sütü yazın %3,4 yağlıdır. Bu kaşar peyniri üretim prosesinde sütün yağ oranı %3,4'e standardize edilmiştir. Bu oran pastörizasyon sistemindeki krema seperatöründe uygulanmaktadır. Tesis genel olarak süt pastörizasyon birimi, kaşar peyniri üretim birimi ve buhar üretim birimleri olmak üzere üç ana sistem biriminden oluşmaktadır. Pastörizasyon sisteminde çiğ süt 72 °C'de yaklaşık 50 saniye kadar bekletilmektedir. Sonrasında herhangi bir soğutma işlemi uygulanmamaktadır. Pastörizasyon birimini peynir mayalama sıcaklığına ulaştırarak

tamamlayan pastörize süt peynir üretim birimindeki proses tankına depolanır. Tüm üretim süreci çalışmanın ilgili başlıklarında detaylı olarak incelenmiş ve açıklanmıştır.

1.2. Atık Isı Geri Kazanım Potansiyeli

Tesisin buhar ihtiyacı tesis içinde bulunan merkezi buhar üretim sisteminde üretilmektedir. Şekil 1.2’de görseli verilen, yakıt olarak doğalgazın kullanıldığı kazan & brülör sisteminde üretilen buhar kollektörler yardımıyla tesis içi buhar ihtiyacı olan ilgili birimlere dağıtılmaktadır.



Şekil 1.2. Buhar üretim biriminde bulunan kazan & brülör görseli

Tesisin atık ısı noktalarının tespitinde üretim müdürü ile karşılıklı istişareler yapılmıştır. Buhar tüketiminin olduğu ilgili birimlerde ve buhar dağıtım borularında yalıtım uygulandığı tespit edilmiştir. Şekil 1.3’de gösterildiği üzere üretimden sorumlu mühendis ile birlikte tesis içerisinde buhar tüketiminin gerçekleştiği tüm ilgili birimler ve buhar dağıtım hattı sıcaklık ölçüm cihazı ile incelenmiştir.



Şekil 1.3. Buhar dağıtım hatlarının sıcaklık ölçümü

İncelemeler sonucunda görülmüştür ki tesis içi ısı yalıtımının başarılı olarak uygulandığı ve geri kazanılmayacak kadar düşük 1,5-1,8 °C oranında ısı kaybı meydana geldiği tespit edilmiştir. Buhar üretim birimi incelendiğinde ise tesiste ekonomizerin mevcut olduğu ve burada baca gazı ısı ile kazan besleme suyu ön ısıtmasının yapıldığı görülmüştür. Daha detaylı olarak bu birimi incelediğimizde ise ekonomizersiz baca gazı çıkış sıcaklığının 161 °C’de ve ekonomizerli baca gazı deşarj sıcaklığının yaklaşık 130 °C’lerde olduğu tespit edilmiştir. Şekil 1.4’te ekonomizersiz baca gazı çıkış sıcaklığı verilmiştir.



Şekil 1.4. Baca gazı çıkış sıcaklığı

Sonuç olarak bu çalışmanın yapıldığı tesisteki araştırma ve incelemelere göre; buhar üretim biriminde hem ekonomizerli hem de ekonomizersiz olarak 130-160 °C baca gazı sıcaklık aralığı tespit edilmiştir. Özellikle atık ısı geri kazanım teknolojilerinin geliştirilmesi için bu sıcaklık aralığı çok yüksek değer ve potansiyele sahiptir.

1.3. Organik Rankine Çevrimi (ORÇ)

Rankine çevrimi yüksek kapasiteli ısı enerjisi işe dönüştürmede yaygın olarak kullanılan bir uygulamadır. Buharlı güç çevrimlerinde (nükleer ve kömür santrallerinde) yaygın olarak kullanılan bir yöntemdir. Buharlı bir güç santralının temel ekipmanları buharlaştırıcı (kazan), türbin, kondenser (yoğusturucu) ve pompadan oluşur. İş akışkanı olarak su kullanılmaktadır. Çizelge 1.1'de Suyun termodinamik özellikleri verilmiştir. Rankine çevrimi yüksek termal uygulamalar ve büyük merkezi sistemler için idealdir. Çevrimde su kullanımının avantajlarının (düşük viskozite, iyi ısı ve kimyasal kararlılık, enerji taşıma kabiliyeti, çevreye zararsız oluşu, vd.) yanı sıra dezavantajları da (aşırı kızdırmaya ihtiyaç duyulması, korozyon ve aşınma riski, yüksek çalışma basıncı, vd.) bulunmaktadır.

Çizelge 1.1. Suyun termodinamik özellikleri

Özellik	Değer/Birim
Moleküler ağırlığı	18 kg/kmol
Kaynama noktası	100 °C (101,325 kPa)
Donma noktası	0 °C (101,325 kPa)
Üçlü nokta	0,01 °C – 0,611 kPa
Kritik nokta	374 °C – 22,06 MPa
Buharlaşma gizli ısı	2.256,6 KJ/kg – 101,325 kPa
Özgül ısı	4,18 KJ/kg.K

Organik Rankine çevriminde ise, sudan daha yüksek molekül ağırlığına ve düşük kritik sıcaklığa sahip organik akışkanlar kullanılmaktadır. Organik akışkanların düşük sıcaklıklarda buharlaşa bilmesi ve suyun dezavantajlarını kısmen azaltabilmesi ile orta ve küçük ölçütlü güç çevrimlerinde iş akışkanı olarak kullanılır. Güç üretiminin ekonomik olmadığı endüstriyel atık ısı, petrol ve gaz alanları ve yenilebilir (güneş, rüzgâr, jeotermal, vd.) enerji alanlarında verimli şekilde uygulanabilir. Sistemin performansını ve güç üretim biriminin ekonomisini etkilediği için ORÇ'de kullanılan akışkan seçimi çok önemlidir. ORÇ'de akışkan seçimi yapılırken; düşük kaynama noktası, düşük donma noktası, yüksek buharlaşma gizli ısı, nispeten düşük özgül ısı kapasitesi, düşük maliyet, kolay bulunabilirlik, çevresel etkisi vd. özelliklerine dikkat edilmelidir.

Aşağıda düşük sıcaklık ve yüksek sıcaklık uygulamaları için kullanılan bazı ORÇ akışkan çeşitleri verilmiştir.

Düşük sıcaklıklı ORÇ uygulamaları için;

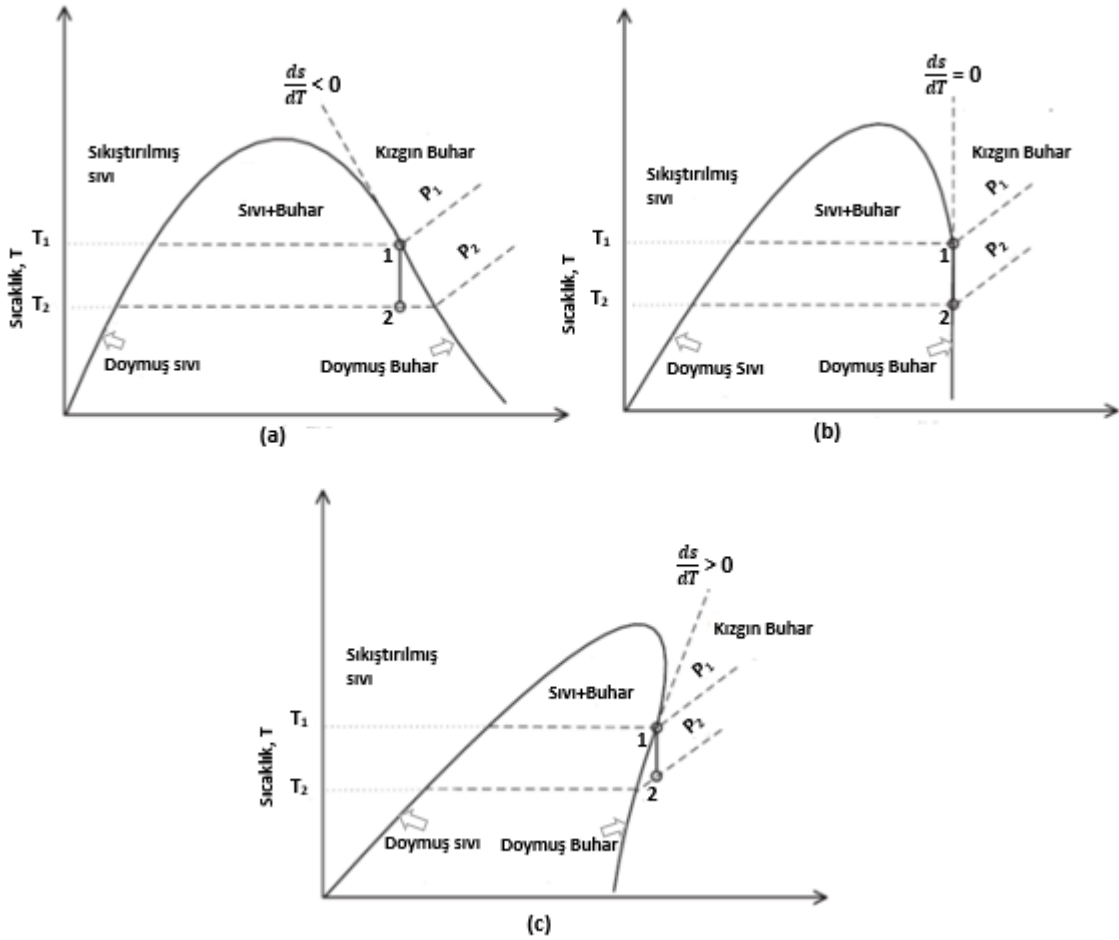
- Kuru akışkanlar: RC318, R114, R600, R600a, R601, R601a,
- İzantropik akışkanlar: R141b, R123, R245fa, R142b, R124, R227ea,
- Islak akışkanlar: R290, R32, R152a, R134a, R125, R1270.

Yüksek sıcaklıklı ORÇ uygulamaları için;

Alkanlar: n-hekzan, n-oktan, n-dekan, n-dodekan, n-nonan, n-heptan, izohekzan, siklohekzan,

- Aromatik hidrokarbonlar: benzen, etilbenzen, toluen, m-ksilen, p-ksilen, o-ksilen,
- Siloksanlar: D4, D5, MM, MDM, MD4M, HFE7500.

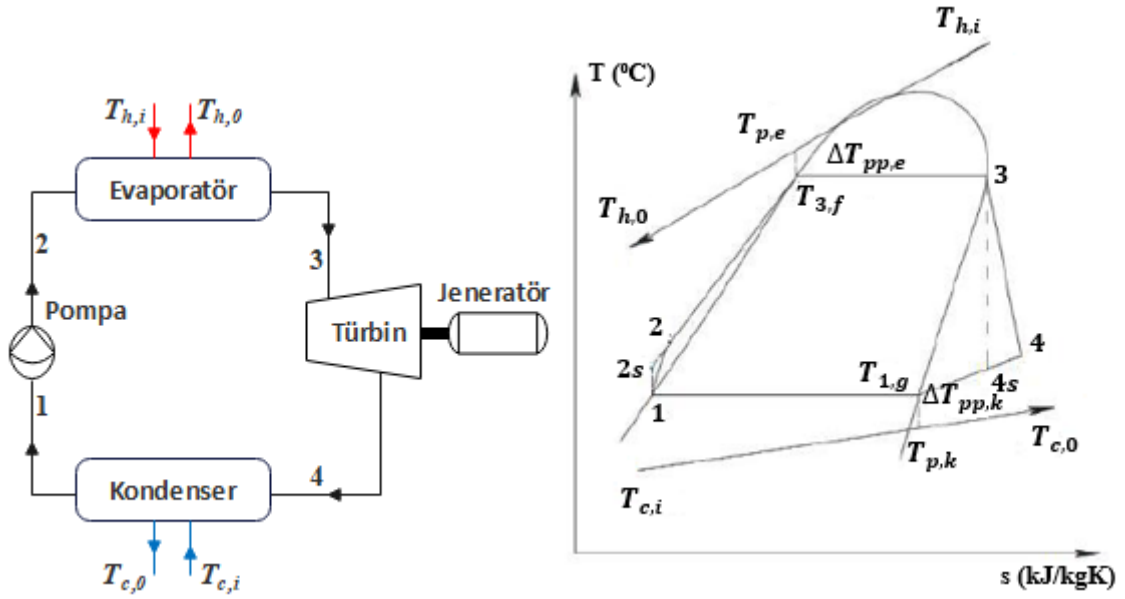
Akışkanlar T-s diyagramlarındaki doyma eğrilerinin eğimi pozitif olduğunda kuru, negatif olduğunda ıslak ve sonsuz olduğunda ise izantropik olarak isimlendirilir. Şekil 1.5’de organik akışkanların T-s diyagramı gösterimi sunulmuştur. Islak tip organik akışkanlar türbinde genişlemeden sonra sıvı buhar fazında çıkarken kuru ve izantropik tip organik akışkanlarda çıkış fazı neredeyse her zaman kızgın buhar fazındadır. Islak tip organik iş akışkanlarında türbinde genişleme sonucunda akışkanın ıslak buhar fazına geçmesi söz konusudur ve bu da türbin kanatçıklarında ciddi deformasyona sebep olarak performansı düşürüp sistemin ömrünü kısaltmaktadır. Islak tip akışkanların kullanıldığı sistemlerde türbin girişinde aşırı kızdırma işlemi uygulanmalıdır. Kuru veya izantropik tip organik iş akışkanları ise türbinde genişleme işlemi sırasında kızgın buhar fazında bulunduğu için türbin performansını düşürmez.



Şekil 1.5. Organik akışkanların T-s diyagramında gösterimi; a) Islak, b) İzantropik, c) Kuru

ORÇ'deki sistem ekipmanları Rankine çevrimindeki sistem ekipmanları ile aynıdır. Farklılıkları ise sistemde kullanılan iş akışkanlarıdır. Şekil 1.6'da ORÇ sisteminin çalışma şeması ve T-s diyagramı sunulmuştur. Çevrim de buharlaştırıcıya verilen ısıyı azaltarak sistemin verimliliğini artırmaya çalışır.

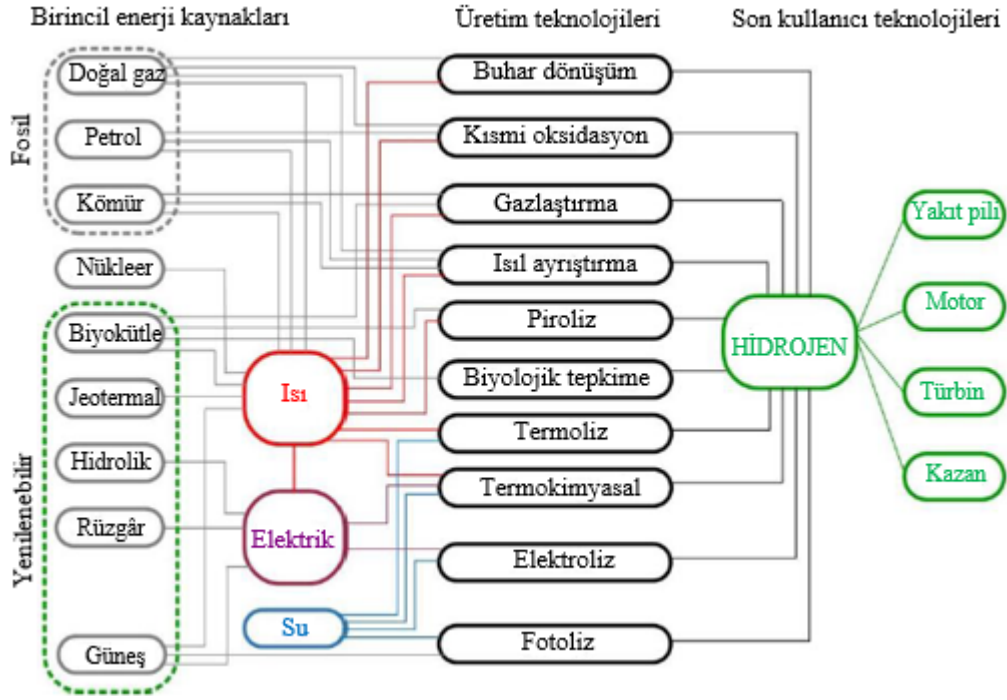
- $T_{h,i}$ = Isı kaynağı giriş sıcaklığı,
- $T_{h,o}$ = Isı kaynağı çıkış sıcaklığı,
- $T_{p,e}$ = Evaporatör pinch noktası sıcaklığı,
- $\Delta T_{pp,e}$ = Evaporatör pinch noktası sıcaklık farkını,
- $T_{c,i}$ = Soğutma suyu giriş sıcaklığını,
- $T_{c,o}$ = Soğutma suyu çıkış sıcaklığını,
- $T_{p,k}$ = Kondenserin pinch noktası sıcaklığını,
- $\Delta T_{pp,k}$ = Kondenser pinch noktası sıcaklık farkını, belirtmektedir.



Şekil 1.6. ORÇ'nin çalışma şeması ve T-s diyagramı


1.4. Hidrojen Üretimi

Hidrojen doğada saf halde bulunmayıp oksijenle suda ve birçok kimyasal bileşik için karbonla bağ yapmasından dolayı yeryüzünde en fazla bulunan elementlerden biridir. Hidrojen doğal bir enerji kaynağı değildir. Enerji taşıyıcısı olarak kullanılmak üzere hidrojenin üretilmesi, taşınması, depolanması ve kullanılmasında çeşitli kaynaklar ve uygun teknolojiler kullanılmalıdır. Birincil enerji kaynağı olarak gerek fosil yakıtlar gerekse yenilenebilir (jeotermal, rüzgâr, güneş, biyokütle vd.) enerji kaynakları kullanılarak suyun elektroliz edilmesiyle hidrojen üretimi kolaylıkla uygulanabilen üretim teknolojilerindedir. Şekil 1.7'de hidrojen üretim kaynakları ve teknolojileri sunulmuştur.



Şekil 1.7. Hidrojen üretiminde kullanılan kaynaklar ve yöntemler (Acar vd. 2019)

Hidrojen üretiminde kullanılan kaynaklar ve teknolojilere göre, üretim prosesinde meydana gelen karbon emisyonu dikkate alınarak çevreye olan etkisine göre, küresel çapta kabul gören renk kodları kullanılmaktadır (Şekil 1.8).

Teknoloji	Birincil Enerji/Elektrik Kaynağı	Karbon Ayak İzi (kgCO ₂ /kgH ₂)	Maliyeti (ABD doları/kgH ₂)
 Su elektrolizi	Yenilenebilir enerji	<1	4,0-9,0
 Su elektrolizi	Nükleer enerji	<2	3,5-7,0
 Piroliz	Fosil yakıt	<3	1,25-2,20
 Buhar metan reformlama (karbon yakalama ile)	Doğal gaz, kömür	<4	1,5-3,00
 Buhar metan reformlama (karbon yakalamadan)	Doğal gaz	8-10	0,5-1,70
 Gazlaştırma	Kömür	>20	1,0-2,2

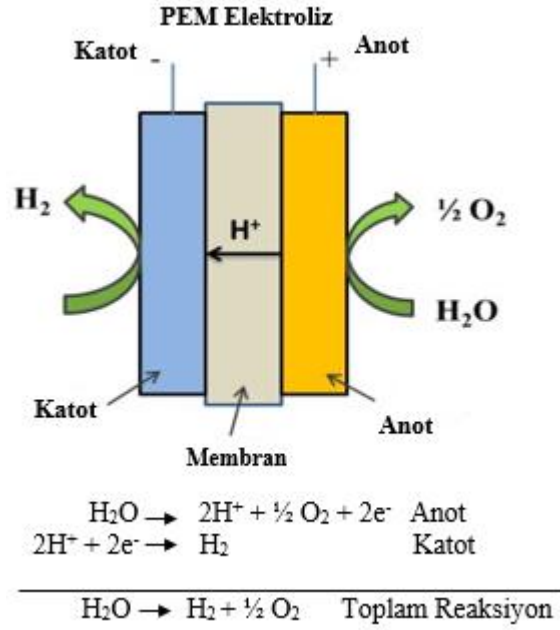
Şekil 1.8. Hidrojenin renk kodları (Türkiye Hidrojen Teknolojileri Stratejisi ve Yol Haritası, 2023)

1.4.1. Elektroliz Yöntemi

Suyun elektrik akımı yardımıyla ve elektrolizör kullanılarak, elektrokimyasal tepkime sonucu hidrojen ve oksijene ayrıştırılması mümkündür. Fosil yakıtların elektrik üretimindeki payı göz önüne alındığında enerji geçişinde, yenilenebilir kaynakların ve başka üretim proseslerinin atık ısının kullanılabilceği durumlarda çok daha avantajlı bir hidrojen üretim yöntemidir. Farklı elektroliz yöntemleri bulunmaktadır. Alkali elektroliz, proton elektrolit membranlı elektroliz, katı oksit elektroliz (SOE), anyon değişim membran elektroliz (AEM) ve yüksek sıcaklık elektroliz (HTE) yöntemleridir. Alt başlıkta proton elektrolit membranlı elektroliz (PEME) yöntemi hakkında bilgiler sunulmuştur.

1.4.2. Proton Elektrolit Membranlı Elektroliz (PEME)

Proton Elektrolit Membranlı elektrolizörler hidrojeni temiz, kolay ve verimli bir şekilde elde etmenin yolu olan suyun elektrolizi yöntemi için kullanılmaktadır. Elektroliz için elektrik ihtiyacı fosil yakıtlardan, nükleer güçten, yenilenebilir kaynaklardan ve başka proses atık ısısından karşılanabilir. Temel olarak, elektrolizörler kullanılan elektrolitin katı veya sıvı olmasına göre sınıflandırılırlar. Sıvı elektrolit yaygın olarak alkali elektrolizörlerde, katı elektrolit ise genellikle PEM elektrolizörlerde ve katı-oksit elektrolizörlerde kullanılmaktadır. PEM elektrolizörlerde, sıvı elektrolit kullanılmadığı için tasarımları daha kolay olmakta ve elektrolit olarak, proton membran kullanılır. Yüksek yoğunluk ve basınçla çalışabilecek şekilde tasarlanmışlardır. En önemli dezavantajı membranların kullanım ömrüdür. Çalışma prensibi ve reaksiyon formülü Şekil 1.9'da verilmiştir.



Şekil 1.9. PEM Elektrolizörü (Kumar vd. 2019)

PEM elektrolizöre su anot bölümünden verilir ve anot katalizör tabakasında oksijen gazı, hidrojen iyonları ve hidrojenin elektronlarına ayrışır. Oksijen gazı hücre dışına alınırken, hidrojen iyonları (H⁺) elektrolit üzerinden katoda geçer. Elektronlar ise dış devre üzerinden katoda geçerek katot katalizör tabakasında hidrojen iyonları ile birleşerek hidrojen gazını oluştururlar. Elektroliz işlemi bu şekilde tamamlanmış olur.

2. KAYNAK ARAŞTIRMASI

2.1. Süt ve Süt Türevleri ile İlgili Yapılmış Çalışmalar

Süt ve süt ürünlerine yönelik literatürde farklı alanlarda yapılmış çalışmalar mevcuttur. İlgili çalışma özetleri aşağıda sunulmuştur.

Giordano vd. (2023), tipik bir süt üretim sürecinin ısıtma ve soğutma enerjisi ihtiyaçlarını karşılamak için güneş, biyokütle ve jeotermal enerjileri kullanan bir polijenerasyon sisteminin performansını araştırmışlardır. Matlab/Simulink'te yapmış oldukları dinamik simülasyon sonuçlarına göre, sadece yenilenebilir enerjiye dayanan polijenerasyon sistemlerine kıyasla, yedek bir ısı kaynağı (yani bir biyokütle kazanı) içeren sistemlerin, daha büyük ve daha karmaşık süt üretim süreçlerindeki termal enerji ihtiyaçlarını karşılayabildiğini belirtmişlerdir.

Singh vd. (2021a), çok kademeli buharlaştırma destekli süt tozu üretim ünitesinin termodinamik analizini gerçekleştirmişlerdir. Üç etkili ve tek aşamalı püskürtmeli kurutma ünitesinin ekserjetik performansını sırasıyla %56,62 ve %66,11 olarak elde tespit etmişlerdir. Buna ek olarak, tesis için PV panel teknolojilerinin benimsenmesinin, kullanım ömrü boyunca 17,670 ton CO₂ azaltılmasına yardımcı olabileceğini açıklamışlardır.

Başaran vd. (2021), süt pastörizasyon sisteminin enerjetik, ekserjetik, ekonomik ve çevresel analizini araştırmışlar ve endüktif ısıtma (IMP) içeren yeni bir sistem tasarımı önermişlerdir. IMP sisteminin m² başına %41 daha az küresel ısınma potansiyeli ve %51 daha az ozon tabakası incelmeye etkisi yarattığını açıklamışlardır. Ayrıca yeni sistemin uygulanması ile geleneksel sisteme kıyasla m³ sütbaşına işletme maliyetini 3,38 €'dan 2,88 €'ya düşürmeye yardımcı olacağını tespit etmişlerdir.

Singh vd. (2021b), iki ve üç aşamalı süt kurutma ünitelerinin karşılaştırmalı termodinamik analizini yaptıkları çalışmada, iki aşamalı sprey kurutucunun termodinamik davranışının üç aşamalı muadilinden çok daha iyi olduğunu açıklamışlardır. Ancak iki aşamalı sprey kurutucunun 3,53 kJ/kg olan spesifik buhar tüketiminin, 2,77 kJ/kg olan üç aşamalı sprey kurutucuya biraz daha yüksek olduğunu tespit etmişlerdir.

Tarighaleslami vd. (2020), bir süt işleme tesisinde peynir üretim sürecinin çevreye olan etkilerini azaltmak için doğal gaz bazlı ve iki yenilenebilir enerji seçeneğini (biyokütle ve jeotermal) karşılaştırmışlardır. Sonuçlara göre, enerji karışımına %33

yenilenebilir enerji eklenmesinin (biyokütle-jeotermal) çevresel yüklerin azaltılmasında önemli bir etkiye sahip olduğunu tespit etmişlerdir.

Singh vd. (2020), süt işletmelerinin termodinamik davranışı kapsamlı bir şekilde değerlendirmişlerdir. Tesisin ekserji verimliliğini %82,13 olarak, tesisin birinci ve ikinci yasa performansını ise sırası ile %90 ve %82,13 olarak hesaplamışlardır. Ek olarak, ekserji yıkımının spesifik büyüklüğünü 612,77 kJ/kg ve ekserji geri kazanım potansiyelini 410,12 kJ/kg olarak tespit etmişlerdir.

Friso vd. (2020), İtalyan peyniri üretimi için süt pastörizasyon ekipmanının ısı geri kazanım verimliliğini değerlendirmek için ekserji analizi yoluyla ısı verimliliğini optimize ederek maliyet fayda analizini araştırmışlardır. Pastörizasyon ekipmanına kojenerasyon ısı ve güç (CHP) kombinasyonu ile %93,2'lik bir ısı geri kazanım verimi elde edileceğini, 22,9 kJ/kg'lık bir ekserji kaybının önleneceğini ve böylece çevresel etkininde azaltılacağını açıklamışlardır.

Singh vd. (2019a), ultra yüksek sıcaklıkta süt pastörizasyon tesisinin enerji, ekserji ve eksergo-ekonomik analizini yapmışlardır. Tesisin özgül ekserji yıkım oranını 219,23 kJ/kg ve ekserji geri kazanım potansiyelini 137,60 kJ/kg olarak elde etmişlerdir. Ek olarak termodinamik yetersizliklerle ilişkili toplam işletme maliyeti oranının 4859,82 €/h ile ısıtma bobini için en yüksek olduğunu, bunu 1264,88 €/h ile rejeneratör-2 ve 1187,14 €/h ile homojenleştiricide olduğunu tespit etmişlerdir.

Singh vd. (2019b), Hindistan'da yüksek enerji tüketimi ile karakterize edilen Ghee (tereyağının ısıyla kurutulması-arıtılmış tereyağı) için kapsamlı bir termo-ekonomik analiz yapmışlardır. Tereyağı yayık makinesinde; termo-ekonomik faktörün %8 ve sermaye yatırımı etkisinin baskın olduğunu, yağ kazanında; termo-ekonomik faktörün %1,09 ve ekserjetik bozulmanın burada daha belirgin olduğunu açıklamışlardır.

Singh vd. (2019c), yüksek sıcaklıkta kısa süreli ısıtılarak krema pastörizasyonun gerçekleştiği tesisin termo-ekonomik analizini gerçekleştirdiler. Tesisin toplam işletme maliyet oranının 1649,10 Rs/H ve soğutma faaliyetleri için ekserji bozulma maliyeti oranının 617,57 Rs/H olarak elde etmişlerdir. (Rs: Rupi (Hindistan para birimi))

Bühler vd. (2018), bir süt tozu üretim tesisinin kapsamlı termodinamik analizi (ekserji-ileri ekserji analizi) üzerine çalışma yapmışlardır. Ekserji analizi ile gaz brülörü ve sprey kurutucunun en fazla ekserji yıkımına neden olduğunu ve ileri ekserji analizi ile buharlaştırıcıların önlenebilir ekserji yıkımında yüksek bir paya sahip olduğu sonucuna ulaşmışlardır.

Soufiuan vd. (2017a), endüstriyel ölçekli bir süt işleme tesisinin performansını iyileştirmek için ekserji analiz yöntemini uygulamışlardır. Tesisin özgül ekserji yıkımını 345,50 kJ/kg olarak tespit etmişlerdir. En büyük ekserji yıkım oranının buhar üretim sisteminin %89'unu oluşturan kompresör-kazan kombinasyonunda meydana geldiğini dolayısıyla buradaki ekserjetik performansın iyileştirmesinin, tesisin özgül ekserji yıkımını önemli ölçüde düşürebileceğini açıklamışlardır.

Soufiyan vd. (2017b), endüstriyel ölçekli bir yoğurt ieeği üretim tesisinin kapsamlı bir ekserji analizini yapmışlardır. 1 kg pastörize yoğurt ieeği üretiminde 442 kJ spesifik ekserji yıkımına sahip olduğunu ve maksimum ekserji yıkımının %56'sından fazlasının buhar jeneratörünün kazan bileşiminde meydana geldiği sonucuna tespit etmişlerdir.

Dowlati vd. (2017), bir dondurma üretim tesisinin ekserjetik analizini yapmışlardır. Fonksiyonel ekserjetik verimliliğini su buharı jeneratörünü % 17,45, soğutma sistemini %25,52 ve dondurma üretim hattını %5,71 olarak tespit etmişlerdir. Ekserji analizi ve türevlerinin geleneksel enerji analizine kıyasla tesis performansını iyileştirmek için değerli bilgiler sağladığını açıklamışlardır.

Yıldırım ve Genç (2017), jeotermal enerji destekli süt tozu üretim hattının termodinamik analizini yapmışlardır. Toplam enerji ve ekserji verimliliklerini sırasıyla %85,4 ve %57,45 olarak elde etmişlerdir. En fazla ekserji yıkımı 333,60 kW değeri ile tüm sistemin %75,86'sını oluşturan buharlaştırıcıda meydana geldiğini tespit etmişlerdir. Ek olarak buharlaştırıcının tüm sistem ierisinde daha yüksek bir iyileştirme kapasitesine sahip olduğunu açıklamışlardır.

Nasiri vd. (2016), endüstriyel ölçekli bir ultrafiltre (UF) peynir üretim tesisinin ekserji analizini yapmışlardır. Buhar üretim sisteminin termodinamik verimsizlik üzerinde en büyük etkiye sahip olduğunu ve spesifik ekserji yıkımının %57,40'ını oluşturduğunu tespit etmişlerdir.

Filippos vd. (2016), gıda endüstrisinde termodinamik yasalara dayalı olarak gıda zincirlerinin sürdürülebilirliğini değerlendirmek için ekserji analizi metodolojisini araştırmışlardır. Gıda endüstrisinde en çok kullanılan parametrelerin; ekserji verimliliği, mutlak ekserji kaybı, iyileştirme potansiyeli, entropi üretimi, ekserji yıkım oranı, ekserji faktörü ve kümülatif ekserji kayıpları olduğunu açıklamışlardır. Seçilen ekserji göstergeleri optimum değerlerine ulaştığında bir gıda zincirinin termodinamik olarak sürdürülebilir olduğunu belirtmişlerdir.

Jafaryani vd. (2015), endüstriyel bir yoğurt üretim tesisinin ekserji analizi üzerine yaptıkları çalışmada; pastörize yoğurdun özgül ekserji tüketiminin 841,34 kJ olduğunu tespit etmişlerdir. Ayrıca, tüm tesis için ekserji yıkımını etkileyen birimlerin önem sırasına göre; 12484,88 kW ile buhar jeneratörü, 2900,59 kW ile soğutma sistemi ve 731,82 kW ile buhar jeneratörünün basınç düşürücüsünde olduğunu elde etmişlerdir.

Erbay vd. (2015), peynir tozu üretimi sırasında sprey kurutucunun çalışma koşullarının optimizasyonunu araştırmışlardır. Optimum çalışma koşullarının; giriş kurutma sıcaklığının 174 °C’de, çıkış kurutma sıcaklığının 68 °C’de ve atomizasyon basıncının 354 kPa’da olduğu sunucunu tespit etmişlerdir.

Yıldırım ve Genç (2015), jeotermal enerji destekli süt pastörizasyon sisteminin termodinamik analini yapmışlardır. Enerji ve ekserji verimini sırasıyla %71,05 ve %56,81 olarak hesaplamışlardır. Çalışılan sistemde jeotermal kaynak hem soğutma hem de ısıtma amaçlı kullanıldığı için literatür çalışmaları arasında en yüksek ekserjetik verime sahip sistem olduğunu açıklamışlardır.

Yukarıda özetlendiği üzere; gıda işleme ve üretim tesisleri için enerji, ekserji ve ileri ekserji analiz yöntemlerinin uygulandığı ve iyileştirme potansiyellerinin değerlendirildiği birçok çalışma bulunmaktadır. Günümüzde diğer endüstriyel sektörlerde olduğu gibi gıda endüstrisinde de yakıt ve elektrik ekserji gereksinimlerinin parasal değeri yüksektir. Parasal kısıtlar göz önüne alındığında, işletmeler için ulaşılabilir termoekonomik planlama gerektirir (Singh vd. 2019b). Enerji ve ekserji kayıpları ile sermaye maliyetleri arasındaki ilişkiler konusunda termodinamik ve ekonomiyi entegre eden analiz ve tasarım metodolojilerinin geliştirilmesinin faydalı olacağı öngörülmektedir.

2.2. ORÇ ile İlgili Yapılmış Çalışmalar

Literatürde enerji üretiminin veya tüketiminin gerçekleştiği farklı sektörler için yapılmış, ORÇ analizi ve akışkan seçimi konusunda çalışmalar görülmektedir. İlgili çalışma özetleri aşağıda sunulmuştur.

Delgado vd. (2024), bir şeker fabrikasındaki değirmen bacasından çıkan 235 °C’lik baca gazının ORÇ sisteminde kullanımı ile tesisin genel verimliliğindeki artışın %6,85-14,67 arasında olacağını ve CO₂ emisyonunda da 914,15-2631,77 ton/yıl arasında tasarruf sağlama potansiyeli olduğunu belirtmişlerdir.

Dzierva vd. (2024), termal arıtma tesisinin atık yakma kazanının baca gazından geri kazanılan enerji miktarını 321753,772 GJ/yıl olarak tespit etmişlerdir. Bir kısmı bölgesel ısıtmada kullanılan bu enerjiden kalanı ile 2841,432 MWh/yıl elektrik üretimi elde etmişlerdir.

Dikmen vd. (2024), ORÇ sistem performans analizinde akışkan seçiminin önemli olduğunu açıklamışlardır. R512A akışkanının 65 °C buharlaştırıcı ve 32 °C yoğuşturucu sıcaklığında, R513A akışkanından %7,9 ve R134a akışkanından ise %10,1 daha fazla verime sahip olduğunu tespit etmişlerdir.

Karthikeyan vd. (2023), süt tesislerindeki elektrik bazlı soğutma sistemine alternatif yenilenebilir enerji (güneş-biyokütle) ile çalışan kademeli trijenerasyon sisteminde Toluen ve n-Pentan'ın ORÇ çevrimi için en verimli çalışma akışkanları olduğunu açıklamışlardır.

Kara (2023), reküperatörlü, güneş destekli yer kaynaklı soğutmalı ORÇ sisteminin değerlendirmesini yapmışlardır. ORÇ sisteminin analizinde toluen, sikloheksan ve izopentan olmak üzere üç farklı çalışma akışkanını değerlendirmişlerdir. ORÇ sistem verimliliğinin daha düşük kondenser sıcaklığında arttığını belirterek kondenser sıcaklığının 60 °C'den 30 °C'ye düşürüldüğünde sikloheksan, toluen ve izopentan akışkanları için ORÇ veriminin sırasıyla 0,251 → 0,293, 0,2798 → 0,3183 ve 0,1707 → 0,2148'ye yükseldiğini tespit etmişlerdir.

Pan vd. (2022), atık yakma enerjisi geri kazanımı için yeniden ısıtma, yeniden sıkıştırma ve basınçlı ara soğutmalı süperkritik CO₂ çevrimi/Organik Rankine çevrimi önermişlerdir. Önerilen sistemin benimsenmesiyle enerji verimliliğinin, ekserji verimliliğinin ve ekolojik verimliliğin sırasıyla %41,22, %66,91 ve %84,54'e çıkarıldığını, dinamik geri ödeme süresinin ise 6,00 yıldan 1,11 yıla düşürüldüğünü açıklamışlardır.

Mirjavadi vd. (2022), güneş enerjisi kaynaklı, üst çevrim olarak bir buharlı Rankine çevrimi (SRC) ve alt çevrim olarak, ilki organik Rankine çevriminden (ORÇ) oluşan diğeri ise Kalina çevriminden oluşan sistemlerin karşılaştırmasını yapmışlardır. Kalina çevriminin güneş enerjisiyle çalışan bir SRC'de alt çevrim olarak ORÇ'ye göre üstünlük gösterdiğini ve sistemlerin genel verimliliği üzerindeki etkili parametrelerin üst çevrimin yoğuşma basıncı ve alt çevrim türbininin çıkış basıncı olduğu tespit etmişlerdir. Ek olarak her iki sistem için enerjinin seviyelendirilmiş maliyetlerinin 0,011 \$/kWh seviyesinde oldukça eşit olduğunu açıklamışlardır.

Ancona vd. (2022), güneş enerjisi kaynaklı mikro-ORÇ sistemini incelemişlerdir. Tek bir ailenin yıllık elektrik talebinin, sistemde R134a akışkanı kullanımı ile yaklaşık %39'unu yani 1150 kWh'den fazlasını karşılayabileceğini, R1234yf akışkanı kullanımı ile yıllık elektrik talebinin ancak %16'sının yani 466 kWh karşılanabileceğini ve R513A akışkanın kullanımı ile de yalnızca %17,5'i yani 525 kWh karşılayabileceğini açıklamışlardır.

Mukhtar vd. (2022), yenilenebilir enerji tabanlı ORÇ-CPVT (yoğunlaştırılmış fotovoltaiik/termal) entegre çoklu üretim sistemini analiz etmişlerdir. CPVT-ORÇ çoklu üretim konfigürasyonu enerji ve ekserji verimliliklerini sırasıyla %47,9 ve %37,88 olarak hesaplamışlar ve bu konfigürasyonda elde edilen elektrik üretiminin %16 oranında arttığını belirtmişlerdir. Ayrıca sistemin çevresel analizinde karbon emisyonu azaltma potansiyelinin yüksek olduğunu açıklamışlardır.

Loni vd. (2021), ORÇ ile atık ısı geri kazanımına dayanan kojenerasyon sisteminde düşük sıcaklıklar için propan ve bütan gibi doğal soğutucuların kullanımı ile sistem performansının %13'e kadar iyileştirilebileceğini tespit etmişlerdir.

Nondy ve Ggoi (2021), atık ısı geri kazanımı için farklı ORÇ konfigürasyonlarının eksergoekonomik incelemesini araştırmışlardır. Temel ORÇ ile karşılaştırıldığında, RR (recuperative-regenerative)-ORÇ'nin net güç ve ekserji verimliliğinin sırasıyla %16,19 ve %15,33 daha yüksekken, sistem maliyet oranı %1,68 düşük olduğunu hesaplamışlardır. Ayrıca konfigürasyonlardaki ekserji kaybı maliyet oranının toplam sistem maliyet oranının yaklaşık %60'ını oluşturduğunu açıklamışlardır.

Zhar vd. (2021), atık ısı geri kazanımı için, B-ORC (temel ORÇ), RH-ORÇ (yeniden ısıtılmalı ORÇ) ve REG-ORÇ (Açık besleme ısıtıcılı Rejeneratif ORÇ) konfigürasyonları ile dört farklı çalışma sıvısını R123, R245fa, İzobütan ve R152a incelemişlerdir. REG-ORÇ'nin B-ORÇ'den %13 daha fazla enerji verimine sahip olduğunu ve ekserji yıkımının da %44 daha az olduğunu hesaplamışlardır. Ek olarak geri ödeme süresi ve LCOE (seviyelendirilmiş enerji maliyeti (\$/kWh)) ekonomik değerlendirmede, incelenen ORÇ yapılandırmalarının yakın benzerlik gösterdiğini açıklamışlardır.

Aghaziarati ve Aghdam (2021), bir hastanenin ısıtma, soğutma ve elektrik taleplerini karşılamak için güneş kaynaklı Organik Rankine çevrimi entegreli bir kaskad sistemini analiz etmişlerdir. Sistemin enerji ve ekserji verimliliğinin, sırasıyla %89,39 ve %8,70 olarak hesaplamışlardır. Güneş kolektörünün sistem bileşenleri içerisinde hem

ekserji yıkım oranı ile hem de eksergoekonomik açıdan ana bileşen olduğunu açıklamışlardır.

Rad vd. (2020), 120-300 °C aralığında sıcaklığa sahip atık ısı ile Organik Rankine çevriminde güç üretilmesini araştırmışlardır. 120 °C'lik bir ısı kaynağı sıcaklığı, R245fa çalışma sıvısı için 624 kPa maksimum basınçta en yüksek enerji ve ekserji verimliliğine sahip olduğunu ve 150 ve 200 °C ısı kaynağı sıcaklıkları için optimum çalışma sıvılarının sırasıyla R152a ve R141b olduğunu tespit etmişlerdir. Organik Rankine çevrimi üzerinde her ısı kaynağı sıcaklığı için maksimum verimliliğin, belirli bir çalışma sıvısının belirli bir kazan basıncında kullanıldığında gerçekleştiğini açıklamışlardır.

2.3. Hidrojen Üretimi ile İlgili Yapılmış Çalışmalar

Farklı prosesler için, farklı enerji kaynakları ile hidrojen üretimine yönelik yapılmış çalışmalar literatürde mevcuttur. İlgili çalışma özetleri aşağıda sunulmuştur.

Li vd. (2023a), suyun elektrolizi ile hidrojen üretim teknolojisi ve katalizörlerin özelliklerini incelemişlerdir. Elektrolitik su reaksiyonu esas olarak iki yarı reaksiyondan oluşur: katodik hidrojen evrim reaksiyonu (HER) ve anodik oksijen evrim reaksiyonu (OER). Mevcut katalizör sistemlerinin optimize edilmesi ve yüksek performanslı katalizörlerin geliştirilmesi, kullanım maliyetinin düşürülmesi ve katalizörlerin kararlılığının iyileştirilmesi, OER ve HER'nin verimliliğinin iyileştirilmesi, elektrotların aşırı potansiyelinin azaltılması ve enerji tüketiminin azaltılması için büyük önem taşıdığını açıklamışlardır.

Nejadian vd. (2023), hidrojen üretimi için SOEC (katı oksit elektrolizör hücresi), PEM (polimer elektrolit membran elektrolizörü) ve Alkali elektrolizörün değerlendirmesini yapmışlardır. Ekserji-ekonomik optimum koşullarında SOEC, PEM ve Alkali elektrolizörünün verimliliğini sırasıyla %13,15, %13,04 ve %12,41 olduğu tespit etmişlerdir. Hidrojen üretim maliyeti oranının alkali sisteminde 2,94 \$/kg, PEM sisteminde 3,54 \$/kg ve SOEC sisteminde 3,03 \$/kg olduğunu tespit etmişlerdir.

Nasser ve Hassan (2023a), rankine çevriminin proton değişim membranlı/katı oksit elektrolizörlü hibrit sistemleri kullanılarak atık ısıdan hidrojen üretimini değerlendirmişlerdir. SOEC ve PEM'de maksimum hidrojen üretim miktarının sırasıyla 36,9 kg/h ve 27,4 kg/h olduğunu ve aynı enerji girişi için atık ısı sıcaklığının artması ile sistem performansının arttığını tespit etmişlerdir. SOEC ve PEM sistemlerindeki hidrojen

üretim maliyetinin sırasıyla 0,88 \$/kg ve 1,55 \$/kg olduğunu ayrıca sistemsel olarak yılda 3077 ton CO₂ emsiyonunun olduğunu belirtmişlerdir.

Peng ve Sadaghiani (2023), kombine çevrim santralının atık termal enerjisinin üretildiği gaz ünitesine, Isı değiştiricisi, Rankine çevrimi, termoelektrik jeneratörü ve PEM elektrolizöründen hidrojen üretim sisteminin bağlanması önerildiği bir çalışma yapmışlardır. Atık termal enerjisinin 6 MW'tan fazla elektrik üretimi ve 1,32 kg/h hidrojen üretimi ile geri kazanılabileceğini açıklamışlardır.

Nasser ve Hassan (2023b), PV/Rüzgar türbini/Atık ısı ile çalışan düşük ve yüksek sıcaklık elektrolizörleri aracılığıyla hidrojen üretiminin teknolojik-çevresel-ekonomik analizini gerçekleştirmişlerdir. Sistemsel verimliliği PEM için 0,015-0,017 arasında, SOEC için 0,028-0,033 kg_{H₂}/kWh arasında değiştiğini tespit etmişlerdir. En yüksek genel sistem verimliliğinin %22,91 ile atık ısı sistemleri kullanılarak elde edilmiştir. Yıllık 1365 tona kadar CO₂ azaltımının sağlandığını ifade etmişlerdir.

Li vd. (2023b), ORÇ çevrimi ile hibrit 1 MW'lık şebeke dışı fotovoltaik hidrojen üretim sistemini incelemişlerdir. Sistemin enerji ve ekserji verimliliğinin sırasıyla %8,8 ve %9,1 olduğunu ve yıllık 27,15 ton hidrojen üretimi gerçekleştiğini tespit etmişlerdir. Yardımcı sistem operasyonunun güç talebini tamamen karşılayabileceğini belirlemişler. Sistemin fotovoltaik santrallerin yenilenmesi için uygun olduğunu, yenileme projesinin geri ödeme süresi 12 yıl olduğunu ve şebekeden sağlanan hidrojen üretimine göre daha yüksek karlılık gösterdiğini açıklamışlardır.

Karabuga vd. (2023), orta sıcaklık yoğunluğuna sahip güneş kollektörüne entegre, ORÇ sistemi ve PEME elektrolizöründen oluşan hidrojen üretim sistemini analiz etmişlerdir. Tüm sistemin enerji ve ekserji verimliliğini sırasıyla %39,01 ve %17,37 olarak hesaplanmışlardır. Tüm sistemin eksergoçevresel-ekonomi ve eksergoçevresel analizi sonuçlarını sırasıyla 71,48 kgCO₂/kWh ve 0,139 \$/kgCO₂ olarak ve sunulan sistemin sürdürülebilirlik endeksini 1,21 olarak elde etmişlerdir.

Nasser vd. (2022), yeşil hidrojen üretimi için PV panelli/rüzgâr türbinli hibrit sistemin performansını MATLAB/Simulink yazılımını kullanarak değerlendirmişlerdir. Yıllık elektrik üretiminin 108,4 MWh ve elektrölizör tüketiminin ise 97,4 MWh olduğunu hesaplamışlardır. Sistemden yılda 1,912 kg hidrojen üretildiğini, geri ödeme süresinin 7-13,85 yıl arasında olduğunu ve CO₂ emsiyon azaltımının 689,4 ton olduğunu tespit etmişlerdir.

Alirahmi vd. (2022), PEM elektrölizörü ve termoelektrik jeneratörü ile enetegre (TEG) bir güneş enerjisi santralini incelemişlerdir. Parabolik oluk kollektörleri (PTC)

kademeli güç çevriminin (SRÇ ve ORÇ) ısı kaynağı olarak kullanılmıştır. SRÇ tarafından üretilen elektriği şebekeye, ORÇ'nin enerji çıkışını elektrolizörü çalıştırmak için ve ORÇ kondansatöründen atılan atık ısıyı kullanan bir termoelektrik jeneratörü (TEG) kullanmışlardır. TEG'li sistem için ürününün özgül maliyetinin ve ekserji verimliliğinin sırasıyla 30,2 \$/GJ ve %21,9 olduğunu ve üretilen hidrojen oranının 2,906 kg/h olduğunu elde etmişlerdir. Ayrıca bir TEG kullanmanın verimliliği artırdığını ve sistem ürününün özgül maliyetini azalttığını açıklamışlardır.

Rejeb vd. (2022), çevrimli güç üretimi, ORÇ içeren fotovoltaik termal (PVT) kollektörleri, PEM elektrolizörü ve sıvılaştırılmış doğalgaz (LNG) dan oluşan sistemi incelemişlerdir. Sistemde, %16,24 ekserji verimliliği, aylık maksimum 62 kg hidrojen üretim miktarı, 4,48 \$/h'lik maliyet oranı ve 33,32 kW'lık net elektrik gücü elde etmişlerdir. PVT'nin toplam ekserji yıkım oranının %84'ünü kapsadığını belirlemişlerdir.

Fan vd. (2021), jeotermal kaynaklı çift basınçlı ORC ve PEM elektrolizörü kombinasyonuna dayalı hidrojen üretim sisteminin analizini yapmışlardır. En yüksek ekserji yıkım oranının buhar türbininde 16.42 kW olduğunu, sistemin enerji ve ekserji verimliliğini sırasıyla %16,66 ve %58,03 olarak belirlemişlerdir. Ek olarak üretilen güç, toplam ekserji yıkımı ve hidrojen üretim kapasitesini sırasıyla 114.53 kW, 82,755 kW ve 0,306 kg/h olarak elde etmişlerdir.

2.4. Tezin Amacı

Yapılan çalışmalarda; modern veya geleneksel süt işleme ünitelerinin ekserji ve eksergoekonomik değerlendirme alanlarında, büyük ekserjetik iyileştirmelerin ve ekonomik tasarrufların tespit edilebildiği kaliteli araştırma çalışmalarında hala büyük bir eksiklik bulunmaktadır.

Ek olarak yapılmış çalışmalardaki sistemlerde buhar üretimi sırasında baca gazı ile atılan 184 °C [Soufiyan vd. (2017a), Soufiyan vd. (2017b), Nasiri vd. (2017), Jafaryani vd. (2015)] ve 196 °C (Dowlati vd. (2017) gibi atık ısıların kullanılmadığı, atık ısının geri kazanımına yönelik boyutun yeterince incelenmediği ve yeni atık ısı geri kazanım teknolojilerinin bu alanda yeterince uygulanmadığı tespit edilmiştir.

Bu bağlamda, bu çalışma literatürdeki aşağıdaki boşlukları doldurmayı amaçlamaktadır:

- Kapsamlı vaka çalışması ile süt ve süt ürünleri üretim tesislerinin atık ısı imkânlarının ortaya çıkarılması,

- Enerji ve ekserji kayıpları ile sermaye maliyetleri arasındaki ilişkiler konusunda termodinamik ve ekonomiyi entegre eden spesifik ekserji maliyetlendirme (SPECO) yöntemi ile eksergoekonomik metodolojinin geliştirilmesi ve sistem iyileştirme tavsiyesi.

Mevcut tesiste tespit edilen atık ısının geri kazanılmasına yönelik yeni sistem önerisinde bulunulmuştur.

- Atık ısının SRÇ, ORÇ ve SRÇ-ORÇ entegrasyonları uygulanarak elektrik üretilmesi,

- Üretilen elektrik ile PEM elektrolizöründe hidrojen elde edilmesi,

- Önerilen sistemin üç entegrasyonlu SRÇ-PEME, ORÇ-PEME, SRÇ-ORÇ-PEME sistemin analiz edilmesi,

- Ekonomik fizibilite çalışması,

- Karbon kredisi kazancı ile sistemin çevresel katkısının belirlenmesi.

3. MATERYAL VE YÖNTEM

Çalışmada mevcut üretim tesisi; süt pastörizasyon, kaşar peyniri üretim ve buhar üretim sistemi olarak üç ana başlıkta incelenmiştir. Öncelikle tesis tüm birim ve bileşenleri ile incelenmiş ve atık ısı imkânları araştırılmıştır. Sonra mevcut sistemin enerji, ekserji ve eksergoekonomik analizi yapılmıştır. Tesis tüm alt bileşenleri ile birlikte incelenerek performans tablosu çıkarılmıştır. Verimsiz bileşenlere ekserjetik iyileştirme önerisi sunulmuştur. Enerji ve ekserji kayıpları ile maliyetleri arasındaki ilişki ortaya koyan eksergoekonomik analizi yapılmıştır.

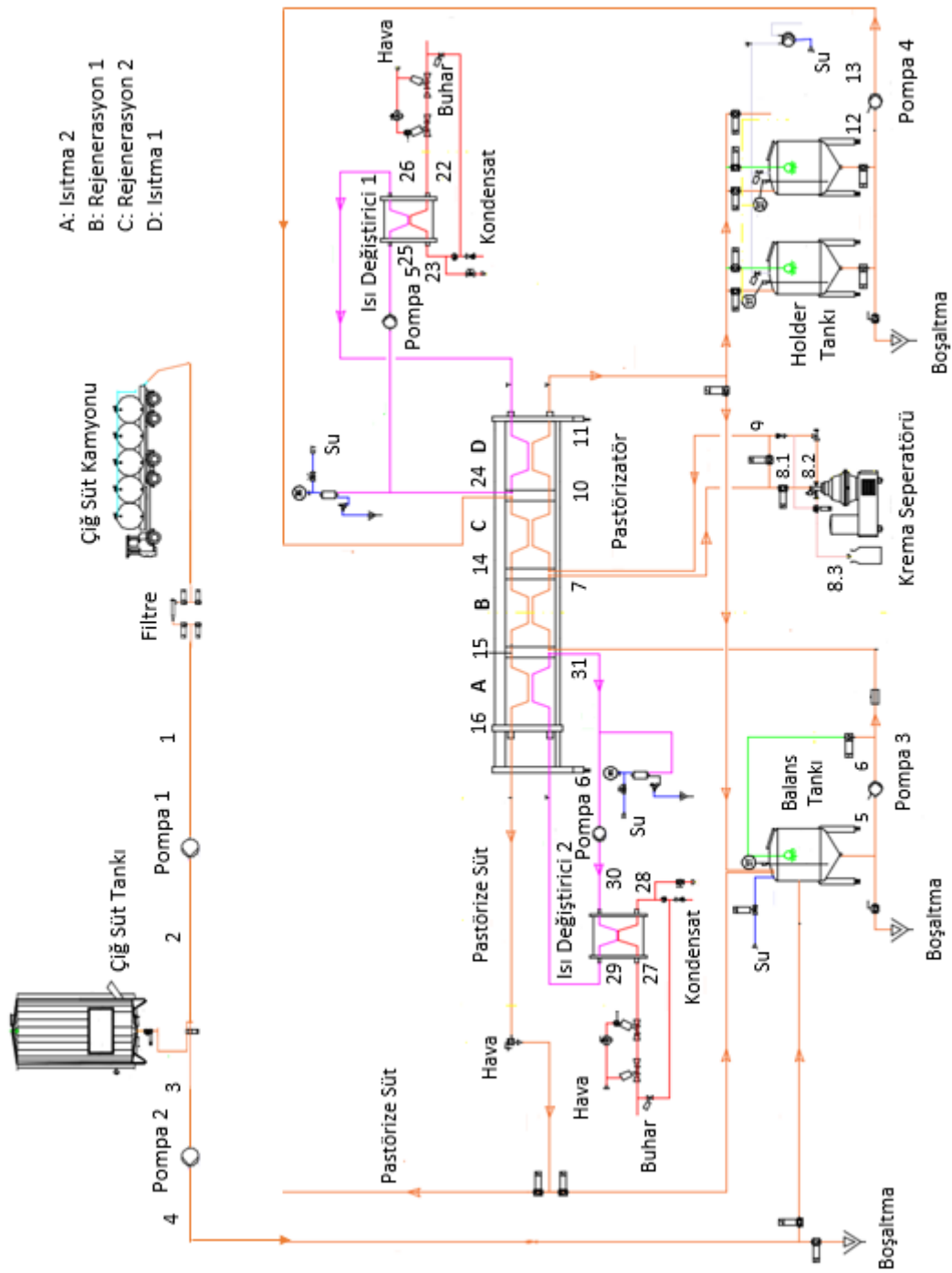
Daha sonra mevcut sisteme iki yeni teknoloji önerisinde bulunulmuştur. Önerilen sistemin ilki, tesisin tespit edilmiş atık ısı kaynaklarının değerlendirildiği ve kendi içerisinde farklı entegrasyonlardan oluşan (SRÇ, ORÇ ve SRÇ-ORÇ) elektrik üretim sistemidir. Önerilen ikinci sistem ise üretilen bu elektriğin PEM elektrolizörüne aktarılarak hidrojen elde edilmesidir. Yine burada da kendi içerisinde farklı çalışma entegrasyonları (SRÇ-PEME, ORÇ-PEME ve SRÇ-ORÇ-PEME) uygulanmıştır.

3.1. Kaşar Peyniri Üretim Tesisinin İncelenmesi

Kaşar peyniri üretim tesisi süt pastörizasyonu, kaşar peyniri üretim ve buhar üretim sistemi olmak üzere üç başlık altında incelenmiştir.

3.1.1. Süt Pastörizasyon Sistemi

Süt pastörizasyon sistemi üretim hattının şematik gösterimi Şekil 3.1'de verilmiştir. Buradaki üretim sürecinde santrifüj pompalar, çiğ süt depolama tankındaki sütün pastörizasyon sistemi hattı boyunca ilerletilmesini sağlar. Çiğ süt önce denge tankına, ardından pastörizasyon ünitesine gelir. Pastörizasyon ünitesinde sırasıyla rejenerasyon-1, separasyon, rejenerasyon-2, ısıtma-1 ve ısıtma-2 aşamalarından geçer. Krema seperatöründe sütün yağ-krema oranı belirlenir. Holder tankında ise sütün pastörizasyon sıcaklığında belirli bir süre kalması ile verim artışı sağlanır. Isıtma üniteleri hattındaki sıcak su, plakalı ısı eşanjörleri kullanılarak buhar üretim sisteminden gelen buhar ile ısıtılır. Pastörizatör hattının sonunda süte herhangi bir soğutma işlemi uygulanmaz. Bunun yerine pastörize süt son ısıtma aşamasında peynir fermantasyon sıcaklığına ulaşarak buradaki süreci tamamlar.

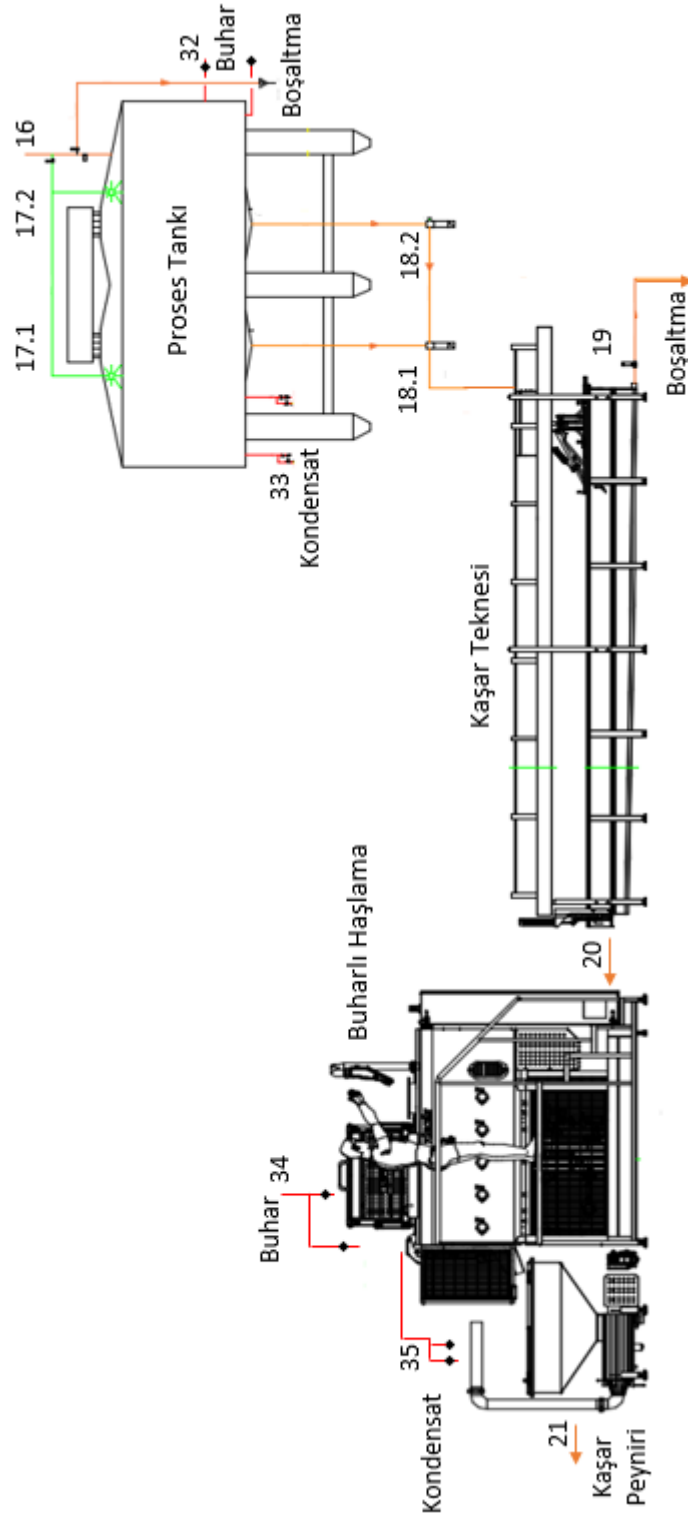


Şekil 3.1. Süt pastörizasyon üretim hattının şematik gösterimi

3.1.2. Kaşar Peyniri Üretim Sistemi

Kaşar peyniri üretim hattının şematik gösterimi Şekil 3.2’de verilmiştir. Buradaki üretim sürecinde pastörizasyon birimini peynir fermantasyon sıcaklığına ulaştırarak

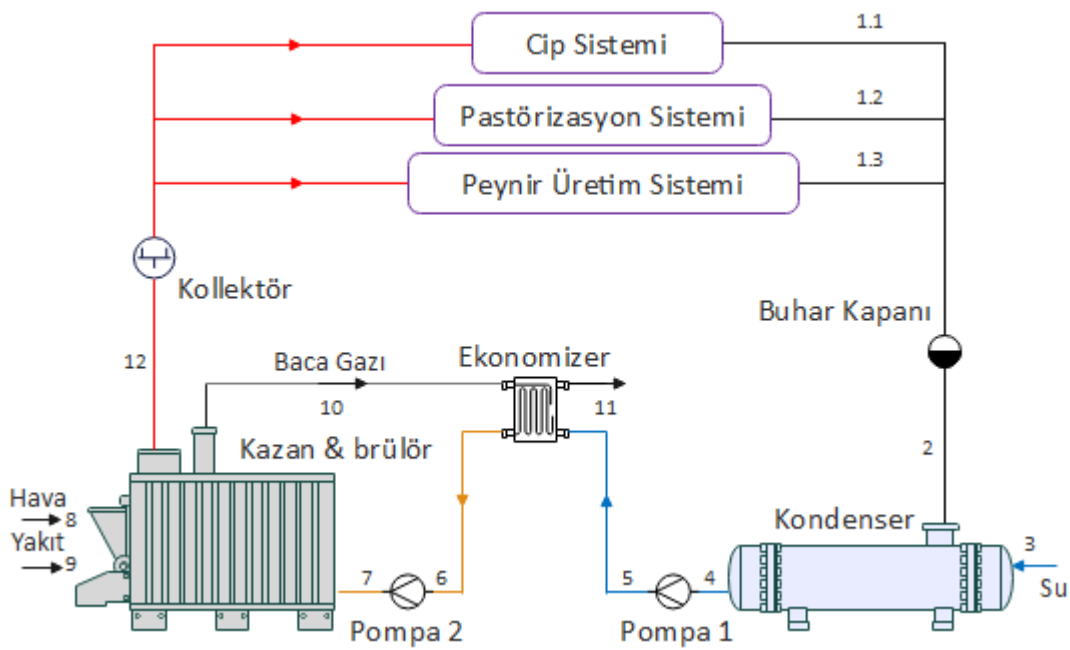
tamamlayan pastörize süt kaşar peyniri üretim birimindeki proses tankında depolanır. Burada starter ve rennet eklenerek peynir fermantasyon süreci başlatılır. Peynir altı suyu, kaşar teknesinde olgunlaşan peynir konsantresinden ayrılır. Peynir altı suyundan ayrılan konsantre haşlama makinesinde haşlanır ve kaşar peyniri üretim süreci tamamlanır.



Şekil 3.2. Kaşar peyniri üretim hattının şematik gösterimi

3.1.3. Buhar Üretim Sistemi

Buhar üretim sistemi hattının şematik gösterimi Şekil 3.3'te gösterilmiştir. Tesis içerisinde ilgili ünitelerde tüketilen buhar bu birimde üretilmektedir. Buradaki üretim süreci, tesis içerisindeki ilgili ünitelerden dönen kondens hattı buhar kapanından geçerek kondens tankında su olarak birikir. Yumuşak su ilavesi yapılarak debi tamamlanır. Kondens tankından çıkan su direkt olarak kazana girmez. Su ekonomizer ünitesinde baca gazı ısısı ile ön ısıtmaya tabi tutulur ve daha sonra kazana girer. Yakıt olarak doğalgazın kullanıldığı kazan & brülör biriminde yanma işlemi gerçekleştirilip ve buhar üretilir. Üretilen buhar, kollektörler yardıyla buhar tüketimi olan ilgili birim ve ünitelere dağıtılır.



Şekil 3.3. Buhar üretim sistemi hattının şematik gösterimi

Termodinamik Analiz

Bu çalışma için temel varsayımlar şunlardır;

- Tesis tüm alt bileşenleriyle birlikte kararlı durumda çalışmaktadır.
- Tüm süreçler ihmal edilebilir potansiyel ve kinetik enerji etkileri ile kararlı durumdadır.
- Borulardaki ısı ve basınç kaybı ihmal edilmiştir.
- Sütteki yağ oluşumu ekserji oranı ihmal edilmiştir.

(e) Yanma reaksiyonuna giren (hava ve doğal gaz) ve çıkan (baca gazı) gazlar ideal kabul edilmiştir.

(f) Referans durum sıcaklığı ve basıncı sırasıyla 298,15 K ve 101,325 kPa olarak kabul edilmiştir.

Tesisin tüm bileşenlerinin termodinamik analizinde kullanılan denklemler aşağıda verilmiştir.

Mevcut bileşenlerin analizinde kütle korunumu denklemi aşağıdaki gibi yazılır;

$$\sum \dot{m}_{\text{giren}} = \sum \dot{m}_{\text{çıkan}} \quad (3.1)$$

Genel enerji denklemi aşağıdaki gibi ifade edilir;

$$\dot{Q}_{\text{net,giren}} - \dot{W}_{\text{net,çıkan}} = \sum \dot{m}_{\text{çıkan}} h_{\text{çıkan}} - \sum \dot{m}_{\text{giren}} h_{\text{giren}} \quad (3.2)$$

Çıkış enerjisinin giriş enerjisine oranı olarak tanımlanan birinci yasa verimliliği aşağıdaki gibi tanımlanır;

$$\eta = \sum \frac{\dot{E}_{\text{çıkan}}}{\dot{E}_{\text{giren}}} \times 100 \quad (3.3)$$

Mevcut analiz için genel ekserji dengesi denklemi aşağıdaki gibi hesaplanır;

$$\dot{E}x_{\text{giren}} - \dot{E}x_{\text{çıkan}} = \dot{E}x_D \quad (3.4)$$

İkinci yasa etkinliği aşağıdaki gibi yazılır;

$$\Psi = \frac{\dot{E}x_{\text{çıkan}}}{\dot{E}x_{\text{giren}}} \times 100 \quad (3.5)$$

Mevcut analiz için, hattın farklı noktalarındaki süt ve türevlerinin genel ekserji oranları, fiziksel ve kimyasal ekserjilerinin toplamı ile hesaplanmıştır;

$$\dot{E}x = \dot{E}x^{\text{fiz}} + \dot{E}x^{\text{kim}} \quad (3.6)$$

Süt ve türevlerinin hattın farklı noktalarındaki fiziksel ekserji oranları şu şekilde elde edilmiştir;

$$\dot{E}x^{\text{fiz}} = \dot{m} \left[c_p \left(T - T_0 - T_0 \ln \left(\frac{T}{T_0} \right) \right) + v (P - P_0) \right] \quad (3.7)$$

Farklı durum noktalarındaki sütün veya türevlerinin özgül ısısının ve özgül hacminin değerleri, söz konusu süt türevinin bileşimine ve ayrıca belirli durum noktasının sıcaklığına bağlıdır. Sıcaklığın bir fonksiyonu olarak, süt bileşenlerinin özgül ısı kapasiteleri ve yoğunluğu Çizelge 3.1'de verilen denklemlerle belirlenmiştir.

Tesisin farklı işlem noktalarındaki özgül ısı kapasiteleri ve sütün veya türevlerinin özgül hacimleri aşağıdaki denklemler kullanılarak hesaplanmıştır;

$$c_p = \sum_i Y_i C_{p,i} \quad (3.8)$$

$$v = \sum_i \frac{X_i}{\rho_i} \quad (3.9)$$

Çizelge 3.1. Süt bileşenlerinin özgül ısı kapasiteleri ve yoğunlukları (°C) (Soufiyan vd. 2017a, Jafaryani vd. 2015)

Bileşen	Özgül ısı kapasitesi denklemi	Yoğunluk denklemi
Protein	$C_p = 2,0082 + \frac{1,2089}{10^3} T - \frac{1,3129}{10^6} T^2$	$\rho = 1,3299 \times 10^3 - \frac{5,184}{10} T$
Yağ	$C_p = 1,9842 + \frac{1,4733}{10^3} T - \frac{4,8008}{10^6} T^2$	$\rho = 9,2559 \times 10^3 - \frac{4,1757}{10} T$
Karbonhidrat	$C_p = 1,5488 + \frac{1,9625}{10^3} T - \frac{5,9399}{10^6} T^2$	$\rho = 1,5991 \times 10^3 - \frac{3,1046}{10} T$
Kül	$C_p = 1,0926 + \frac{1,8896}{10^3} T - \frac{3,6817}{10^6} T^2$	$\rho = 2,4238 \times 10^3 - \frac{2,8063}{10} T$
Su	$C_p = 4,1762 - \frac{9,0864}{10^5} T + \frac{5,4731}{10^6} T^2$	$\rho = 9,9718 \times 10^2 + \frac{3,1439}{10^3} T - \frac{3,7574}{10^3} T^2$

Ayrıca, özgül ısı kapasitesi ve özgül hacim hesaplamalarında kullanılan süt ve türevlerinin bileşimleri Çizelge 3.2’de verilmiştir.

Çizelge 3.2. Süt ve türevlerinin bileşimi (Soufiyan vd. 2017a, Nasiri vd. 2017)

Bileşen	%3,6 tam yağlı süt	%3 yağlı süt	%0,05 yağsız süt	%3,4 yağlı standardize süt	%65 yağlı krema	%0 yağlı permeate
Su	0,8780	0,8835	0,9103	0,8798	0,3188	0,9346
Yağ	0,0360	0,0300	0,0005	0,0340	0,6500	0,0000
Karbonhidrat	0,0458	0,0461	0,0475	0,0459	0,0166	0,0588
Protein	0,0324	0,0326	0,0336	0,0325	0,0118	0,0000
Kül	0,0078	0,0078	0,0081	0,0078	0,0028	0,0094

Süt pastörizasyonu ve kaşar peyniri üretim hattı bileşenleri için Çizelge 3.3’te kullanılan enerjik ve ekserjetik formülasyonlar listelenmiştir.

Çizelge 3.3. Süt pastörizasyonu ve kaşar peyniri üretim hattının her bir bileşeni için enerjik ve ekserjetik formülasyonlar

S.no	Bileşenler	Termodinamik formülasyonlar
1	Pompa 1	$\dot{E}_L = (\dot{E}_1 + \dot{W}_{e,1}) - \dot{E}_2$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_2}{\dot{E}_1 + \dot{W}_{e,1}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_1 + \dot{W}_{e,1}) - \dot{E}x_2$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_2 - \dot{E}x_1}{\dot{W}_{e,1}} \right) \times 100$
2	Çiğ süt tankı	$\dot{E}_L = (\dot{E}_2 + \dot{W}_{e,2}) - \dot{E}_3$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_3}{\dot{E}_2 + \dot{W}_{e,2}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_2 + \dot{W}_{e,2}) - \dot{E}x_3$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_3 - \dot{E}x_2}{\dot{W}_{e,2}} \right) \times 100$
3	Pompa 2	$\dot{E}_L = (\dot{E}_3 + \dot{W}_{e,3}) - \dot{E}_4$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_4}{\dot{E}_3 + \dot{W}_{e,3}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_3 + \dot{W}_{e,3}) - \dot{E}x_4$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_4 - \dot{E}x_3}{\dot{W}_{e,3}} \right) \times 100$
4	Balans tankı	$\dot{E}_L = \dot{E}_4 - \dot{E}_5$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_5}{\dot{E}_4} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = \dot{E}x_4 - \dot{E}x_5$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_5}{\dot{E}x_4} \right) \times 100$
5	Pompa 3	$\dot{E}_L = (\dot{E}_5 + \dot{W}_{e,4}) - \dot{E}_6$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_6}{\dot{E}_5 + \dot{W}_{e,4}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_5 + \dot{W}_{e,4}) - \dot{E}x_6$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_6 - \dot{E}x_5}{\dot{W}_{e,4}} \right) \times 100$
6	Rejenerasyon 1	$\dot{E}_L = (\dot{E}_6 + \dot{E}_{14}) - (\dot{E}_7 + \dot{E}_{15})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_{15}}{\dot{E}_6 + \dot{E}_{14}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_6 + \dot{E}x_{14}) - (\dot{E}x_7 + \dot{E}x_{15})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_7 + \dot{E}x_{15}}{\dot{E}x_6 + \dot{E}x_{14}} \right) \times 100$

Çizelge 3.3.'ün devamı

S.no	Bileşenler	Termodinamik formülasyonlar
7	Krema seperatörü	$\dot{E}_L = (\dot{E}_7 + \dot{W}_{e,5}) - (\dot{E}_{8.1} + \dot{E}_{8.2})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{8.1} + \dot{E}_{8.2}}{\dot{E}_7 + \dot{W}_{e,5}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_7^{fiz} + \dot{E}x_7^{kim} + \dot{W}_{e,5}) - (\dot{E}x_{8.1}^{fiz} + \dot{E}x_{8.1}^{kim} + \dot{E}x_{8.2}^{fiz} + \dot{E}x_{8.2}^{kim})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{8.1}^{fiz} + \dot{E}x_{8.1}^{kim} + \dot{E}x_{8.2}^{fiz} + \dot{E}x_{8.2}^{kim} - \dot{E}x_7^{fiz} - \dot{E}x_7^{kim}}{\dot{W}_{e,5}} \right) \times 100$
8	Rejenerasyon 2	$\dot{E}_L = (\dot{E}_9 + \dot{E}_{13}) - (\dot{E}_{10} + \dot{E}_{14})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{10} + \dot{E}_{14}}{\dot{E}_9 + \dot{E}_{13}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_9 + \dot{E}x_{13}) - (\dot{E}x_{10} + \dot{E}x_{14})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{10} + \dot{E}x_{14}}{\dot{E}x_9 + \dot{E}x_{13}} \right) \times 100$
9	Isıtma 1	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{10} + \dot{E}_{26}) - (\dot{E}_{11} + \dot{E}_{24})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{11} + \dot{E}_{24}}{\dot{E}_{10} + \dot{E}_{26}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{10} + \dot{E}x_{26}) - (\dot{E}x_{11} + \dot{E}x_{24})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{11} + \dot{E}x_{24}}{\dot{E}x_{10} + \dot{E}x_{26}} \right) \times 100$
10	Holder tankı	$\dot{E}_L = \dot{E}_{11} - \dot{E}_{12}$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{12}}{\dot{E}_{11}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = \dot{E}x_{11} - \dot{E}x_{12}$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{12}}{\dot{E}x_{11}} \right) \times 100$
11	Pompa 4	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{12} + \dot{W}_{e,6}) - \dot{E}_{13}$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{13}}{\dot{E}_{12} + \dot{W}_{e,6}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{12} + \dot{W}_{e,6}) - \dot{E}x_{13}$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{13} - \dot{E}x_{12}}{\dot{W}_{e,6}} \right) \times 100$
12	Isıtma 2	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{15} + \dot{E}_{29}) - (\dot{E}_{16} + \dot{E}_{31})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{16} + \dot{E}_{31}}{\dot{E}_{15} + \dot{E}_{29}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{15} + \dot{E}x_{29}) - (\dot{E}x_{16} + \dot{E}x_{31})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{16} + \dot{E}x_{31}}{\dot{E}x_{15} + \dot{E}x_{29}} \right) \times 100$
13	Pompa 5	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{24} + \dot{W}_{e,7}) - \dot{E}_{25}$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{25}}{\dot{E}_{24} + \dot{W}_{e,7}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{24} + \dot{W}_{e,7}) - \dot{E}x_{25}$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{25} - \dot{E}x_{24}}{\dot{W}_{e,7}} \right) \times 100$
14	Isı değiştiricisi 1	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{22} + \dot{E}_{25}) - (\dot{E}_{23} + \dot{E}_{26})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{23} + \dot{E}_{26}}{\dot{E}_{22} + \dot{E}_{25}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{22} + \dot{E}x_{25}) - (\dot{E}x_{23} + \dot{E}x_{26})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{23} + \dot{E}x_{26}}{\dot{E}x_{22} + \dot{E}x_{25}} \right) \times 100$
15	Pompa 6	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{31} + \dot{W}_{e,8}) - \dot{E}_{30}$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{30}}{\dot{E}_{31} + \dot{W}_{e,8}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{31} + \dot{W}_{e,8}) - \dot{E}x_{30}$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{30} - \dot{E}x_{31}}{\dot{W}_{e,8}} \right) \times 100$
16	Isı değiştiricisi 2	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{27} + \dot{E}_{30}) - (\dot{E}_{28} + \dot{E}_{29})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{28} + \dot{E}_{29}}{\dot{E}_{27} + \dot{E}_{30}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{27} + \dot{E}x_{30}) - (\dot{E}x_{28} + \dot{E}x_{29})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{28} + \dot{E}x_{29}}{\dot{E}x_{27} + \dot{E}x_{30}} \right) \times 100$
17	Proses tankı	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{16} + \dot{E}_{17.1} + \dot{E}_{17.2} + \dot{E}_{32} + \dot{W}_{e,9}) - (\dot{E}_{18.1} + \dot{E}_{18.2} + \dot{E}_{33})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{18.1} + \dot{E}_{18.2} + \dot{E}_{33}}{\dot{E}_{16} + \dot{E}_{17.1} + \dot{E}_{17.2} + \dot{E}_{32} + \dot{W}_{e,9}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{16}^{fiz} + \dot{E}x_{16}^{kim} + \dot{E}x_{17.1}^{fiz} + \dot{E}x_{17.1}^{kim} + \dot{E}x_{17.2}^{fiz} + \dot{E}x_{17.2}^{kim} + \dot{E}x_{32} + \dot{W}_{e,9}) - (\dot{E}x_{18.1}^{fiz} + \dot{E}x_{18.1}^{kim} + \dot{E}x_{18.2}^{fiz} + \dot{E}x_{18.2}^{kim} + \dot{E}x_{33})$ $\Psi = \left[(\dot{E}x_{18.1}^{fiz} + \dot{E}x_{18.1}^{kim} + \dot{E}x_{18.2}^{fiz} + \dot{E}x_{18.2}^{kim} + \dot{E}x_{33}) / (\dot{E}x_{16}^{fiz} + \dot{E}x_{16}^{kim} + \dot{E}x_{17.1}^{fiz} + \dot{E}x_{17.1}^{kim} + \dot{E}x_{17.2}^{fiz} + \dot{E}x_{17.2}^{kim} + \dot{E}x_{32} + \dot{W}_{e,9}) \right] \times 100$
18	Kaşar teknesi	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{18.1} + \dot{E}_{18.2}) - (\dot{E}_{19} + \dot{E}_{20})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{19} + \dot{E}_{20}}{\dot{E}_{18.1} + \dot{E}_{18.2}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{18.1} + \dot{E}x_{18.2}) - (\dot{E}x_{19} + \dot{E}x_{20})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{19} + \dot{E}x_{20}}{\dot{E}x_{18.1} + \dot{E}x_{18.2}} \right) \times 100$
19	Buharlı haşlama	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{20} + \dot{E}_{34}) - (\dot{E}_{21} + \dot{E}_{35})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{21} + \dot{E}_{35}}{\dot{E}_{20} + \dot{E}_{34}} \right) \times 100$ $\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{20} + \dot{E}x_{34}) - (\dot{E}x_{21} + \dot{E}x_{35})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{21} + \dot{E}x_{35}}{\dot{E}x_{20} + \dot{E}x_{34}} \right) \times 100$

Buhar üretim merkezi sisteminin farklı noktalarındaki su ve buharın fiziksel ekserji oranları aşağıdaki gibi elde edilmiştir;

$$\dot{E}x^{fiz} = \dot{m} (h - h_0 - T_0) (s - s_0) \quad (3.10)$$

Doğal gazın ekserji oranı Eşitlik (3.6) ile elde edilmiştir. Baca gazının enerji ve ekserji analizi için genel yanma denklemi kullanılmıştır. Yanma havası ve yakıt bileşenlerinin standart kütle, hacim ve molar kütle oranları Çizelge 3.4'te verilmiştir.

Çizelge 3.4. Yanma havası ve doğalgaz bileşenlerinin standart kütle, hacim ve molar kütle oranı (Gürtürk vd. 2014, Çengel, 2015)

İçerik	Kim. form.	Hacim (%)	Kütle (%)	Mol kütlesi (kg/kmol)	İçerik	Kim. form.	Hacim (%)	Mol kütlesi (kg/kmol)
Metan	CH ₄	91,94	84,56	16,043	Nitrojen	N ₂	77,48	28,013
Etan	C ₂ H ₆	3,53	6,08	30,070	Oksijen	O ₂	20,59	31,998
Propan	C ₃ H ₈	0,90	2,27	44,097	Su (g)	H ₂ O(g)	1,90	44,01
Bütan	C ₄ H ₁₀	0,38	1,26	58,123	Karbondioksit	CO ₂	0,03	18,015
Pentan	C ₅ H ₁₂	0,11	0,45	72,150				
Nitrojen	N ₂	2,66	4,27	28,013				
Karbondioksit	CO ₂	0,48	1,21	18,015				

Genel yanma denklemini yazmak için aşağıdaki denklemler kullanılmıştır.

Hava, yakıt ve baca gazının moleküler ağırlığı aşağıdaki denklem ile elde edilmiştir;

$$M_{gaz,hava} = \sum_i y_i M_{p,i} \quad (3.11)$$

y_i ; bileşen mol yüzde oranı.

Hava yakıt oranı aşağıdaki gibi elde edilmiştir;

$$HY \text{ (hava/yakıt)} = \frac{m_{hava}}{m_{yakıt}} = \frac{(nM)_{hava}}{yakıt} \quad (3.12)$$

Doğal gazın enerjisi, kütleli debi ve alt ısı değerinin (LHV) çarpılmasıyla elde edilmiştir;

$$\dot{E}_f = \dot{m}_f \cdot LHV \quad (3.13)$$

$$LHV = |h_f| = H_p - H_f \quad (3.14)$$

Yanma reaksiyonu ve oluşum entalpileri kullanılarak yakıtın alt ısı değeri hesaplanmıştır. Doğal gaz ve hava bileşenlerinin entalpisi, oluşum entalpisi ve standart kimyasal ekserjisi Çizelge 3.5'de verilmiştir.

Çizelge 3.5. Doğalgaz ve hava bileşenlerinin entalpisi, oluşum entalpisi ve standart kimyasal ekserjisi (Gürtürk vd. 2014, Çengel, 2015)

Giriş parametreleri	Bileşen	\bar{h}_{fm}^0 (kJ/kmol)	\bar{h}^0 (kJ/kmol)	Satandard kimyasal ekserji (kJ/mol)
Doğalgaz	CH ₄	-74,850	-	863,510
	C ₂ H ₆	-84,680	-	1,504,360
	C ₃ H ₈	-103,850	-	2,163,190
	C ₄ H ₁₀	-126,150	-	2,818,930
	C ₅ H ₁₂	-146,500	-	3,461,300
Hava	N ₂	-	8,669	720
	CO ₂	-393,520	9,364	20,140
	O ₂	-	8,682	3,970
	H ₂ O (g)	-241,820	9,904	11,710

T₀: 298 K, T_{hava}: 433 K

$$H_f = \sum N_u \bar{h}_{fm,p}^0 - \sum N_g \bar{h}_{fm,f}^0 \quad (3.15)$$

$$\bar{h}_p = \sum_i x_i \bar{h}_{p,i} \quad (3.16)$$

Yanma havası ve baca gazının enerjisi aşağıdaki gibi elde edilmiştir;

$$\dot{E}_g = \dot{m}_g \cdot h_g \quad (3.17)$$

Yanma havası ve doğal gaz çevre koşulları altında sisteme girdiği için ekserjisi aşağıdaki gibi elde edilmiştir;

$$\bar{e}x_i^{KE} = x_i \varepsilon_i^{-0} + \bar{R} \cdot T_0 \cdot x_i \cdot \ln x_i \quad (3.18)$$

$$\dot{E}x^{kim} = \dot{m} \cdot ex^{kim} \quad (3.19)$$

Baca gazı bileşenlerinin entropileri aşağıdaki gibi elde edilmiştir;

$$\bar{s}_p = \bar{s}_{p,i} - R \cdot \ln x_i \quad (3.20)$$

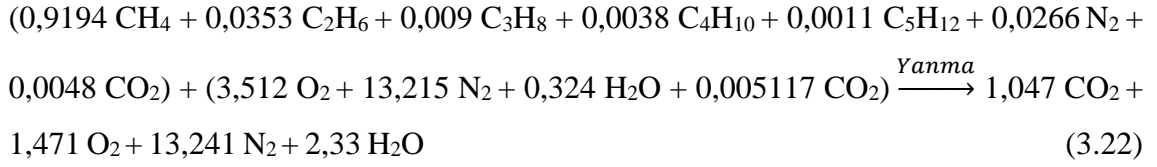
$$\bar{s}_T = \sum_i x_i \bar{s}_p \quad (3.21)$$

Baca gazının fiziksel ekserjisi Eşitlik (3.10) ile elde edilmiştir. Çizelge 3.6'da baca gazı bileşenlerinin ilgili sıcaklıklardaki entalpi ve entropi değerleri verilmiştir.

Çizelge 3.6. Baca gazı bileşenlerinin ilgili sıcaklıklardaki entalpi ve entropi değerleri (Çengel, 2015)

İçerik	\bar{h}_{298K} (kJ/kmol)	\bar{h}_{403K} (kJ/kmol)	\bar{h}_{433K} (kJ/kmol)	\bar{s}_{298K} (kJ/kmol K)	\bar{s}_{403K} (kJ/kmol K)	\bar{s}_{433K} (kJ/kmol K)
O ₂	8,628	11,801	12,709	205,033	213,988	216,165
N ₂	8,669	11,727	12,605	191,502	200,287	202,391
CO ₂	9,364	13,496	14,755	213,685	225,532	228,545
H ₂ O	9,904	13,458	14,491	188,720	198,927	201,398

Genel yanma denklemi yukarıdaki denklemler kullanılıp yeniden düzenlenerek aşağıda verilmiştir;



Çizelge 3.7’de buhar üretim sistemi bileşenleri için kullanılan enerjetik ve ekserjetik formülasyonlar listelenmektedir.

Çizelge 3.7. Buhar üretim sistemi hattının her bir bileşeni için enerjetik ve ekserjetik formülasyonlar

S.no	Bileşenler	Termodinamik formülasyonlar
1	Buhar kapanı	$\dot{E}_L = \dot{E}_{1,1+1,2+1,3} - \dot{E}_2$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_2}{\dot{E}_{1,1+1,2+1,3}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = \dot{E}x_{1,1+1,2+1,3} - \dot{E}x_2$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_2}{\dot{E}x_{1,1+1,2+1,3}} \right) \times 100$
2	Kondenser	$\dot{E}_L = (\dot{E}_2 + \dot{E}_3) - \dot{E}_4$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_4}{\dot{E}_2 + \dot{E}_3} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_2 + \dot{E}x_3) - \dot{E}x_4$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_4}{\dot{E}x_2 + \dot{E}x_3} \right) \times 100$
3	Pompa 1	$\dot{E}_L = (\dot{E}_4 + \dot{W}_{e,10}) - \dot{E}_5$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_5}{\dot{E}_4 + \dot{W}_{e,10}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_4 + \dot{W}_{e,10}) - \dot{E}x_5$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_5 - \dot{E}x_4}{\dot{W}_{e,10}} \right) \times 100$
4	Ekonomizer	$\dot{E}_L = (\dot{E}_5 + \dot{E}_{10}) - (\dot{E}_6 + \dot{E}_{11})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_6 + \dot{E}_{11}}{\dot{E}_5 + \dot{E}_{10}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_5 + \dot{E}x_{10}) - (\dot{E}x_6 + \dot{E}x_{11})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_6 + \dot{E}x_{11}}{\dot{E}x_5 + \dot{E}x_{10}} \right) \times 100$
5	Pompa 2	$\dot{E}_L = (\dot{E}_6 + \dot{W}_{e,2}) - \dot{E}_7$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_7}{\dot{E}_6 + \dot{W}_{e,11}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_6 + \dot{W}_{e,2}) - \dot{E}x_7$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_7 - \dot{E}x_6}{\dot{W}_{e,11}} \right) \times 100$
6	Kazan & brülör	$\dot{E}_L = (\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{W}_{e,12}) - (\dot{E}_{10} + \dot{E}_{12})$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_{10} + \dot{E}_{12}}{\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{W}_{e,12}} \right) \times 100$
		$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_7 + \dot{E}x_8^{kim} + \dot{E}x_9^{kim} + \dot{W}_{e,12}) - (\dot{E}x_{10}^{fiz} + \dot{E}x_{10}^{kim} + \dot{E}x_{12})$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_{10}^{fiz} + \dot{E}x_{10}^{kim} + \dot{E}x_{12}}{\dot{E}x_7 + \dot{E}x_8^{kim} + \dot{E}x_9^{kim} + \dot{W}_{e,12}} \right) \times 100$

Tesis bileşenlerinin ekserji analizi ile ilgili temel faktörler Çizelge 3.8’de verilmiştir.

Çizelge 3.8. Tesisin ekserji analizi ile ilgili temel faktörler (Singh vd. 2021b)

S.no	Ekserji türevinin adı	Termodinamik formülasyonlar
1	Ekserji iyileştirme potansiyeli	$\dot{E}x_{IP} = (1 - \psi) \times \dot{E}x_D$
2	Göreceli geri dönüşümsüzlük faktörü	$Ex_{\beta,k} = \frac{\dot{E}x_{D,k}}{\sum \dot{E}x_{D,T}} \times 100$
3	Ekserjetik faktör	$\dot{E}x_{\Gamma,k} = \frac{\dot{E}x_{giren,k}}{\sum \dot{E}x_{giren,k}} \times 100$
4	Sürdürülebilirlik endeksi	$SI = \frac{1}{1 - \psi}$

Eksergoekonomik Analiz

Eksergoekonomik analizin amacı ekserji maliyetini en aza indirmektir. Ekserji maliyeti çalışması, bir sistemin çevresiyle etkileşiminin ve iç tersinmezliklerinin toplam maliyeti nasıl etkilediğine bakar. Sistemin tersinmezlikleri ürün fiyatını yükseltir. Bu

nedenle, eksergoekonomik maliyet analizi, sistemdeki tersinmezliklerin yerlerini ve miktarlarını belirlemek ve daha sonra bunların nihai ürün maliyetine katkılarını hesaplamak için kullanılır. Bu çalışmada, kaşar peyniri üretim tesisinin maliyet analizi spesifik ekserji maliyetlendirme (SPECO) yöntemi kullanılarak yapılmıştır.

Toplam ekserji fiyatı aşağıdaki denklemle ifade edilebilir;

$$\dot{C} = c_e \cdot \dot{E}_x = c_e \cdot m \cdot e_x \quad (3.23)$$

Ekserji maliyetlendirme durumunu belirlemek için her bir ekserji akışı girdisi ve çıktısı için ekserji denklemleri aşağıdaki gibi yazılır;

$$\dot{C}_e = c_e \cdot \dot{E}_{x_e} \quad (3.24)$$

$$\dot{C}_w = c_w \cdot \dot{E}_{x_w} \quad (3.25)$$

$$\dot{C}_q = c_q \cdot \dot{E}_{x_q} \quad (3.26)$$

Elektriksel iş ve ısı transferine sahip tesis üniteleri için eksergo-ekonomik denge denklemi aşağıdaki gibi ifade edilebilir (Singh vd. 2020);

$$\sum_i (c_i \dot{E}_{x_i}) + c_w \dot{E}_{x_w} + \dot{Z}_k = \sum_e (c_e \dot{E}_{x_e}) + c_q \dot{E}_{x_q} \quad (3.27)$$

Yakıtın ekserjetik birim maliyeti aşağıdaki şekilde elde edilmiştir.

$$c^{yakıt} = \frac{Pr^{yakıt}}{ER \cdot LHV \cdot 10^{-6} (GJ/kJ)} \quad (3.28)$$

$Pr^{yakıt}$ yakıt maliyeti (TL/m³), ER döviz kuru (TL/\$), LHV yakıt alt ısıl (kJ/kg) değeridir.

Elektriğin ekserjetik birim fiyatı ise;

$$c^{w,e} = \frac{Pr^{w,e}}{ER \cdot 3600 (s/h) \cdot 10^{-6} (GJ/kJ)} \quad (3.29)$$

Burada $Pr^{w,e}$ elektrik satış fiyatı (TL) ve ER döviz kuru (TL/\$) olarak belirtilmiştir.

Sermaye yatırımı, işletme ve bakım maliyetinin toplam seviyelendirilmiş maliyet oranı aşağıdaki gibi elde edilmiştir;

$$\dot{Z}_T = \dot{Z}_{CI} + \dot{Z}_{OM} \quad (3.30)$$

Tesisin mevcut değer (PW) bileşeni aşağıdaki şekilde elde edilmiştir;

$$PW = TCI - S \times PWF \quad (3.31)$$

Tesisin toplam sermaye yatırımı (TCI) yaklaşık 660.000 \$'dır.

S (hurda değeri) aşağıdaki şekilde elde edilmiştir;

$$S = TCI \times J \quad (3.32)$$

Bu çalışmada J (kurtarma değeri oranı) %10'dur.

Mevcut değer faktörü (PWF) aşağıdaki şekilde elde edilmiştir;

$$PWF = \frac{1}{(1+i)^n} \quad (3.33)$$

Bu çalışmada “ i ” ve “ n ” terimleri sırasıyla %13 ve 20 yıldır.

Yıllık bileşen maliyeti (AC) aşağıdaki şekilde elde edilmiştir;

$$AC = PW \times CRF \quad (3.34)$$

CRF (Sermaye geri kazanım faktörü) aşağıdaki şekilde elde edilmiştir;

$$CRF = \frac{i(i+1)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (3.35)$$

Tesiste üretim faaliyeti günde 8 saat olarak gerçekleştirilmekte olup, tesisin 1 yıl boyunca faaliyette kaldığı toplam saat sayısı 2200 saat olarak hesaplanmıştır. Tesisten elde edilen verilerle tesisin işletme ve bakım maliyeti (O&B) de ayrıca elde edilmiştir.

Sermaye yatırımı ve işletme ve bakım maliyeti ile ilişkili seviyelendirilmiş maliyet oranı aşağıdaki denklem ile elde edilir;

τ ; yıllık toplam çalışma saati, PEC; Satın alma ekipman maliyeti (\$), ϕ ; saatlik seviyelendirilmiş bakım-işletme maliyeti,

$$\dot{Z}_{T,k} = \left[(1 + \phi) \frac{AC}{\tau} \right] \times \frac{PEC}{\sum PEC} \quad (3.36)$$

Süt pastörizasyonu ve kaşar peyniri üretim sistemi birimlerinin ekserjetik maliyet oranı denge denklemleri Çizelge 3.9’da verilmiştir.

Çizelge 3.9. Süt pastörizasyonu ve peynir üretim hattı üniteleri için ekserjetik maliyet oranı denge denklemleri

S.no	Bileşenler	Ekserjetik maliyet oranı denge denklemleri	Yardımcı denklemler
1	Pompa 1	$\dot{C}_1 + \dot{C}_{P1} + \dot{Z}_{T,P1} = \dot{C}_2$	$C_{14}=C_{15}=C_{16}$
2	Çiğ süt tankı	$\dot{C}_2 + \dot{C}_{MT} + \dot{Z}_{T,MT} = \dot{C}_3$	$C_{22}=C_{27}$
3	Pompa 2	$\dot{C}_3 + \dot{C}_{P2} + \dot{Z}_{T,P2} = \dot{C}_4$	$C_{24}=C_{31}$
4	Balans tankı	$\dot{C}_4 + \dot{C}_B + \dot{Z}_{T,BT} = \dot{C}_5$	$C_{23}=C_{26}=C_{28}=C_{29}=C_{33}=C_{35}$
5	Pompa 3	$\dot{C}_5 + \dot{C}_{P3} + \dot{Z}_{T,P3} = \dot{C}_6$	$C_{32}=C_{34}$
6	Rejenerasyon 1	$\dot{C}_6 + \dot{C}_{14} + \dot{Z}_{T,R1} = \dot{C}_7 + \dot{C}_{15}$	$C_{18,2}=0$
7	Krema seperatörü	$\dot{C}_7 + \dot{C}_{CS} + \dot{Z}_{T,CS} = \dot{C}_{8,1} + \dot{C}_{8,2}$	$C_{18,2}=C_{19}$
8	Rejenerasyon 2	$\dot{C}_9 + \dot{C}_{13} + \dot{Z}_{T,R2} = \dot{C}_{10} + \dot{C}_{14}$	
9	Isıtma 1	$\dot{C}_{10} + \dot{C}_{26} + \dot{Z}_{T,HS1} = \dot{C}_{11} + \dot{C}_{24}$	
10	Holder tankı	$\dot{C}_{11} + \dot{Z}_{T,BT} = \dot{C}_{12}$	
11	Pompa 4	$\dot{C}_{12} + \dot{C}_{P4} + \dot{Z}_{T,P4} = \dot{C}_{13}$	
12	Isıtma 2	$\dot{C}_{15} + \dot{C}_{29} + \dot{Z}_{T,HS2} = \dot{C}_{16} + \dot{C}_{31}$	
13	Pompa 5	$\dot{C}_{24} + \dot{C}_{P5} + \dot{Z}_{T,P5} = \dot{C}_{25}$	
14	Isı değiştiricisi 1	$\dot{C}_{22} + \dot{C}_{25} + \dot{Z}_{T,HE1} = \dot{C}_{23} + \dot{C}_{26}$	
15	Pompa 6	$\dot{C}_{31} + \dot{C}_{P6} + \dot{Z}_{T,P6} = \dot{C}_{30}$	
16	Isı değiştiricisi 2	$\dot{C}_{27} + \dot{C}_{30} + \dot{Z}_{T,HE2} = \dot{C}_{28} + \dot{C}_{29}$	
17	Proses tankı	$\dot{C}_{16} + \dot{C}_{17,1} + \dot{C}_{17,2} + \dot{C}_{32} + \dot{C}_{PT} + \dot{Z}_{T,PT} = \dot{C}_{18,1} + \dot{C}_{18,2} + \dot{C}_{33}$	
18	Kaşar teknesi	$\dot{C}_{18,1} + \dot{C}_{18,2} + \dot{Z}_{T,CV} = \dot{C}_{19} + \dot{C}_{20}$	
19	Buharlı haşlama	$\dot{C}_{20} + \dot{C}_{34} + \dot{Z}_{T,SM} = \dot{C}_{21} + \dot{C}_{35}$	

Buhar üretim sistemi birimlerinin ekserjetik maliyet oranı denge denklemleri Çizelge 3.10’da verilmiştir.

Çizelge 3.10. Buhar üretim hattı üniteleri için ekserjetik maliyet oranı denge denklemleri

S.no	Bileşenler	Ekserjetik maliyet oranı denge denklemleri	Yardımcı denklemler
1	Buhar kapanı	$\dot{C}_1 + \dot{Z}_{T,ST} = \dot{C}_2$	$c_1=c_{12}$
2	Kondenser	$\dot{C}_2 + \dot{C}_3 + \dot{Z}_{T,C} = \dot{C}_4$	$c_3=c_4$
3	Pompa 1	$\dot{C}_4 + \dot{C}_{P1} + \dot{Z}_{T,P1} = \dot{C}_5$	$c_8=0$
4	Ekonomizer	$\dot{C}_5 + \dot{C}_{10} + \dot{Z}_{T,E} = \dot{C}_6 + \dot{C}_{11}$	$c_9=c_{10}=c_{11}$
5	Pompa 2	$\dot{C}_6 + \dot{C}_{P2} + \dot{Z}_{T,P2} = \dot{C}_7$	
6	Kazan & brülör	$\dot{C}_7 + \dot{C}_8 + \dot{C}_9 + \dot{C}_B + \dot{Z}_{T,BB} = \dot{C}_{10} + \dot{C}_{12}$	

Tesis bileşenlerinin eksergoekonomik analizi ile ilgili temel faktörler Çizelge 3.11’de verilmiştir.

Çizelge 3.11. Tesisin eksergoekonomik analizi ile ilgili ana faktörler (Jafaryani vd. 2015, Dowlati vd. 2017)

S.no	Eksergoekonomik türevin adı	Eksergoekonomik formülasyon
1	Birim ekserji başına ortalama girdi ve ürün maliyeti	$c_{f,k} = \frac{\dot{C}_{f,k}}{\dot{E}x_{f,k}}, c_{p,k} = \frac{\dot{C}_{p,k}}{\dot{E}x_{p,k}}$
2	Bağıl maliyet farkı yüzdesi	$r_k = \frac{\dot{C}_{f,k} - \dot{C}_{p,k}}{\dot{C}_{f,k}} \times 100$
3	Ekserji yok etme maliyet oranı	$\dot{D}_{D,k} = c_{f,k} \times \dot{E}x_{D,k}$
4	Bileşenin eksergoekonomik faktörü	$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + c_{f,k} \times \dot{E}x_{D,k}} \times 100$

3.2. Atık Isının Değerlendirildiği Sistem Önerisi

Kaşar peyniri üretim tesisinin atık ısı imkânları araştırılıp buhar üretim sistemindeki kazan çıkış baca gazı ısısının (130-160 °C) tam olarak değerlendirmeden dışarı atıldığı tespit edilmiştir. Bu atık ısıyı faydalı işe dönüştürmek için bu bölümde öncelikle mevcut tesisin atık ısısından elektrik üretiminin gerçekleştirilmesi. Daha sonra elde edilen elektriği PEM elektrolizöründe değerlendirerek hidrojen üretiminin gerçekleştirildiği yeni sistem önerisinde bulunulmuştur. Sistem detayları ilgi başlıklarda açıklanmıştır.

3.2.1. PEM Elektrolizörü

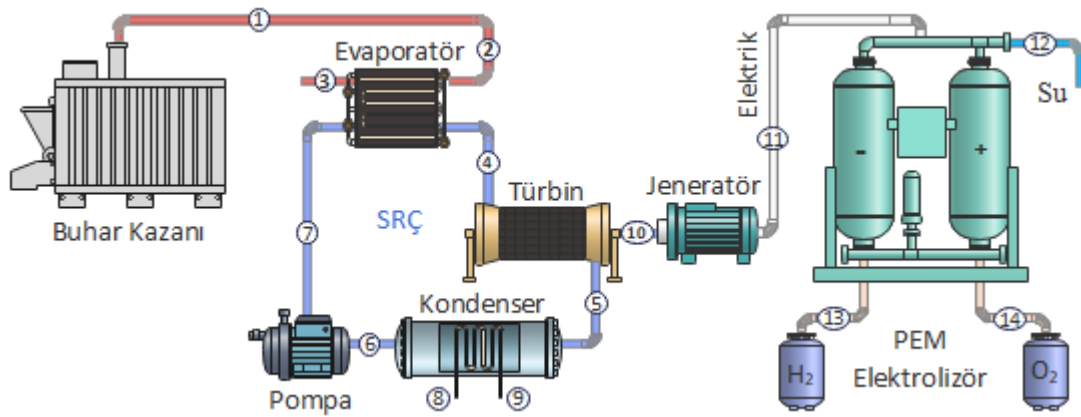
PEM elektrolizörlerinde proton membranı kullanılır ve ultra saf su ile yıkanır. Protonlar, elektrik gerilimi ile membrandan geçer. Kullanılan elektrik enerjisi tesisin baca gazı atık ısısından elde edilen enerjidir. Su (H_2O) kendi içerikleri olan, Katot tarafından hidrojen (H_2) ve anot tarafından ise oksijene (O_2) ayrılır. Seviye ölçümü ile suyun denetlenmesi, basınç sensörleri ile besleme hattı ve tahliye hattındaki basınçlar denetlenip hidrojen üretim süreci tamamlanır. Çizelge 3.12’de PEM Elektrolizörü üniteleri için ilgili kapsayıcı tasarım parametreleri verilmiştir.

Çizelge 3.12. PEM Elektrolizörü üniteleri için tasarım parametreleri (Salari vd. 2022, Safarian vd. 2015)

Parametre	Değer	Birim
Genel Varsayımlar		
Ortam Sıcaklığı	25	°C
Ortam Basıncı	101,3	kPa
PEM Ünitesi		
PEM su ısıtıcısına giden soğuk suyun giriş sıcaklığı	25	°C
PEM elektrolizör çalışma sıcaklığı	80	°C
Hidrojen Basıncı	101,3	kPa
Oksijen Basıncı	101,3	kPa
Membran kalınlığı	230	μm
Akım yoğunluğu	5000	A/m^2
Anot değişim akımı yoğunluğu	0,00035	A/m^2
Katod değişim akımı yoğunluğu	2500	A/m^2
Anot yük transfer katsayısı	2,0	-
PEM Birimi	0,5	-
PEM su ısıtıcısına giden soğuk suyun giriş sıcaklığı	14	-

3.2.2. SRÇ-PEM Elektrolizörü Entegrasyonu

SRÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması Şekil 3.4’te verilmiştir. Bu sistem ile kazandan çıkan baca gazından elde edilen atık ısı bir evaporatör vasıtasıyla SRÇ sistemine aktararak dışarıya atılmaktadır. Buharlı güç çevrimlerinde ideal olan Klasik Rankine Çevrimi kullanılmıştır. SRÇ ile elde edilen bu ısı ile pompadan çıkan basınçlı akışkan (su) ısıtılarak yüksek sıcaklık ve basınçta türbinden geçer ve böylece elektrik üretilir. Üretilen bu elektrik PEM Elektrolizör sistemine aktarılır. Elektrolizör sayesinde H_2 ve O_2 ayrıştırılarak depolanır. Sistem döngüsü bu şekilde devam eder ve H_2 üretimi sağlanır.



Şekil 3.4. SRÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması

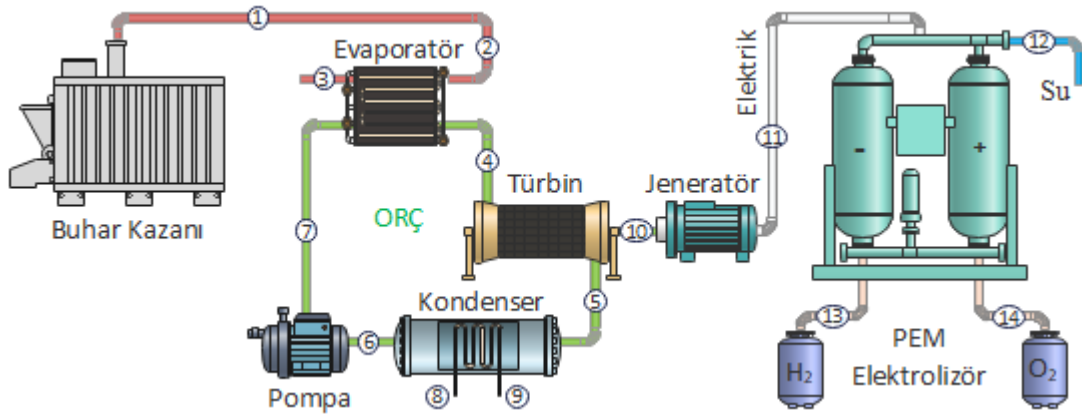
SRÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için ilgili kapsayıcı tasarım parametreleri Çizelge 3.13’de verilmiştir.

Çizelge 3.13. SRÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için tasarım parametreleri (Salari vd. 2022, Safarian vd. 2015)

Parametre	Değer	Birim
Genel Varsayımlar		
Ortam Sıcaklığı	25	°C
Ortam Basıncı	101,3	kPa
SRÇ Ünitesi		
Çalışma sıvısı	Su	-
SRÇ ünitesine atık ısı giriş sıcaklığı	160	°C
SRÇ ünitesinden çıkan atık ısının çıkış sıcaklığı	129,1	°C
Evaporatörün pinch noktası sıcaklık farkı	5-20	°C
Kondenserin pinch noktası sıcaklık farkı	10	°C
Soğutma suyu giriş sıcaklığı	25	°C
Soğutma suyu giriş basıncı	101,3	kPa
Türbin giriş buhar kalitesi	1 (doymuş buhar)	-
Pompanın izantropik verimi	0,85	-
Türbinin izantropik verimi	0,85	-

3.2.3. ORÇ-PEM Elektrolizörü Entegrasyonu

ORÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması Şekil 3.5’te verilmiştir. Bu sistem ile kazandan çıkan baca gazından elde edilen atık ısı bir evaporatör vasıtasıyla ORÇ sistemine aktarılarak dışarıya atılmaktadır. Bu entegrasyonda organik akışkanların düşük sıcaklıklarda buharlaşabilme özelliği ile yüksek performans sunduğu ORÇ çevrimi uygulanmıştır. İş akışkanı olarak sırası ile R141b ve R245fa kullanılmıştır. Çizelge 3.14 de kullanılan bu ORÇ akışkanlarının termodinamik özellikleri verilmiştir.



Şekil 3.5. ORÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması

ORÇ ile elde edilen bu ısı ile pompadan çıkan basınçlı akışkan ısıtılarak yüksek sıcaklık ve basınçta türbinden geçer ve böylece elektrik üretilir. Üretilen bu elektrik PEM Elektrolizör sistemine aktarılır. Elektrolizör sayesinde H₂ ve O₂ ayrıştırılarak depolanır. Sistem döngüsü bu şekilde devam eder ve H₂ üretimi sağlanır.

Çizelge 3.14. ORÇ iş akışkanlarının özellikleri (Dikmen vd. 2024)

İş akışkanları	Moleküler ağırlık (g/mol)	Kaynama noktası (°C)	Kritik sıcaklık (°C)	Kritik basınç değeri(MPa)	Güvenlik sınıfı	ODP	GWP
R141b	116,95	32	204,4	4,21	n.a	0,12	725
R245fa	134,05	15,10	154,00	3,65	B1	0	1030

ORÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için ilgili kapsayıcı tasarım parametreleri Çizelge 3.15'te verilmiştir.

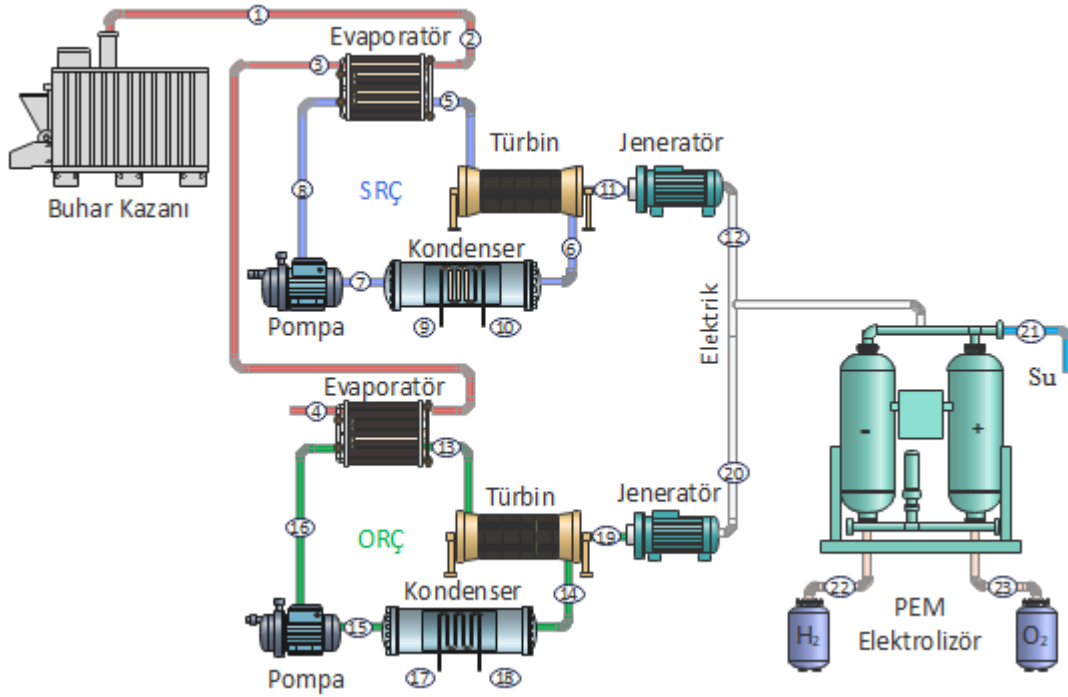
Çizelge 3.15. ORÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için tasarım parametreleri

Parametre	Değer	Birim
Genel Varsayımlar		
Ortam Sıcaklığı	25	°C
Ortam Basıncı	101,3	kPa
ORÇ Ünitesi		
Çalışma sıvıları	R141b ve R245fa	-
ORÇ ünitesine atık ısı giriş sıcaklığı	129,1	°C
ORÇ ünitesinden çıkan atık ısının çıkış sıcaklığı	100	°C
Soğutma suyu giriş sıcaklığı	25	°C
Soğutma suyu giriş basıncı	101,3	kPa
Pompanın izantropik verimi	0,85	-
Türbinin izantropik verimi	0,85	-

3.2.4. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizörü Entegrasyonu

SRÇ çevriminden sonra çıkan baca gazı sıcaklığının 129,1 °C'de olduğu ve hala faydalı işe dönüştürülebilecek enerji barındırdığı tespit edilmiştir. Bu enerjiyi, düşük çalışma sıcaklık kaynağını elektriğe dönüştürmede yüksek performans sunan ORÇ sisteminde tekrar değerlendirme potansiyeli bu bölümde tartışılmıştır. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması Şekil 3.6'da verilmiştir.

İlk çevrim döngüsü SRÇ-PEM Elektrolizör çevrimidir. Kazandan çıkan baca gazından elde edilen atık ısı bir evaporatör vasıtasıyla SRÇ sistemine aktararak dışarıya atılmaktadır. SRÇ ile elde edilen bu ısı ile pompadan çıkan basınçlı akışkan ısıtılarak yüksek sıcaklık ve basınçta türbinden geçer ve böylece elektrik üretilir. Üretilen bu elektrik PEM Elektrolizör sistemine aktarılır. Elektrolizör sayesinde H₂ ve O₂ ayrıştırılarak depolanır. Sistem döngüsü bu şekilde devam eder ve H₂ üretimi sağlanır. İkinci çevrim döngüsü ORÇ-PEM Elektrolizörü çevrimidir. SRÇ sistemine giren baca gazı evaporatörden çıktıktan sonra ORÇ sisteminin evaporatörüne girer. ORÇ çevriminde iş akışkanı olarak R141b ve R245fa kullanılmıştır. ORÇ ile elde edilen bu ısı ile pompadan çıkan basınçlı akışkan ısıtılarak yüksek sıcaklık ve basınçta türbinden geçer ve böylece elektrik üretilir. Üretilen bu elektrik PEM Elektrolizör sistemine aktarılır. Elektrolizör sayesinde H₂ ve O₂ ayrıştırılarak depolanır. Sistem döngüsü bu şekilde devam eder ve H₂ üretimi sağlanır.



Şekil 3.6. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizörü sistem şeması

SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için ilgili kapsayıcı tasarım parametreleri Çizelge 3.16’da verilmiştir.

Çizelge 3.16. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizörü üniteleri için tasarım parametreleri

Parametre	Değer	Birim
Genel Varsayımlar		
Ortam Sıcaklığı	25	°C
Ortam Basıncı	101,3	kPa
SRÇ Ünitesi		
Çalışma sıvısı	Su	-
SRÇ ünitesine atık ısı giriş sıcaklığı	160	°C
SRÇ ünitesinden çıkan atık ısının çıkış sıcaklığı	129,1	°C
Evaporatörün pinch noktası sıcaklık farkı	5-20	°C
Kondenserin pinch noktası sıcaklık farkı	10	°C
Soğutma suyu giriş sıcaklığı	25	°C
Soğutma suyu giriş basıncı	101,3	kPa
Türbin giriş buhar kalitesi	1 (doymuş buhar)	-
Pompanın izantropik verimi	0,85	-
Türbinin izantropik verimi	0,85	-
ORÇ Ünitesi		
Çalışma sıvıları	R141b ve R245fa	-
ORÇ ünitesine atık ısı giriş sıcaklığı	129,1	°C
ORÇ ünitesinden çıkan atık ısının çıkış sıcaklığı	100	°C
Soğutma suyu giriş sıcaklığı	25	°C
Soğutma suyu giriş basıncı	101,3	kPa
Pompanın izantropik verimi	0,85	-
Türbinin izantropik verimi	0,85	-

Termodinamik ve Ekonomik Analiz

Sistem için genel tanımlar, termodinamik ve ekonomik eşitlikler aşağıda verilmiştir.

(a) Isı kaynağı tarafındaki sıcak suyun hacimsel debisi 1000 L/h olarak kabul edilmiştir.

(b) Bütün prosesler kararlı şartlardadır. Evaporatör ve kondenserdeki basınç kayıplarıyla boru hatlarındaki kayıplar ihmal edilmiştir.

(c) ORÇ düzeneğinde yer alan tüm bileşenlerin yüzeyleri ile çevre arasında bir ısı transferinin olmadığı varsayılarak adyabatik olarak kabul edilmiştir.

(d) Potansiyel ve kinetik enerji değişimleri ihmal edilmiştir.

Özgül ekserji (e):

$$e_i = h_i - h_0 - (T_0 (s_i - s_0)) \quad (3.37)$$

i değeri ekserjisi hesaplanacak durumu, 0 indisi ise ölü durum değerini ifade etmektedir.

Sistemin ısı verimi ve ikinci yasa verimi eşitlikleri (3.38-3.39)'de belirtilmiştir.

$$\eta_{\text{ısıl,sistem}} = (\dot{n}_{H_2} MM_{H_2} LHV_{H_2}) / (\dot{Q}_{giren}) \quad (3.38)$$

$$\eta_u = (\dot{n}_{H_2} MM_{H_2} e_{H_2}) / (\dot{E}_{giren}) \quad (3.39)$$

$\dot{n}_{H_2}, MM_{H_2}, LHV_{H_2}$ sırasıyla üretilen hidrojenin birim zamandaki molü, mol kütlesi ve alt ısı değeri belirtmektedir.

PEME'nin termodinamik ve termokimyasal analizine ilişkin eşitlikler (3.40-3.42) sunulmuştur (Salari vd. 2022).

Elektroliz işlemi için gerekli teorik enerji:

$$\Delta H = \Delta G + T\Delta S \quad (3.40)$$

Bu bağlamda, Gibbs serbest enerjisini temsil ederken, sistemle ilişkili termal enerjiyi belirtir.

Hidrojen için molar akış oranı:

$$\dot{n}_{H_2, \text{çıkan}} = \frac{J}{2F} \quad (3.41)$$

Elektroliz gücü:

$$\dot{W}_{PEM} = VxJ = \dot{W}_{SRÇ, ORÇ} \quad (3.42)$$

Sistemde üretilen elektrik PEME gitmektedir. Bu bağlamda, V hücre voltajını, J akım yoğunluğunu ve F Faraday sabitini ifade eder. Tersinir potansiyel, anot-katot aktivasyon aşırı potansiyeli ve ohmik aşırı potansiyel dâhil olmak üzere voltajı

hesaplamak için gerekli eşitlikler (3.43-3.48)'da sunulmuştur. J_0 , α , δ_m , σ_m ve λ_m sembolleri sırasıyla, (A/m^2) cinsinden ölçülen değişim akımı yoğunluğunu, yük aktarım katsayısını, (μm) cinsinden ifade edilen membran kalınlığını, (W/mK) cinsinden membran iletkenliğini ve membranın nemlendirme derecesini gösterir.

Hücre voltajı (V):

$$V = V_0 + V_{an,akt} + V_{ka,akt} + V_{ohm} \quad (3.43)$$

Tersinir potansiyel (V):

$$V_0 = 1.229 - 0.00085(T_{PEM} - 298) \quad (3.44)$$

Anot aktivasyon üst potansiyeli (V):

$$V_{an,act} = \frac{\bar{R}T_{PEM}}{\alpha_{an}F} \ln \left(\frac{J}{2J_{0,an}} + \sqrt{1 + \left(\frac{J}{2J_{0,an}} \right)^2} \right) \quad (3.45)$$

Katot aktivasyon üst potansiyeli (V):

$$V_{ca,act} = \frac{\bar{R}T_{PEM}}{\alpha_{ka}F} \ln \left(\frac{J}{2J_{0,ka}} + \sqrt{1 + \left(\frac{J}{2J_{0,ka}} \right)^2} \right) \quad (3.46)$$

Ohmik üst potansiyel (V):

$$V_{ohm} = J \frac{\delta_m}{\sigma_m} \quad (3.47)$$

$$\sigma_m = (0,005139\lambda_m - 0,00326) \exp \left[1268 \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{T_{PEM}} \right) \right] \quad (3.48)$$

SRÇ ve ORÇ sistem bileşenleri için enerjetik ve ekserjetik eşitlikleri Çizelge 3.17'de verilmiştir.

Çizelge 3.17. SRÇ ve ORÇ sistem bileşenleri için enerjetik ve ekserjetik formülasyonlar

S.no	Bileşenler	Termodinamik formülasyonlar	
1	Pompa	$\dot{E}_L = (\dot{E}_1 + \dot{W}_{p,1}) - \dot{E}_2$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_2}{\dot{E}_1 + \dot{W}_{p,1}} \right)$	$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_1 + \dot{W}_{p,1}) - \dot{E}x_2$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_2}{\dot{E}x_1 + \dot{W}_{p,1}} \right)$
2	Evaporator	$\dot{E}_L = (\dot{E}_{10} + \dot{E}_2) - (\dot{E}_7 + \dot{E}_3)$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_3}{\dot{E}_{10} + \dot{E}_2} \right)$	$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_{10} + \dot{E}x_2) - (\dot{E}x_7 + \dot{E}x_3)$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_7 + \dot{E}x_3}{\dot{E}x_{10} + \dot{E}x_2} \right)$
3	Türbin	$\dot{E}_L = \dot{E}_3 - (\dot{E}_4 + \dot{W}_T)$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_4 + \dot{W}_T}{\dot{E}_3} \right)$	$\dot{E}x_D = \dot{E}x_3 - (\dot{E}x_4 + \dot{W}_T)$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_4 + \dot{W}_T}{\dot{E}x_3} \right)$
4	Kondenser	$\dot{E}_L = (\dot{E}_4 + \dot{E}_5) - (\dot{E}_1 + \dot{E}_6)$ $\eta = \left(\frac{\dot{E}_1 + \dot{E}_6}{\dot{E}_4 + \dot{E}_5} \right)$	$\dot{E}x_D = (\dot{E}x_4 + \dot{E}x_5) - (\dot{E}x_1 + \dot{E}x_6)$ $\Psi = \left(\frac{\dot{E}x_1 + \dot{E}x_6}{\dot{E}x_4 + \dot{E}x_5} \right)$

SRÇ-PEME, ORÇ-PEME ve SRÇ-ORÇ-PEME entegrasyonlarının ekonomik analizi için, bileşen maliyetleri analiz edilerek önerilen sistemin fizibilitesi araştırılmıştır. Sistem bileşenlerine ait ekonomik eşitlikler Çizelge 3.18’de verilmiştir.

Çizelge 3.18. Sistem bileşenleri için maliyet denklemleri (Kianfard vd. 2018; Ghaebi vd. 2018)

Sistem bileşeni	Ekipman maliyeti (\$) ; A (m ²) ; W veya Q (kW)
Pompa	$Z_{pompa} = 2000(\dot{W}_p)^{0,65}$
Evaporatör	$Z_{evaporatör} = 16000(A_{evap}/100)^{0,6}$
Türbin	$Z_{türbin} = 6000(\dot{W}_T)^{0,7}$
Kondenser	$Z_{kondenser} = 8000(A_{kon}/100)^{0,6}$
PEM	$Z_{PEM} = 1000(\dot{W}_{PEM})$
PEM su ısıtıcı	$Z_{su\ ısıtıcı} = 130(A_{ısıtıcı}/0.093)^{0,78}$

Seviyelendirilmiş hidrojen maliyeti (LCOH), 20 yıllık bir dönem (N) boyunca üretilen hidrojen miktarının yanı sıra toplam yatırım harcaması değerlendirilerek hesaplanır. Bu değerlendirmede %10’luk bir iskonto oranı (r) uygulanmıştır. Ayrıca, yatırım maliyeti (TIC), işletme ve bakım giderleri (OMC) toplam yatırım maliyetinin %1,5’i oranında hesaba katılır. Elektrik fiyatı (p_{el}) ve yıllık çalışma saati (t) dir. İlgili eşitlikler 3.49-3.51’de verilmiştir (Zhang vd. 2019).

$$Z_{etoplam}(\$) = \sum_{i=1}^n Z_i \text{ (burada } i = \text{ tüm bileşenler)} \quad (3.49)$$

$$TIC (\$) = Z_{etoplam} + Z_{PEME} + Z_{ek} \quad (3.50)$$

$$\text{Geri ödeme süresi (pp)} = \frac{\log\left(\frac{(W_{net} * t * p_{el}) - OMC}{(W_{net} * t * p_{el}) - OMC - (i * TIC)}\right)}{\log(1+i)} \quad (3.51)$$

Çalışmadaki, termodinamik analiz için gerekli eşitlikler, çalışma parametreleri, farklı akışkan türleri Engineering Equation Solver (EES) ile belirlenmiştir. EES yazılımının kullanılmasının nedeni, kütüphanesinde bulunan zengin içerikli akışkan özellikleri ve farklı konfigürasyonları çözümlemedeki performansdır.

4. ARAŞTIRMA SONUÇLARI VE TARTIŞMA

Mevcut tesisin kapsamlı termodinamik ve eksergoekonomik analiz sonuçları bu bölümde sunulmuştur. Ayrıca tesisin atık ısı geri kazanımına yönelik önerilen sistem ve sistem entegrasyonlarının termodinamik, ekonomik, geri ödeme süresi ve karbon geri kazanım analizi sonuçları yine bu bölümdeki ilgili başlıklarda verilmiştir.

4.1. Kaşar Peyniri Üretim Tesisinin Analizi

Kaşar peyniri üretim tesisinin verimsiz bileşenleri tesise uygulanan enerji analizi yöntemi ile belirlenirken, mevcut ekserjiyi kullanma ve yok etme potansiyeline sahip işletme bileşenleri ekserji analizi yöntemi ile ortaya çıkarılmıştır.

Termodinamik Analiz

Süt ve süt türevlerinin bileşimleri ve spesifik kimyasal ekserjileri Çizelge 4.1'de verilmiştir.

Çizelge 4.1. Süt ve türevlerinin spesifik kimyasal ekserjileri (Dowlati vd. 2017, Jafaryani vd. 2015)

Bileşen	Standart kimyasal ekserji (kJ/mol)	%3,6 tam yağlı süt(g/kg)	%3 yağlı süt (g/kg)	%0,05 yağsız süt (g/kg)	%3,4 yağlı standardize süt (g/kg)	%65 yağlı krema (g/kg)	%0,00 yağlı permeate (g/kg)
Water	9,50E-01	878,00	883,46	910,33	879,82	318,77	934,66
Lactose	5988,10	45,82	46,11	47,50	45,92	16,62	55,85
Butyric	2319,96	1,58	1,32	2,20E-02	1,49	28,65	1,00E-05
Caproic	3625,67	8,65E-01	7,20E-01	1,20E-02	8,17E-01	15,63	1,00E-05
Caprylic	4931,29	5,05E-01	4,21E-01	7,01E-03	4,77E-01	9,12	1,00E-05
Capric	6236,89	9,64E-01	8,30E-01	1,35E-02	9,19E-01	17,63	1,00E-05
Lauric	7542,60	1,19	9,50E-01	1,65E-02	1,11	21,48	1,00E-05
Myristic	8848,22	3,93	3,28	5,46E-02	3,71	71,01	1,00E-05
Pentadecylic	9501,16	3,30E-01	2,70E-01	4,50E-03	3,10E-01	5,87	1,00E-05
Palmitic	10153,84	11,04	9,20	1,53E-01	10,43	199,31	1,00E-05
Margaric	10806,64	1,46E-01	1,10E-01	2,00E-03	1,34E-01	2,60	1,00E-05
Stearic	11459,47	4,40	3,67	6,11E-02	4,16	74,50	1,00E-05
Arachidic	12765,11	7,20E-02	6,13E-02	1,00E-03	6,84E-02	1,30	1,00E-05
Caproleic	6019,62	1,10E-01	9,21E-02	1,50E-03	1,04E-01	1,95	1,00E-05
Myristoleic	8630,98	2,90E-01	2,53E-01	4,00E-03	2,77E-01	5,23	1,00E-05
Palmitoleic	9936,66	3,60E-01	3,01E-01	5,01E-03	3,40E-01	6,52	1,00E-05
Heptadecenoic	10589,49	3,60E-02	3,22E-02	5,01E-04	3,47E-02	6,51E-1	1,00E-05
Oleic	11242,32	8,23	6,85	1,15E-01	7,77	148,51	1,00E-05
Linoleic	11024,81	5,78E-01	4,81E-01	8,01E-03	5,45E-01	10,42	1,00E-05
Linolenic	10807,32	2,53E-01	2,10E-01	3,50E-03	2,38E-01	4,55	1,00E-05
Trans Palmitoleic acid	9936,66	1,44E-01	1,20E-01	2,00E-03	1,36E-01	2,60	1,00E-05
Vaccenic acid	11242,32	7,60E-01	6,50E-01	1,05E-02	7,23E-01	13,68	1,00E-05
Linoelaidic acid	11024,81	7,20E-02	6,00E-02	1,00E-03	6,80E-02	1,30	1,00E-05
Conjugated linoleic acid	11024,81	1,45E-01	1,20E-01	2,00E-03	1,37E-01	2,60	1,00E-05

Çizelge 4.1.'in devamı

Bileşen	Standart kimyasal ekserji (kJ/mol)	%3,6 tam yağlı süt(g/kg)	%3 yağlı süt (g/kg)	%0,05 yağsız süt (g/kg)	%3,4 yağlı standardize süt (g/kg)	%65 yağlı krema (g/kg)	%0,00 yağlı permeate (g/kg)
α_{s1} -casein	583656,10	10,00	10,06	10,36	10,02	3,62	1,00E-05
α_{s2} -casein	614493,30	2,60	2,62	2,69	2,61	9,50E-01	1,00E-05
β -casein	617581,40	10,20	10,26	10,57	10,22	3,71	1,00E-05
κ -Casein	483240,30	3,30	3,32	3,42	3,31	1,20	1,00E-05
β -Lactoglobulin	473442,30	3,20	3,22	3,31	3,21	1,16	1,00E-05
α -Lactalbumin	358455,60	1,20	1,21	1,24	1,20	4,40E-01	1,00E-05
Serum albumin	1690882,00	4,90E-01	3,72E-01	4,60E-01	4,51E-01	1,50E-01	1,00E-05
Immunoglobulin G1	4113457,00	5,20E-01	5,03E-01	5,35E-01	5,14E-01	1,81E-01	1,00E-05
Immunoglobulin G2	3832413,00	5,00E-02	5,12E-02	5,18E-02	5,04E-02	1,76E-02	1,00E-05
Immunoglobulin A	10245317,00	1,00E-02	1,01E-01	1,03E-02	4,03E-02	3,61E-03	1,00E-05
Immunoglobulin M	25549420,00	9,00E-02	9,10E-02	9,00E-02	9,03E-02	3,46E-02	1,00E-05
Lactoferrin (LF)	1905587,00	5,00E-02	5,01E-02	5,08E-02	5,00E-02	1,80E-02	1,00E-05
Proteose-peptone	562086,90	7,00E-01	8,00E-01	8,29E-01	7,33E-01	2,75E-01	1,00E-05
Calcium chloride	19,70	2,45	2,47	2,54	2,46	8,80E-01	2,99
Potassium chloride	14,60	2,72	2,74	2,82	2,73	9,75E-01	3,31
Magnesium chloride	40,40	9,50E-01	9,01E-01	9,83E-01	9,34E-01	3,44E-01	1,15
Sodium chloride	5,10	1,65	1,66	1,71	1,65	6,01E-01	2,01
Toplam özgül kimyasal ekserji (kJ/kg)	–	3048,77	2828,17	1743,93	2975,11	25637,56	1023,31

Buna göre spesifik kimyasal ekserji %65 yağlı krema için 25637,56 kJ/kg ve %3,4 yağlı standardize edilmiş süt için 2975,11 kJ/kg olarak elde edilmiştir. Süt pastörizasyonu ve kaşar peyniri üretim sisteminin durum noktaları ve termodinamik verileri Çizelge 4.2'de verilmiştir.

Çizelge 4.2. Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi durum noktalarının termodinamik verileri

S.no	Durum	Sıcaklık (K)	Basınç (bar)	Kütleli debi (kg/s)	Enerji (kW)	Fiziksel ekserji (kW)	Kimyasal ekserji (kW)
1	%3,6 yağlı süt	277,85	0,80	4,74	373,63	13,22	14451,17
2	%3,6 yağlı süt	277,85	0,85	4,74	373,63	13,25	14451,17
3	%3,6 yağlı süt	277,65	0,45	4,74	377,31	13,33	14451,17
4	%3,6 yağlı süt	277,65	0,55	4,74	377,31	13,38	14451,17
5	%3,6 yağlı süt	277,65	0,55	4,74	377,31	13,38	14451,17
6	%3,6 yağlı süt	277,65	0,60	4,74	377,31	13,40	14451,17
7	%3,6 yağlı süt	318,15	0,65	4,74	369,34	11,69	14451,17
8.1	%65 yağlı krema	318,15	0,65	0,26	14,12	0,44	6655,76
8.2	%0,05 yağsız süt	318,15	0,65	4,48	355,17	11,24	7802,80
8.3	%65 yağlı krema	318,15	0,65	0,02	1,08	0,04	512,75
9	%3,4 standardize süt	318,15	0,65	4,72	368,16	11,64	14042,51
10	%3,4 standardize süt	333,15	0,55	4,72	645,59	34,94	14042,51
11	%3,4 standardize süt	343,15	0,50	4,72	831,54	56,83	14042,51
12	%3,4 standardize süt	342,95	0,45	4,72	827,84	56,32	14042,51
13	%3,4 standardize süt	343,15	1,00	4,72	831,54	57,06	14042,51
14	%3,4 standardize süt	328,15	0,85	4,72	552,93	26,00	14042,51
15	%3,4 standardize süt	287,15	0,75	4,72	201,91	3,69	14042,51
16	%3,4 standardize süt	308,15	0,65	4,72	183,83	2,84	14042,51
22	Buhar	406,95	3,00	0,12	314,45	77,53	-
23	Kondensat	400,65	3,00	0,12	62,17	9,98	-
24	Su	338,85	1,20	8,33	1417,95	89,73	-
25	Su	339,05	1,50	8,33	1424,93	90,01	-
26	Su	345,15	1,30	8,33	1637,29	117,73	-
27	Buhar	406,95	3,00	0,23	602,69	148,61	-
28	Kondensat	393,75	3,00	0,23	122,71	19,73	-
29	Su	323,15	1,30	8,33	870,90	34,59	-
30	Su	310,15	1,55	8,33	417,88	8,59	-
31	Su	309,95	1,20	8,33	410,91	8,33	-
32	Buhar	406,95	3,00	0,25	655,10	161,51	-
33	Kondensat	393,75	3,00	0,25	133,37	21,44	-
17.1	Starter	295,15	1,10	8,30E-06	1,04E-04	5,96E-07	0,15
17.2	Rennet	295,15	1,10	2,26E-05	1,36E-04	8,87E-07	0,52
18.1	Konsantre	314,15	1,25	0,62	34,30	0,90	6997,06
18.2	Permeate	314,15	1,25	4,10	263,00	6,90	4195,57
19	Permeate	311,15	1,10	4,10	213,62	3,93	4195,58
20	Konsantre	311,15	1,10	0,62	27,82	0,59	6997,06
21	Konsantre	345,15	1,30	0,62	102,57	7,34	6997,06
34	Buhar	406,95	3,00	0,20	524,07	129,23	-
35	Kondensat	393,75	3,00	0,20	106,71	17,15	-

Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi için elde edilen enerji analiz verileri Çizelge 4.3'te verilmiştir. Buna göre, en düşük enerji verimliliğinin buharlı haşlama (%37,92), proses tankı (%51,00), ısıtma-2 (%55,43) ve rejenerasyon-1 (%61,40) ünitelerinde olduğu görülmektedir. Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi içinde enerji kaybı miktarı %29,76'lık pay ile ısıtma-2 ve %22,34'lık pay ile rejenerasyon-1 birimlerinde gerçekleşmiştir. Sırası ile en yüksek enerji kayıpları ısıtma-2 (478,07 kW), rejenerasyon-1 (359,00 kW), buharlı haşlama (342,61 kW) ve proses tankında (224,43 kW) olarak tespit edilmiştir.

Çizelge 4.3. Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi bileşenlerinin enerji analiz verileri

S.no	Bileşenler	\dot{E}_{giren} (kW)	$\dot{E}_{çıkan}$ (kW)	\dot{E}_L (kW)	η (%)
1	Pompa 1	378,13	373,63	4,50	98,80
2	Çiğ süt tankı	378,13	377,31	0,82	99,78
3	Pompa 2	382,81	377,31	5,50	98,56
4	Balans tankı	377,31	377,31	0,00	100,0
5	Pompa 3	382,81	377,31	5,50	98,56
6	Rejenerasyon 1	930,24	571,25	359,00	61,40
7	Krema seperatörü	391,34	369,24	22,10	94,35
8	Rejenerasyon 2	1199,70	1198,52	1,18	99,90
9	Isıtma 1	2282,88	2249,49	33,39	98,53
10	Holder tankı	831,54	827,84	3,70	99,55
11	Pompa 4	833,34	831,54	1,80	99,78
12	Isıtma 2	1072,81	594,74	478,07	55,43
13	Pompa 5	1425,45	1424,93	0,52	99,96
14	Isı değiştiricisi 1	1739,38	1699,46	39,92	97,70
15	Pompa 6	418,41	417,88	0,53	99,80
16	Isı değiştiricisi 2	1020,57	993,61	26,96	97,35
17	Proses tankı	844,43	430,67	224,43	51,00
18	Kaşar teknesi	297,30	241,44	55,86	81,21
19	Buharlı haşlama	551,89	209,28	342,61	37,92

Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi için elde edilen ekserji analiz verileri Çizelge 4.4'te verilmiştir. Buna göre, süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi bileşenlerinde en yüksek ekserji yıkımına sahip bileşenler sırası ile proses tankı (2991,16 kW), buharlı haşlama (105,33 kW), ısı eşanjörü-2 (102,88 kW), ısı eşanjörü-1 (39,83 kW), ısıtma-2 (27,11 kW), rejenerasyon-1 (24,02 kW), krema seperatörü (14,62 kW), pompa 6 (8,59 kW), rejenerasyon-2 (7,76 kW), pompa 5 (7,22 kW), ısıtma-1 (6,11 kW), pompa 3 (5,48 kW), pompa 2 (5,45 kW), pompa 1 (4,47 kW), çiğ süt tankı (4,42 kW), kaşar teknesi (3,27 kW) ve holder tankı (0,51 kW) dır.

Bu üretim birimlerinde proses tankının %88,94 oranıyla en yüksek ekserji yıkım oranına sahip olduğu tespit edilmiştir. Açıklamak gerekirse, Çizelge 4.1'de görüldüğü gibi, sütteki yağ içeriğinin artması süütün özgül kimyasal ekserjisini artırmıştır. Proses tankında süte eklenen starter ve peynir mayası ile başlayan fermantasyon süreci sonucunda peynir konsantresi olgunlaşmaya başlar ve peynir altı suyu peynir konsantresinden ayrılır. Bu da giriş ve çıkış ekserji farkı oranı arasında büyük bir farka neden olur.

Buhar tüketiminin gerçekleştiği proses tankından sonra ekserji yıkımının yüksek olduğu bileşenler sırasıyla buharlı haşlama, ısı eşanjörü (1, 2) ve ısıtma -2'dir. Açıklamak gerekirse, bu bileşenlerdeki akışkanların ekserji yıkım oranı, akışkanların hızlı ısı transferi ve kütle transferinden kaynaklanmaktadır. Ayrıca ısı eşanjörlerinde tersinmez ısı transferi sürecinde etkili olmuştur (Singh vd. 2019b). Bu ünitelerdeki kütle akış hızı

optimize edilerek ısı transfer hızı iyileştirilebilir. Ünitelerdeki pompa verimliliği sırasıyla pompa 4 (%13,45), pompa 5 (%3,73), pompa 6 (%3,46), pompa 2 (%0,85), pompa 1 (%0,66) ve pompa 3 (%0,36) olmuştur. Açıklamak gerekirse, akışkanların hat boyunca hareket etmesini sağlayan pompaların elektrik ekserji tüketimi yüksektir. Buna ek olarak, hızlı ısı transferi ve akışkanların kütle akışı pompaların ekserji verimliliğini etkilemiştir. Pompalar için invertörler (frekans-hız dönüştürücüler) kullanılarak elektrik ekserji tüketiminde iyi bir iyileştirme yapılabilir.

Çizelge 4.4. Süt pastörizasyon & kaşar peyniri üretim sistemi bileşenlerinin ekserji analiz verileri

S.no	Bileşen	$\dot{E}X_{giren}$ (kW)	$\dot{E}X_{çıkan}$ (kW)	$\dot{E}X_D$ (kW)	Ψ (%)	E_{ip} (kW)	$E_{\beta,k}$	$E_{r,k}$	SI_k
1	Pompa 1	17,72	13,25	4,47	0,66	4,44	0,13	0,04	1,01
2	Çiğ süt tankı	17,75	13,33	4,42	1,77	4,34	0,13	0,04	1,02
3	Pompa 2	18,83	13,38	5,45	0,85	5,40	0,16	0,05	1,01
4	Balans tankı	13,38	13,38	0,00	100,0	0,00	0,00	0,03	-
5	Pompa 3	18,88	13,40	5,48	0,36	5,46	0,16	0,05	1,00
6	Rejenerasyon 1	39,40	15,38	24,02	39,03	14,64	0,71	0,10	1,64
7	Krema seperatörü	14484,86	14470,24	14,62	33,54	9,72	0,43	35,35	1,50
8	Rejenerasyon 2	68,70	60,94	7,76	88,70	0,88	0,23	0,17	8,85
9	Isıtma 1	152,67	146,56	6,11	95,99	0,24	0,18	0,40	24,94
10	Holder tank	56,83	56,32	0,51	99,10	0,00	0,02	0,14	0,00
11	Pompa 4	61,82	57,06	4,76	13,45	4,12	0,14	0,15	1,15
12	Isıtma 2	38,28	11,17	27,11	29,17	19,20	0,81	0,10	1,41
13	Pompa 5	97,23	90,01	7,22	3,73	6,95	0,21	0,23	1,04
14	Isı değiştiricisi 1	167,54	127,71	39,83	76,22	9,47	1,18	0,41	4,20
15	Pompa 6	16,09	15,83	8,59	3,46	8,30	0,25	0,04	1,03
16	Isı değiştiricisi 2	157,20	54,32	102,88	34,55	67,33	3,06	0,38	1,53
17	Proses tankı	14213,03	11221,87	2991,16	78,95	629,64	88,94	34,70	4,75
18	Kaşar teknesi	11200,43	11197,16	3,27	99,97	0,00	0,10	27,34	0,00
19	Buharlı haşlama	129,82	24,49	105,33	18,86	85,46	3,13	0,32	1,23

Buhar üretim sisteminin tüm durum noktaları ve termodinamik verileri Çizelge 4.5'te verilmiştir.

Çizelge 4.5. Buhar üretim sistemi durum noktalarının termodinamik verileri

S.no	Durum	Sıcaklık (K)	Basınç (bar)	Kütleli debi (kg/s)	Enerji (kW)	Fiziksel ekserji (kW)	Kimyasal ekserji (kW)
1.1+1.2+1.3	Kondensat	385,35	1,85	1,12	758,48	129,47	-
2	Su	369,30	1,80	1,12	333,88	34,59	-
3	Su	291,15	0,85	0,28	8,20	0,11	-
4	Su	332,75	1,50	1,40	202,54	10,93	-
5	Su	333,15	2,50	1,40	204,88	11,16	-
6	Sıcak su	348,65	2,00	1,40	295,81	22,58	-
7	Sıcak su	349,15	6,00	1,40	298,75	23,03	-
8	Hava	298,15	101,33	3,22	439,00	-	12,73
9	Doğal gaz	298,15	101,33	0,12	6229,65	-	5919,25
10	Baca gazı	433,15	2,85	3,34	461,03	81,53	155,71
11	Baca gazı	403,15	1,85	3,34	357,70	51,94	155,71
12	Buhar	406,95	5,50	1,40	3668,61	904,60	-

Buhar üretim sistemi için elde edilen enerji analiz verileri Çizelge 4.6'da verilmiştir. Buna göre, en düşük enerji verimliliğinin buhar kapanı (%44,01), kazan ve brülör (%59,13) ve kondenser (%59,2) ünitelerinde olduğunu göstermektedir. En yüksek enerji kayıpları kazan & brülör (2854,26 kW), buhar kapanı (425,00 kW) ve kondenser (139,54 kW) ünitelerinde görülmüştür. Buhar üretim sisteminde enerji kaybı miktarı %73'lük pay ile kazan & brülör biriminde olduğu tespit edilmiştir.

Çizelge 4.6. Buhar üretim sistemi bileşenlerinin enerji analiz verileri

S.no	Bileşen	\dot{E}_{giren} (kW)	$\dot{E}_{çıkan}$ (kW)	\dot{E}_L (kW)	η (%)
1	Buhar kapanı	758,48	333,88	425,00	44,01
2	Kondenser	342,08	202,54	139,54	59,20
3	Pompa 1	209,04	204,88	4,16	98,00
4	Ekonomizer	665,91	653,51	12,40	98,13
5	Pompa 2	302,31	298,75	3,56	98,80
6	Kazan & brülör	6984,00	4129,64	2854,26	59,13

Buhar üretim sistemi için elde edilen ekserji analiz verileri Çizelge 4.7'de verilmiştir. Sistem bileşenlerinde en yüksek ekserji yıkımına sahip bileşenler sırasıyla kazan & brülör (4829,67 kW), buhar kapanı (94,88 kW), kondenser (23,77 kW), ekonomizör (18,17 kW), pompa 1 (6,27 kW) ve pompa 2 (6,05 kW) dir. Buhar üretim sistemindeki ekserji yıkımının %90'ından fazlasının kazan & brülör biriminde meydana geldiği tespit edilmiştir.

Bu sonuç bize kazan ve brülör bileşeninin sistemin toplam ekserji verimliliği üzerindeki önemli etkisini göstermiştir. Açıklamak gerekirse, yüksek ekserji yıkımının nedenleri doğal gaz ve havanın spesifik kimyasal ekserjileri, yoğun yanma reaksiyonu ve ısı transferidir. Yanma reaksiyonunda havanın oksijen oranının artırılması ve havanın ön ısıtılması adımları ekserji yıkım oranını azaltabilir. Bu iyileştirme adımları aynı zamanda kazan içerisindeki alev sıcaklığını da artıracaktır. Buna bağlı olarak baca gazının sıcaklığı da artacaktır. Baca gazının sıcaklığı arttıkça çevreye olan ısı kaybı oranı da artacaktır. Dezavantaj olarak görülen bu durum, buhar üretim sisteminde üçüncü en yüksek ekserji yıkımına sahip olan ekonomizerin ekserji verim oranını artıracaktır. Pastörizasyon ve kaşar peyniri üretim sistemleri için açıklanan iyileştirme önerileri ısı merkezindeki pompalara da uygulanmalıdır.

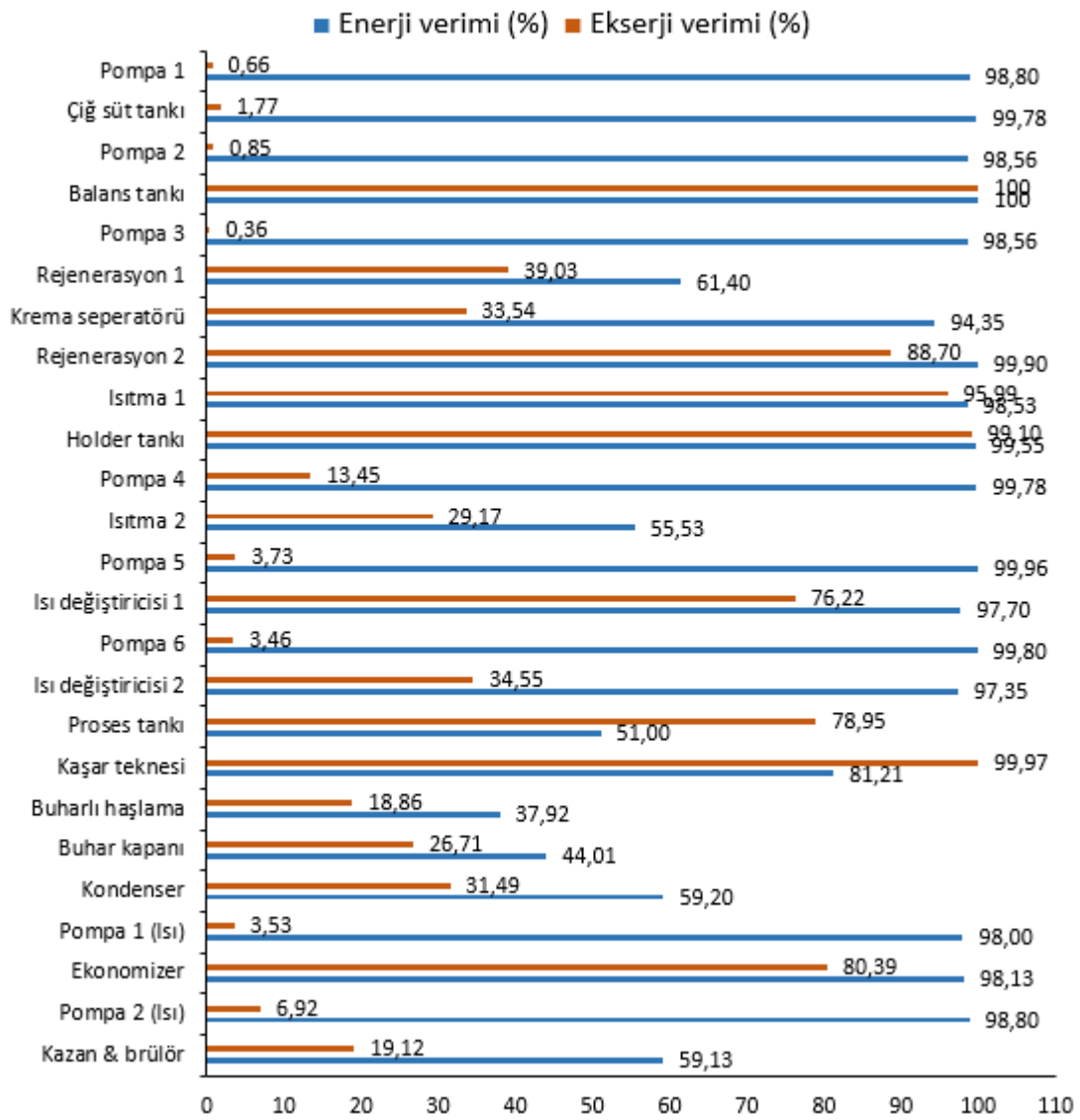
Çizelge 4.7. Buhar üretim sistemi bileşenlerinin ekserji analiz verileri

S.no	Bileşen	$\dot{E}x_{girn}$ (kW)	$\dot{E}x_{çıkan}$ (kW)	$\dot{E}x_D$ (kW)	Ψ (%)	E_{IP} (kW)	$E_{\beta,k}$	$E_{F,k}$	SI_k
1	Buhar kapanı	129,47	34,59	94,88	26,71	69,54	1,91	2,10	1,40
2	Kondenser	34,70	10,93	23,77	31,49	16,30	0,50	0,55	1,46
3	Pompa 1	17,43	11,16	6,27	3,53	6,05	0,13	0,30	1,04
4	Ekonomizer	92,69	74,52	18,17	80,39	3,56	0,36	1,50	5,10
5	Pompa 2	29,08	23,03	6,05	6,92	5,63	0,12	0,50	1,10
6	Kazan & brülör	5971,51	1141,84	4829,67	19,12	3906,24	97,00	95,16	1,24

Son olarak, tesisteki en yüksek ekserji iyileştirme potansiyeline sahip üniteler sırasıyla kazan & brülör (3906,24 kW), proses tankı (629,64 kW), buharlı haşlama (85,46 kW), buhar kapanı (69,54 kW) ve ısı eşanjörü-2'dir (67,33 kW). Tesisin süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretimi ve buhar üretim sistemlerinin toplam özgül ekserji geri kazanım potansiyeli sırasıyla 185,51 kJ/kg ve 2862,4 kJ/kg olarak hesaplanmıştır.

Bu sonuçlara göre süt pastörizasyonu, kaşar peyniri üretimi ve buhar üretim sistemi ünitelerinin enerji ve ekserji verimlilik oranları Şekil 4.1'de verilmiş olup, süt pastörizasyonu ve kaşar peyniri üretim ünitelerinin toplam enerji ve ekserji verimlilik oranları sırasıyla %88,59 ve %91,81 olarak elde edilmiştir. Buhar üretim sistemi ünitelerinin toplam enerji ve ekserji verimlilik oranları ise sırasıyla %62,87 ve %20,65 olarak elde edilmiştir.

Ayrıca tesisin ilgili ünitelerindeki toplam özgül ekserji tüketimi ısıl %79,55 ve elektriksel %20,45 enerji oranları ile gerçekleşmiştir.



Şekil 4.1. Tesisin her bir alt birimi için enerji ve ekserji verimliliğinin karşılaştırmalı analizi

Eksergoekonomik Analiz

Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim ve buhar üretim sistemi bileşenlerinin eksergoekonomik verileri Çizelge 4.8 ve 4.9’da verilmiştir. Buna göre, tesis ünitelerinin işletme ve bakım (O&B) maliyetleri ayrı ayrı hesaplanmış ve tüm tesis için seviyelendirilmiş maliyet oranı 45,75 \$/h olarak tahmin edilmiştir. Bu oran içinde en yüksek pay sırasıyla proses tankı (%25,77), krema seperatörü (%19,25), kazan & brülör (%17,75) ve diğer ünitelerde (%37,23) gerçekleşmiştir.

Çizelge 4.8. Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi bileşenlerinin eksergoekonomik verileri

S.no	Bileşen	PEC (\$)	Z_K^{CI} (\$/h)	Z_K^{OM} (\$/h)	Z_K^T (\$/h)	$D_{D,K}$ (\$/h)	r_k (%)	f_k (%)	$TOCR_k$ (\$/h)
1	Pompa 1	2400	0,15	0,01	0,16	9,06	89,94	1,73	9,22
2	Çiğ süt tankı	16000	1,02	0,10	1,12	8,96	64,30	11,11	10,08
3	Pompa 2	2400	0,15	0,01	0,16	11,05	82,35	1,43	11,21
4	Balans tankı	6000	0,38	0,04	0,42	0,00	22,55	100,0	0,42
5	Pompa 3	2400	0,15	0,01	0,16	11,10	92,93	1,42	11,26
6	Rejenerasyon 1	21000	1,32	0,13	1,45	265,98	61,40	0,54	267,43
7	Krema seperatörü	127000	8,01	0,80	8,81	29,63	68,01	22,92	38,44
8	Rejenerasyon 2	21000	1,32	0,13	1,45	15,28	91,16	8,67	16,73
9	Isıtma 1	16000	1,01	0,10	1,11	27,71	15,15	3,85	28,82
10	Holder tankı	10000	0,63	0,06	0,69	8,42	6,42	7,57	9,11
11	Pompa 4	2400	0,15	0,01	0,16	9,65	84,82	1,63	9,81
12	Isıtma 2	16000	1,01	0,10	1,11	32,69	86,49	3,30	33,80
13	Pompa 5	2400	0,15	0,01	0,16	14,63	90,15	1,08	14,79
14	Isı değiştiricisi 1	20000	1,26	0,13	1,39	37,87	69,44	3,50	39,26
15	Pompa 6	2400	0,15	0,01	0,16	17,40	90,84	0,91	17,56
16	Isı değiştiricisi 2	20000	1,26	0,13	1,39	152,59	85,17	0,90	153,98
17	Proses tankı	170000	10,72	1,07	11,79	443,54	91,59	2,59	455,33
18	Kaşar teknesi	10800	0,68	0,07	0,75	45,32	43,38	1,63	46,07
19	Buharlı haşlama	17000	1,07	0,11	1,18	15,61	95,53	7,03	16,79

Tesisteki her bir bileşenin işletme maliyetlerinin oranındaki artış, o bileşenin tesisin toplam işletme maliyeti (TOCR) üzerindeki etkisini artıracaktır. Şekil 4.2'de görüldüğü gibi, toplam ekserji yok etme maliyetinin %30,84'ü proses tankında gerçekleşirken, bunu sırasıyla rejenerasyon-1 (%18,11), ısı eşanjörü-2 (%10,43) ve kazan & brülör (%9,10) takip etmektedir. Tesisin toplam işletme maliyet oranı 1476,27 \$/h olarak hesaplanmıştır. En yüksek işletme maliyet oranına sahip birimler sırasıyla proses tankı (455,33 \$/h), rejenerasyon-1 (267,43 \$/h), ısı eşanjörü-2 (153,98 \$/h) ve kazan & brülör (134,00 \$/h) olmuştur. Bu birimlerde enerji bozulmasını azaltmanın yollarını tasarlayarak ekonomik iyileştirme potansiyelinin mevcut olduğu görülmüştür.

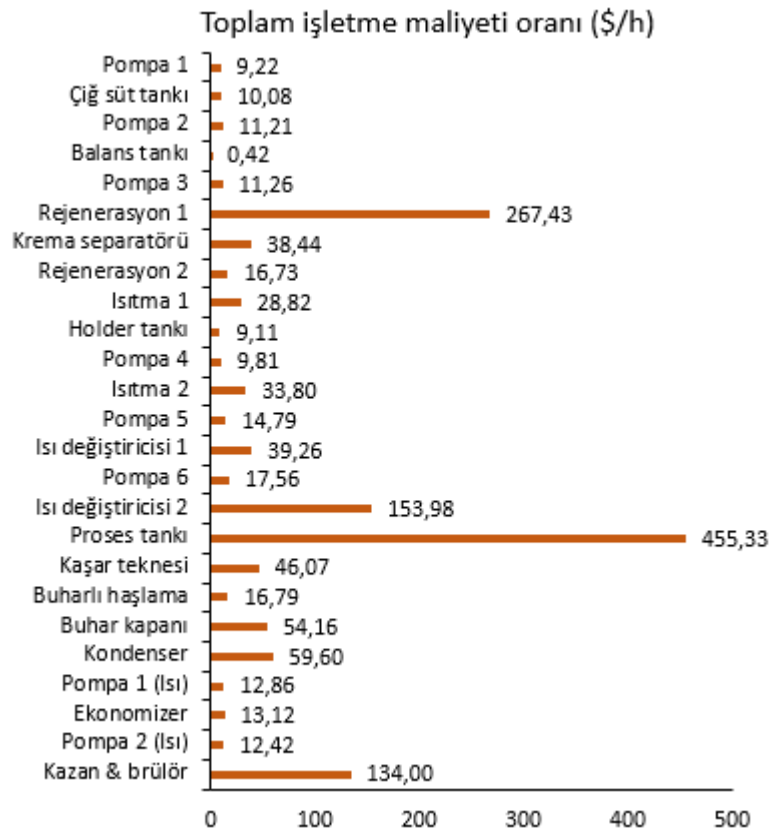
Çizelge 4.9. Buhar üretim sistemi durum noktalarının eksergoekonomik verileri

S.no	Bileşen	PEC (\$)	Z_K^{CI} (\$/h)	Z_K^{OM} (\$/h)	Z_K^T (\$/h)	$D_{D,K}$ (\$/h)	r_k (%)	f_k (%)	$TOCR_k$ (\$/h)
1	Buhar kapanı	4000	0,25	0,02	0,27	53,89	76,40	0,49	54,16
2	Kondenser	23000	1,47	0,15	1,62	57,98	81,35	2,72	59,60
3	Pompa 1	2400	0,15	0,01	0,16	12,70	81,84	1,24	12,86
4	Ekonomizer	26000	1,64	0,16	1,80	11,32	32,71	13,72	13,12
5	Pompa 2	2400	0,15	0,01	0,16	12,26	84,58	1,28	12,42
6	Kazan & brülör	117000	7,38	0,74	8,12	125,88	92,18	6,06	134,00

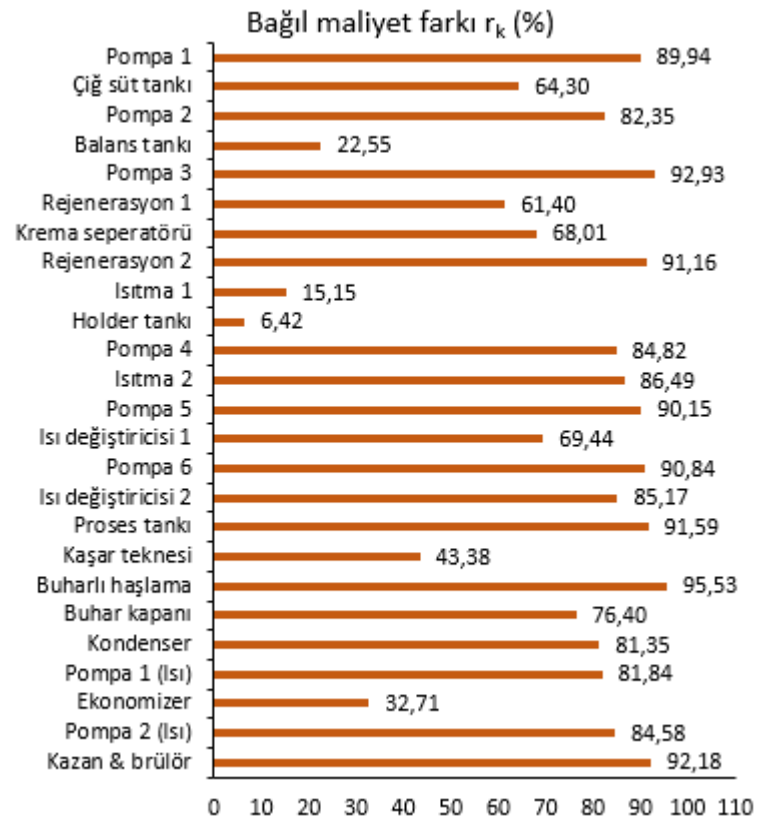
Bileşenlerin maliyet tersinmezliği veya kaynak tüketimi hakkında bilgi veren yüzde bağıl maliyet farkı (r_k) Şekil 4.3'te verilmiştir. En yüksek ürün işleme ekserjetik

maliyeti sırasıyla buhar haşlama (%95,53), pompa 3 (%92,93), kazan & brülör (%92,18), proses tankı (%91,59), rejenerasyon-2 (%91,16) ve pompa 6' dır (%90,84).

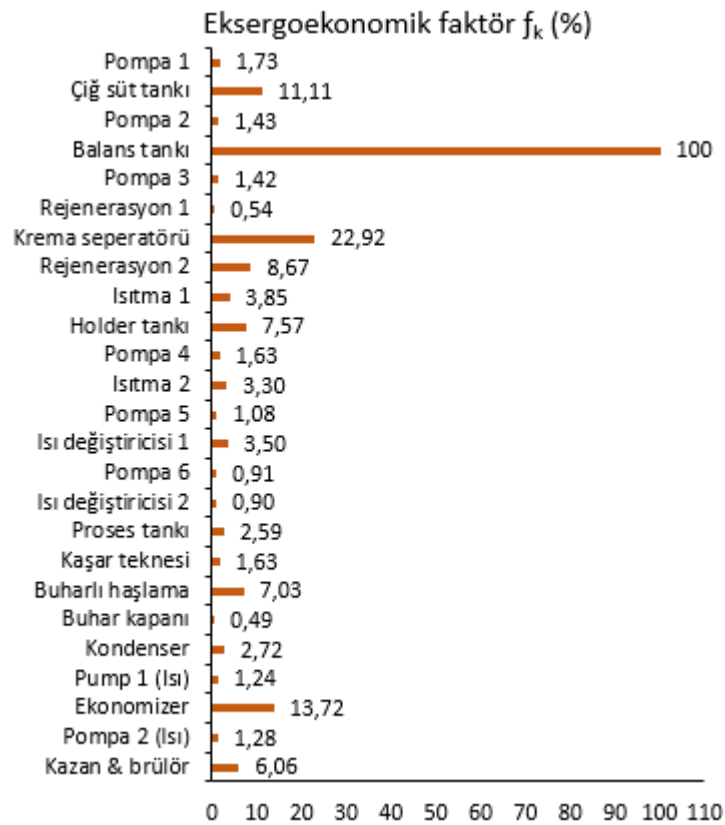
Sermaye yatırımı, işletme-bakım maliyeti ve termodinamik tersinmezlik maliyeti arasındaki ilişkiyi veren eksergoekonomik faktör (f_k) Şekil 4.4'te verilmiştir. En düşük eksergoekonomik faktör değerinin sırasıyla buhar kapağı (%0,49), rejenerasyon-1 (%0,54) ısı eşanjörü-2 (%0,90) ve pompa 6 (%0,91) olduğu tespit edilmiştir. Bu sonuçlara göre, bu bileşenlerdeki ekserji yıkım maliyetinin baskın olduğu görülmüştür. En yüksek eksergoekonomik faktör değerinin sırasıyla krema separatörü (%22,92), ekonomizer (%13,72), çiğ süt tankı (%11,11) ve rejenerasyon-2'de (%8,67) gözlenmiştir. Bu sonuçlara göre, sermaye yatırımı ve işletme-bakım maliyetlerinin baskın olduğu görülmüştür. Açıklamak gerekirse, bu sonuçlar tesis bileşenlerinin ekserji yıkımını azaltmak için eksergoekonomik iyileştirme potansiyeline sahip olduğunu ortaya koymuştur.



Şekil 4.2. Tesis bileşenlerinin toplam işletme maliyeti oranı



Şekil 4.3. Tesis bileşenlerinin bağıl maliyet farkı



Şekil 4.4. Tesis bileşenlerinin eksergoekonomik faktörü

4.1.1. Sonuçların Mevcut Literatürle Karşılaştırmalı Analizi

Tesis analizi sonuçları, süt ve süt ürünleri için yapılmış çalışmalardaki ekserjik verimlilik, nispi maliyet farkı ve eksergoekonomik faktör sonuçları ile karşılaştırılarak Çizelge 4.10'da verilmiştir. Benzer üretim sistemleri ve birimleri karşılaştırılmıştır. Buna göre, pastörizasyon sistemindeki “ekserji verimi oranı” karşılaştırması şu şekildedir: Pompalarda %0,66-78,43 aralığında olup bu çalışmada %0,66-3,46 arasındadır. Rejenerasyon biriminde %80,77-94,86 aralığında olup, bu çalışmada %39,03 ve %88,70'dir. Krema seperatörü %43,84-84,51 aralığında olup, bu çalışmada %33,54'tür. Isıtma birimi %37,23-94,55 aralığında olup, bu çalışmada %29,17 ve %95,99 olarak bulunmuştur. Isı eşanjörü %53,52-97,55 aralığında olup, bu çalışmada %76,22'dir. Bu karşılaştırmaya göre mevcut çalışmadaki pastörizasyon sisteminin ekserji verimi oranları rejenerasyon, ısıtma bölümü ve eşanjör ünitelerinde örtüşmektedir. Pompalardaki ekserjetik verim oranı düşük olmasına rağmen, önceki çalışmalar ile hala benzer sonuç aralığındadır. Krema seperatöründeki oran önceki çalışmaların sonuç aralığının altında kalmıştır. Bunun nedeni, bu üniteye elektriksel ekserji tüketiminin fazla olmasıdır. Ek olarak, çalışmalarda sütün yağ içeriğinde (kimyasal ekserji) farklı olması diğer bir faktördür.

Buhar üretim sistemindeki “ekserji verimi” oranı karşılaştırılması şu şekildedir: pompalarda %37,43-44,84, bu çalışmada %3,53-6,92'dir. Kondenser %6,41-8,48 aralığında olup bu çalışmada % 31,49'dur. Kazan & brülör de % 27,59-32,89 aralığında olup bu çalışmada %19,12'dir. Buhar üretim sistemi ünitelerindeki pompa ve kazan & brülör ünitelerinin ekserjetik verimliliği önceki çalışmalarda elde edilen sonuç aralığının altındaydı. Pompalardaki yüksek elektriksel ekserji tüketiminin yanı sıra akışkanların ısı ve kütle geçiş süreleri nedeniyle ekserji verimliliği oranı azalmıştır. Kazan ve brülör ünitesindeki doğal gaz ve havanın yanma reaksiyonu, ısı transferi ve kimyasal ekserjisi, ekserji tahribat oranını arttırdı. Kondenserde ise, ekserjetik verim oranının çalışmalardaki sonuçlardan daha iyi olduğu görülmüştür.

Her tesiste finansal parametre oranlarının (sermaye yatırımı, işletme/bakım maliyeti, yakıt-elektrik maliyeti ve süt fiyatı) nispi öneminin değiştiği anlayışıyla eksergoekonomik karşılaştırmalar yapılmalıdır. Buna göre mevcut çalışmada nispi maliyet oranı kazan & brülör ünitesinde yapılan çalışmalarda sonuç aralığından düşük, diğer ünitelerde ise daha yüksek bulunmuştur. Eksergoekonomik faktör oranı önceki çalışmalara göre daha düşüktü. Bu çalışma için her bir alt birimdeki termodinamik

tersinmezlik maliyetinin sermaye, yatırım, işletme ve bakım maliyetine hakim olduğunu söyleyebiliriz.

Çizelge 4.10. Mevcut sunucların literatürle karşılaştırılması

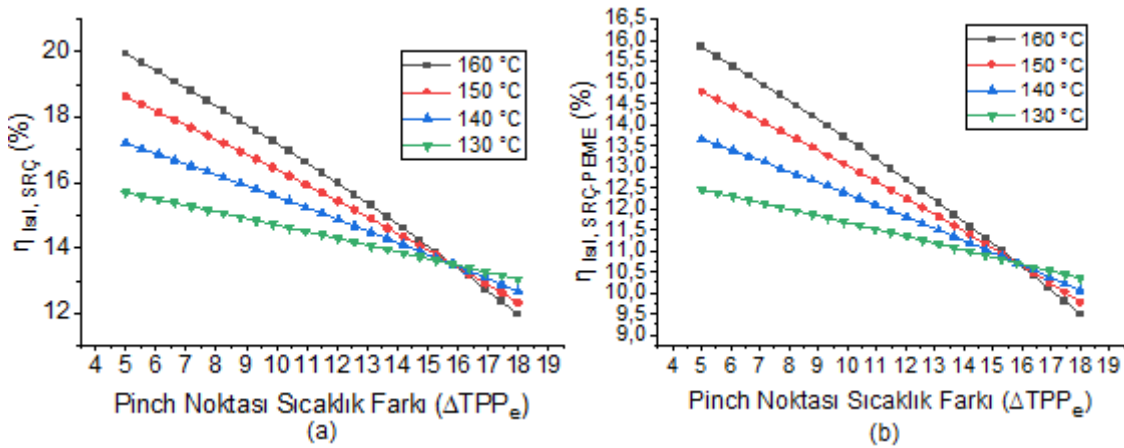
Bileşenler	Soufiyan (2017a)			Singh (2020)			Singh (2019c)			Singh (2019a)			Singh (2019b)			Mevcut çalışma		
	Ψ	e^{fiz}	$e^{fiz} + e^{kim}$	Ψ	e^{fiz}	$e^{fiz} + e^{kim}$	Ψ	r_k	f_k	Ψ	r_k	f_k	Ψ	r_k	f_k	Ψ	r_k	f_k
Pompa 1	40,07	19,60	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,66	89,94	1,73
Süt tankı	80,84	63,57	46,67	2,79	8,55	-	-	-	-	57,87	23,99	4,68	1,77	64,30	11,11	1,77	64,30	11,11
Pompa 2	31,10	36,82	0,66	2,70	0,96	-	-	-	-	1,36	22,66	15,46	0,85	82,35	1,43	0,85	82,35	1,43
Balans tankı	100	100	-	-	-	-	94,99	0,00	1,71	99,01	4,05	75,39	100	22,55	100,00	100	22,55	100,00
Pompa 3	26,42	23,25	-	-	-	-	12,54	14,52	1,71	5,00	40,79	8,49	0,36	92,93	1,42	0,36	92,93	1,42
Rejen.1	-	92,08	-	-	-	-	81,35	23,40	1,60	84,42	10,92	9,81	39,03	61,40	0,54	39,03	61,40	0,54
K.Separatörü	54,51	43,84	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	33,54	68,01	22,92	33,54	68,01	22,92
Rejen. 2	-	94,86	-	-	-	-	80,77	14,66	0,57	-	-	-	88,70	91,16	8,67	88,70	91,16	8,67
Istma 1	-	69,58	-	-	-	-	37,23	38,35	0,19	94,14	17,22	14,75	95,99	15,15	3,85	95,99	15,15	3,85
Holder tankı	-	-	100	2,43	100	-	-	-	-	-	-	-	99,10	6,42	7,57	99,10	6,42	7,57
Istma 2	-	94,55	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29,17	86,49	3,30	29,17	86,49	3,30
Isı değiştiricisi-1	50,53	97,55	-	-	-	-	-	-	-	54,68	38,00	7,17	76,22	69,44	3,50	76,22	69,44	3,50
Pompa 6	29,06	-	-	-	-	-	-	-	-	1,78	48,21	13,20	3,46	90,84	0,91	3,46	90,84	0,91
Buhar kapanı	83,29	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	26,71	76,40	0,49	26,71	76,40	0,49
Kondenser	6,41	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	31,49	81,35	2,72	31,49	81,35	2,72
Pompa 1(H)	44,84	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,53	81,84	1,24	3,53	81,84	1,24
Pompa 2(H)	37,43	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6,92	84,58	1,28	6,92	84,58	1,28
Kazan & brülör	27,59	-	-	-	-	-	-	-	-	2,41	97,97	23,20	19,12	92,18	6,06	19,12	92,18	6,06
Ekserji analizi	$e^{fiz} + e^{kim}$	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	e^{fiz}	$e^{fiz} + e^{kim}$

4.2. Önerilen Sistem Entegrasyonlarının Analizi

Önerilen sistem için termodinamik ve ekonomik fizibilite analizleri SRC, ORÇ akışkanına ve pinch noktası sıcaklık farkındaki değişime göre incelenmiştir. Ayrıca, baca gazı giriş sıcaklığı değişiminin sistem performansı üzerindeki etkisi araştırılmıştır. PEM Elektrolizöründe üretilen hidrojen miktarı, geri ödeme süresi ve karbon kredi kazancı arasındaki ilişki araştırılmış ve en uygun entegrasyon ve akışkan türü incelenmiştir.

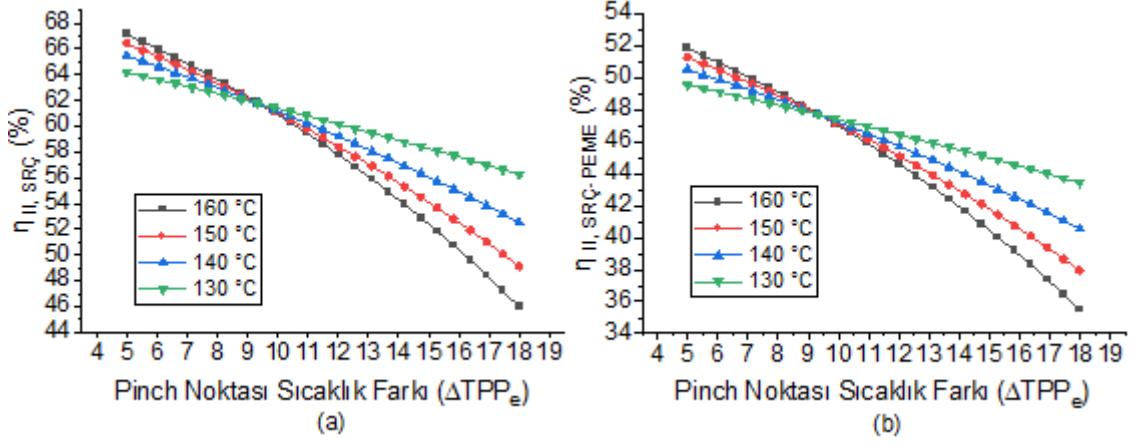
4.2.1. SRC-PEM Elektrolizör Entegrasyonu Analizi

Net güç çıkışı, geri ödeme süresi, yıllık hidrojen üretim debisi ve karbon kredisi kazancı, pinch noktası sıcaklık farkına göre 5-18 °C aralığında, farklı baca gazı giriş sıcaklıklarına göre hesaplanmıştır. Şekil 4.5'te pinch noktası sıcaklık değişiminin ısı performansını üzerindeki etkisi incelenmiştir. Tek başına SRC sistemi için maksimum ısı verim 160 °C baca gazı giriş sıcaklığında %19,94 olarak bulunmuştur. PEME ile birlikte aynı giriş sıcaklığında sistemin maksimum ısı verimi ise %15,83 olarak belirlenmiştir. Bu değer en yakın sıcaklık olan 150 °C'deki sonuçtan %7,1 daha yüksektir. Sistem verimliliğinin artan pinch noktası sıcaklık farkı ile azaldığı görülmektedir.



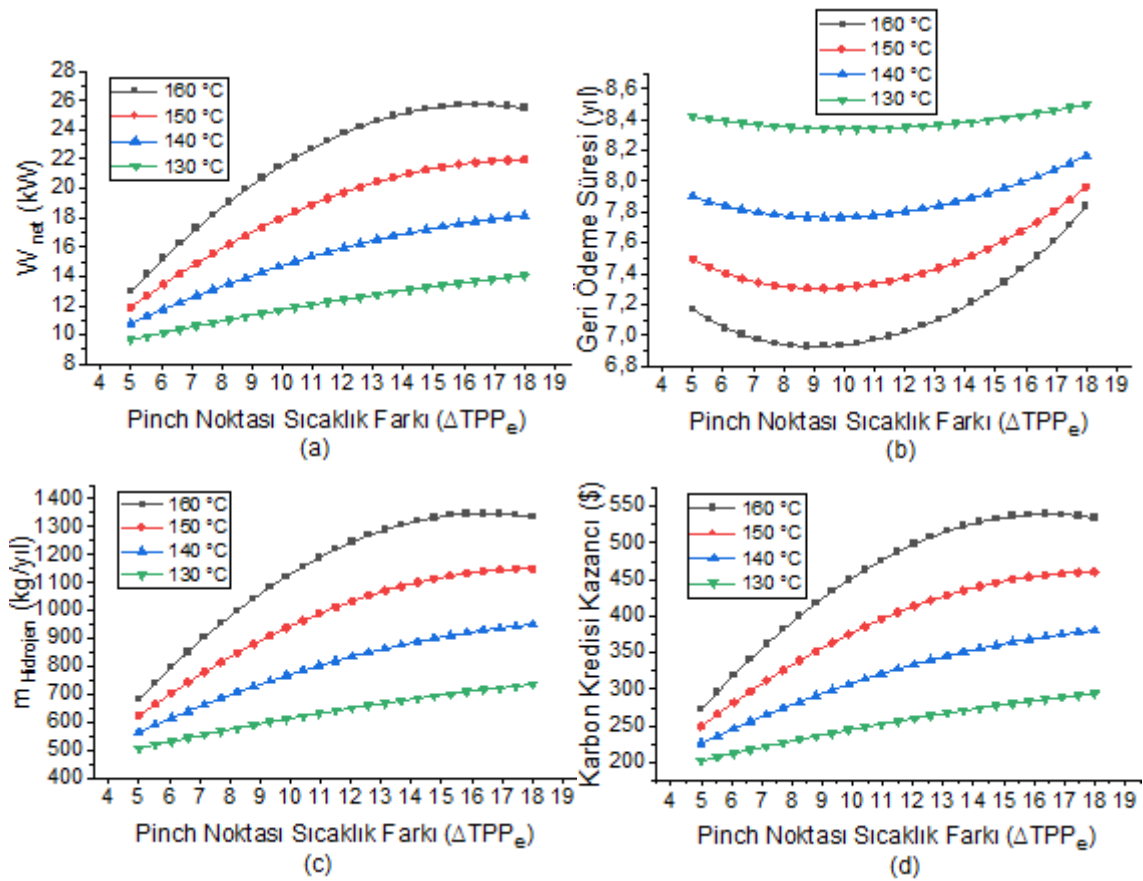
Şekil 4.6'da pinch noktası sıcaklık değişiminin ekserji verimine olan etkisi görülmektedir. SRC ve SRC-PEME'nin ekserji veriminin maksimum değerleri $\Delta T_{pp_e} = 5$ için, 160 °C baca gazı giriş sıcaklığında sırasıyla %67,14 ve %51,85 olarak hesaplanmıştır. Ekserji verimi eğrileri pinch noktası sıcaklığı arttıkça aşağı yönlü

ilerlemektedir. Sistem için en fazla düşüşün %31,51'lik azalış ile 160 °C'lik baca gazı giriş sıcaklığında, en az düşüşün %12,37'lik azalış ile 130 °C'lik baca gazı giriş sıcaklığında olduğu tespit edilmiştir.



Şekil 4.6. (a) SRÇ'nin ekserji verimi, (b) Sistemin ekserji verimi sonuçları

Şekil 4.7'de pinch noktası sıcaklık değişiminin sistem performansına olan etkisi incelenmiştir. Görülebileceği gibi maksimum güç çıkışı $\Delta T_{pp_e} = 16,38$ için, 160 °C baca gazı giriş sıcaklığında 25,72 kW olarak elde edilmiştir. Bu değer en yakın sıcaklık olan 150 °C'deki sonuçtan %14,66 daha yüksektir. Genel olarak sistemin performansının artan pinch noktası sıcaklık farkı ile arttığı görülmektedir. Sadece 160 °C baca gazı giriş sıcaklığındaki güç çıkışının $\Delta T_{pp_e} = 16,382$ 'ye kadar arttığı ve bu noktadan sonra $\Delta T_{pp_e} = 18$ 'e giderken azalışa geçtiği tespit edilmiştir.



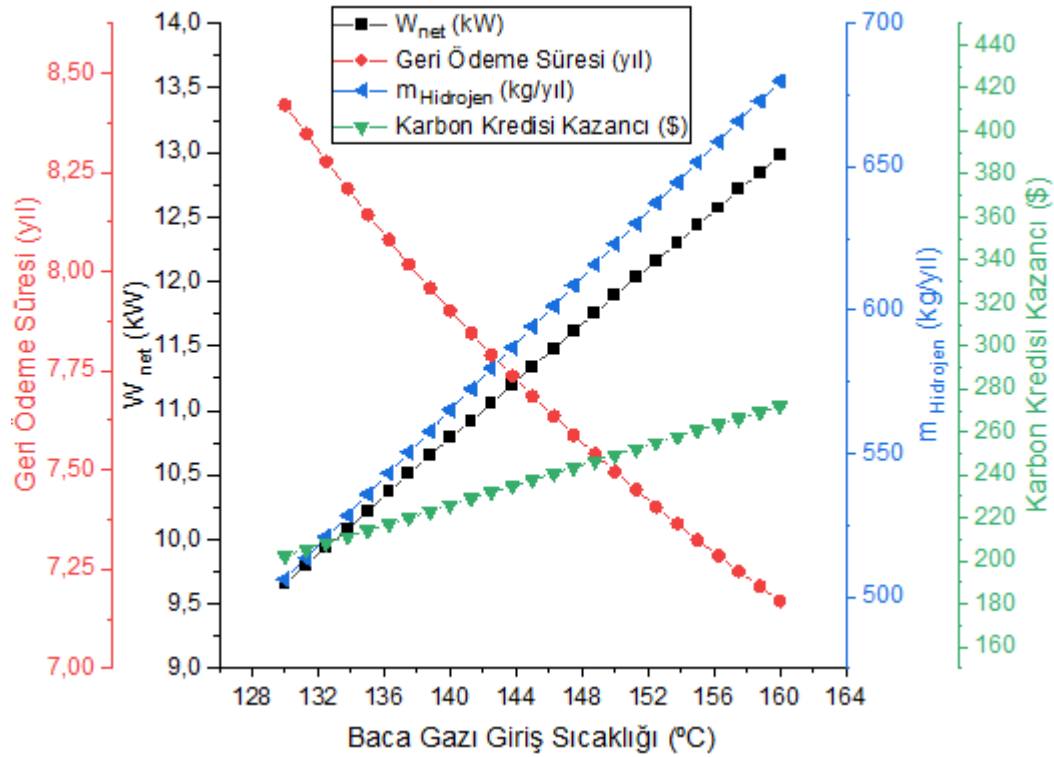
Şekil 4.7. SRÇ-PEME'nin; (a) Üretilen güç, (b) Geri ödeme süresi, (c) Üretilen hidrojen miktarı, (d) Karbon kredisi kazancı sonuçları

Sistemin geri ödeme süresi için en iyi performans, minimum 6,93 yıl ve 8,792 ΔT_{ppe} ile 160 °C'de gözlemlenmiştir. Bazı durumlarda geri ödeme süresinin minimum noktaya ulaştıktan sonra tekrar arttığı gözlemlenmiştir. Bunun nedeni, sıcaklık arttıkça bileşenlerin (örn. buharlaştırıcı, türbin) yatırım maliyetinin üretilen güçten daha hızlı artmasıdır.

Hidrojen üretim miktarı incelenmiştir. 160 °C'de yılda 680 kg üretilen hidrojen miktarının, pinch noktası sıcaklığı arttıkça %49,55'lik bir artış ile ve $\Delta T_{ppe} = 16,38$ 'de yılda 1348 kg'a kadar arttığı görülmüştür. Bu noktadan sonraki $\Delta T_{ppe} = 18$ 'e giderken düşüşe geçtiği tespit edilmiştir.

Görülebileceği gibi maksimum karbon kredisi kazancı $\Delta T_{ppe} = 16,38$ için 160 °C baca gazı giriş sıcaklığında 539,1 \$ olarak tespit edilmiştir. Bu değer en yakın sıcaklık olan 150 °C'deki sonuçtan %14,67 daha fazla olup diğer durumlardan daha yüksek performans göstermiştir. Pinch noktası sıcaklık farkı arttıkça karbon kredisi kazancı oranları artış göstermiştir. Sadece 160 °C'deki giriş sıcaklığında $\Delta T_{ppe} = 16,382$ 'ye

kadar artış gösterdiği ve bu noktadan sonra $\Delta T_{ppe} = 18$ 'e giderken azalışa geçtiği tespit edilmiştir.



Şekil 4.8. SRÇ-PEME için baca gazı giriş sıcaklığı değişiminin performans parametreleri üzerindeki etkisi

Şekil 4.8’de, baca gazı giriş sıcaklığındaki değişimin bir fonksiyonu olarak SRÇ-PEME için geri ödeme süresi ve karbon kredisi kazancındaki değişimlerini göstermektedir. Baca gazı giriş sıcaklığı arttıkça, üretilen güç 12,98 kW artmakta, üretilen hidrojen miktarı 680 kg/yıl artmakta, karbon kredisi kazancı 272 \$ artmakta ve geri ödeme süresi 7,17 yıl azalmaktadır.

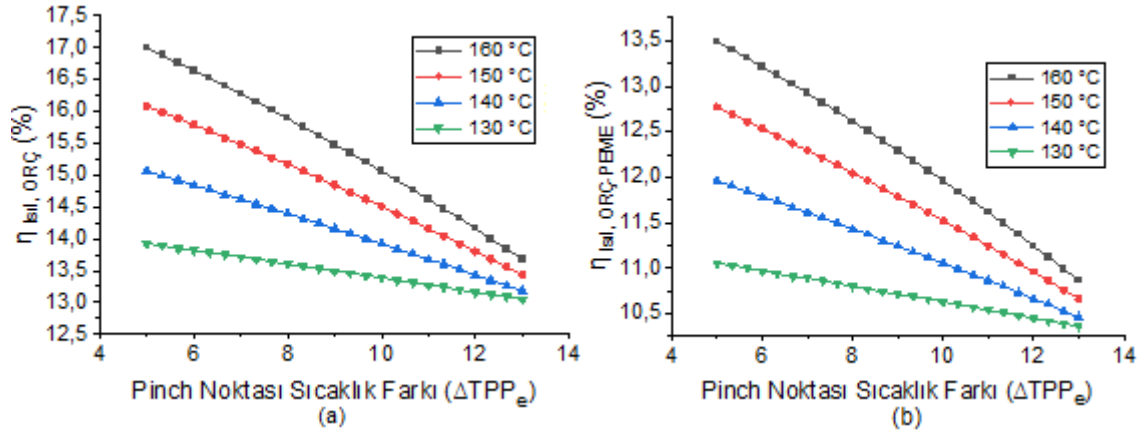
4.2.2. ORÇ-PEM Elektrolizör Entegrasyonu Analizi

Elektrik üretimi için kullanılan ORÇ çevriminde iş akışkanı olarak sırası ile R141b ve R245fa kullanılmıştır. Bu iki akışkan için elde edilen analiz sonuçları aşağıda sunulmuştur.

R141b Sonuçları

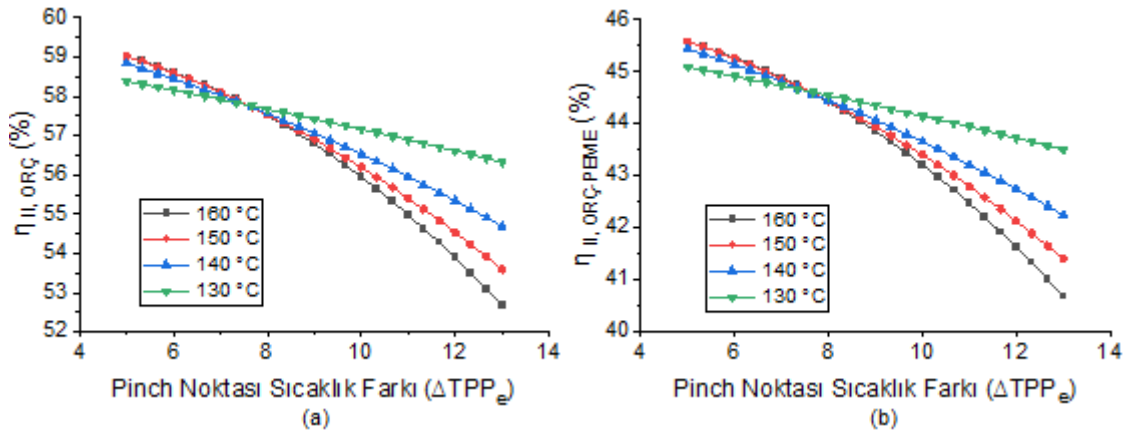
Şekil 4.9’da gösterildiği gibi, tek başına ORÇ sistemi için maksimum termal verimlilik %17 olarak bulunmuştur ve bu değer en yakın sonuçtan %5,7 daha yüksektir.

Aynı durumda, PEME dahil edildiğinde, maksimum sistem verimi 160 °C baca gazı giriş sıcaklığı için %13,49 olarak hesaplanmıştır. Her iki durumda da sistem verimliliğinin artan ΔT_{ppe} ile azaldığı görülmektedir.



Şekil 4.9. R141b akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) ORÇ'nin ısı verim, (b) Sistemin ısı verimi sonuçları

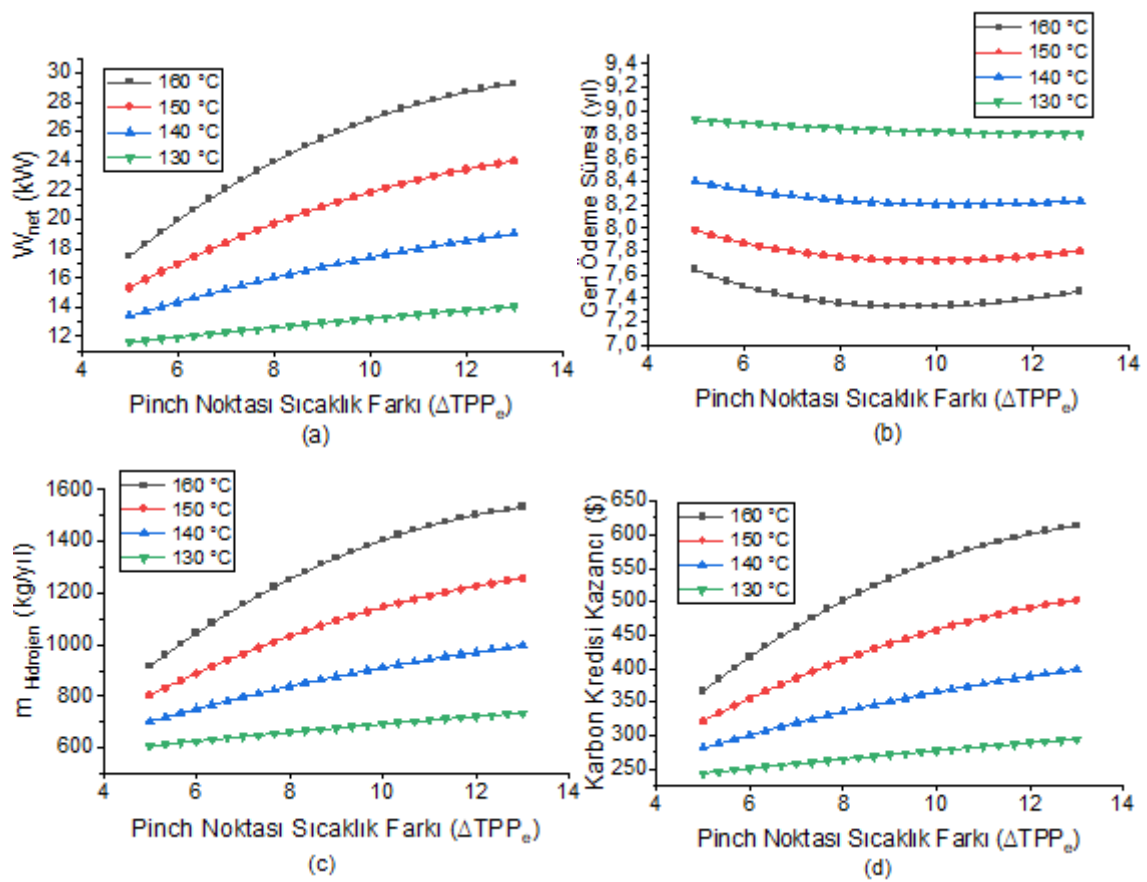
Şekil 4.10'da görüldüğü gibi, ORÇ ve ORÇ-PEME entegrasyonu için ekserji verimliliğinin maksimum değerleri $\Delta T_{ppe}=5$ için 160 °C baca gazı giriş sıcaklığında sırasıyla %59,01 ve %45,57 olarak hesaplanmıştır. Sıkıştırma noktası sıcaklığı arttıkça bu değerler tersine dönmektedir. En iyi performans maksimum $\Delta T_{ppe}=13$ ile 130 °C'de görülmüştür.



Şekil 4.10. R141b akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) ORÇ'nin ekserji verimi, (b) Sistemin ekserji verimi sonuçları

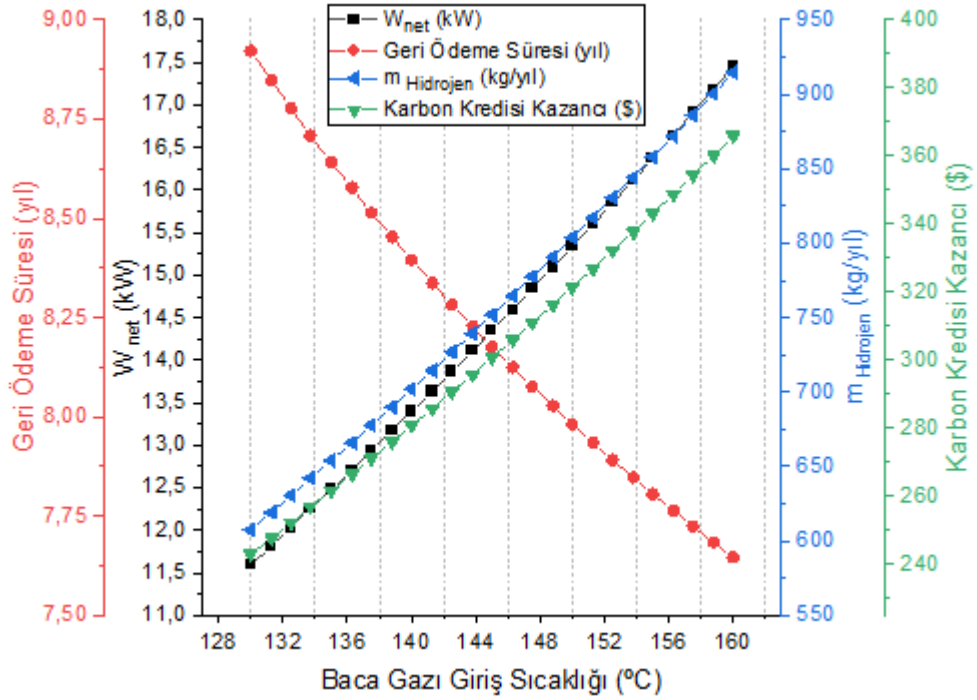
Şekil 4.11'de görülebileceği gibi, ORÇ-PEME sisteminin net güç çıkışı, geri ödeme süresi, yıllık hidrojen üretim debisi ve karbon kredisi kazancı, kıştırma noktası sıcaklık farkına göre 5-13 °C aralığında, farklı baca gazı giriş sıcaklıklarına göre

hesaplanmıştır. Maksimum güç çıkışı 160 °C baca gazı giriş sıcaklığında 29,24 kW olmuştur ve bu değer en yakın sıcaklık olan 150 °C'deki sonuçtan %22 daha yüksektir. Geri ödeme süresi için en iyi performans, minimum 7,32 yıl ve 9,33 ΔT_{pp_e} ile 160 °C'de gözlemlenmiştir. Bazı durumlarda geri ödeme süresinin minimum noktaya ulaştıktan sonra tekrar arttığı gözlemlenmiştir. Bunun nedeni, sıcaklık arttıkça bileşenlerin (örn. buharlaştırıcı, türbin) yatırım maliyetinin üretilen güçten daha hızlı artmasıdır. 160 °C baca gazı giriş sıcaklığı değeri, sırasıyla 1532 kg/yıl ve 612,8 \$ olarak hesaplanan yıllık hidrojen üretim oranı ve karbon kredisi için de diğer durumlardan daha yüksek performans göstermiştir.



Şekil 4.11. R141b akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) Üretilen güç (b) Geri ödeme süresi, (c) Üretilen hidrojen miktarı (d) Karbon kredisi kazancı sonuçları

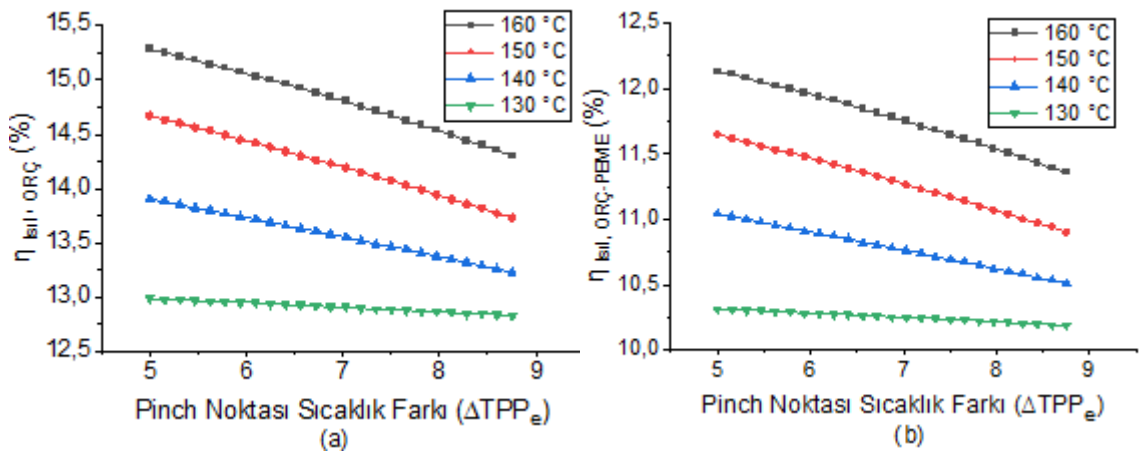
Şekil 4.12'de baca gazı giriş sıcaklığındaki değişimin bir fonksiyonu olarak R141b akışkanı için geri ödeme süresi ve karbon kredisi kazancındaki değişimleri göstermektedir. Baca gazı giriş sıcaklığı arttıkça, üretilen güç 17,46 kW artmakta, üretilen hidrojen miktarı 914,7 kg/yıl artmakta, karbon kredisi kazancı 365,9 \$ artmakta, geri ödeme süresi 7,64 yıl azalmaktadır.



Şekil 4.12. R141b akışkanlı ORC-PEME için baca gazı giriş sıcaklığı değişiminin performans parametreleri üzerindeki etkisi

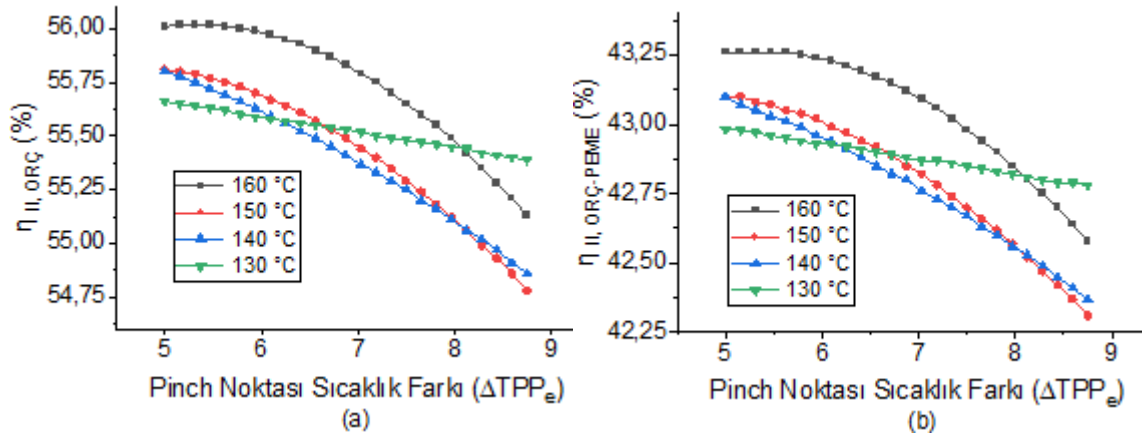
R245fa Sonuçları

Şekil 4.13'te gösterildiği gibi, tek başına ORÇ sistemi için maksimum termal verimlilik %15,25 olarak bulunmuştur ve bu değer en yakın sonuçtan %4,1 daha yüksektir. Aynı durumda, PEME dahil edildiğinde, maksimum sistem verimi $160^{\circ}C$ baca gazı giriş sıcaklığı için %12,13 olarak hesaplanmıştır. Her iki durumda da sistem verimliliğinin artan ΔT_{pp_e} ile azaldığı görülmektedir.



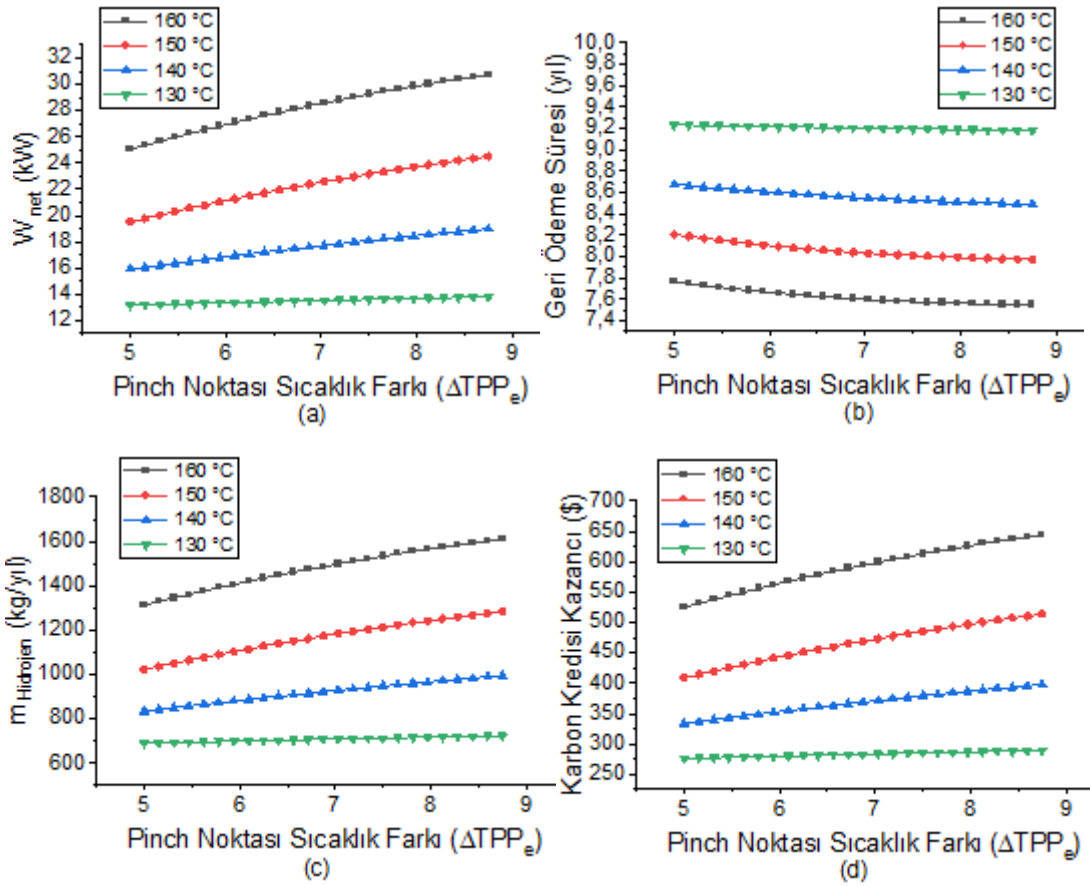
Şekil 4.13. R245fa akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) ORÇ'nin ısı verim, (b) Sistemin ısı verimi sonuçları

Şekil 4.14'te görüldüğü üzere, ORÇ ve ORÇ-PEME entegrasyonu için ekserji veriminin maksimum değerleri $\Delta T_{ppe} = 5$ için $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ baca gazı giriş sıcaklığında sırasıyla %56,02 ve %43,26 olarak hesaplanmıştır. Sıkıştırma noktası sıcaklığı azaldıkça, ekserji verimliliğindeki en küçük değişim $130\text{ }^{\circ}\text{C}$ baca gazı giriş sıcaklığında gözlenmiştir. Bu düşüşteki değişim %0,46 olup diğerlerine göre çok daha düşüktür.



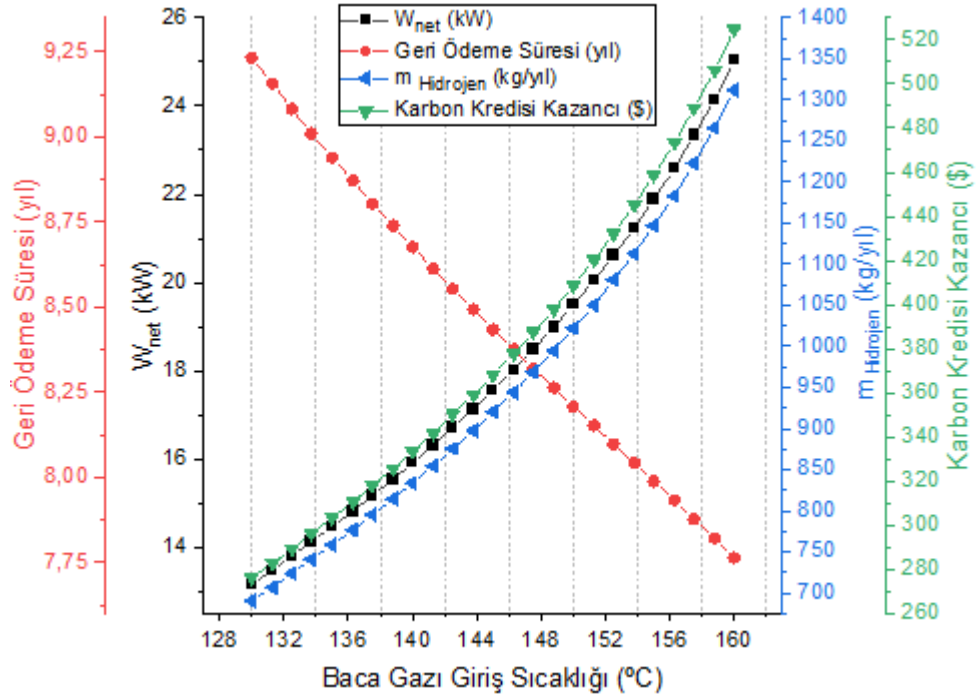
Şekil 4.14. R245fa akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) ORÇ'nin ekserji verimi, (b) Sistemin ekserji verimi sonuçları

Şekil 4.15'te gösterildiği gibi, maksimum güç çıkışı $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ baca gazı giriş sıcaklığında $30,73\text{ kW}$ olmuştur ve bu değer en yakın sıcaklık olan $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ 'deki sonuçtan %25 daha yüksektir. Geri ödeme süresi için en iyi performans, minimum 7,55 yıl ve 8,75 ΔT_{ppe} ile $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ 'de gözlemlenmiştir. Baca gazı giriş sıcaklığı değeri $160\text{ }^{\circ}\text{C}$, sırasıyla 1610 kg/yıl ve $644,1\text{ \$}$ olarak hesaplanan yıllık hidrojen üretim oranı ve karbon kredisi için de diğer durumlardan daha yüksek performans göstermiştir.



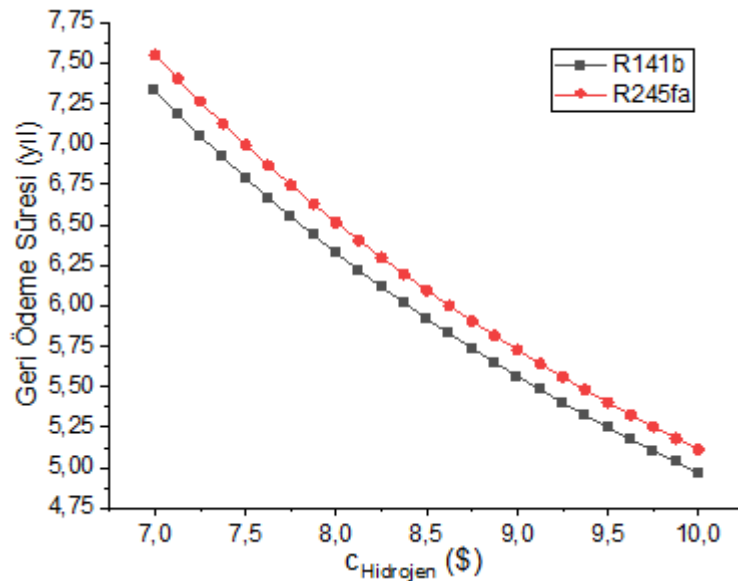
Şekil 4.15. R245fa akışkanlı ORÇ-PEME için; (a) Üretilen güç (b) Geri ödeme süresi, (c) Üretilen hidrojen miktarı (d) Karbon kredisi kazancı sonuçları

Şekil 4.16'da, baca gazı giriş sıcaklığındaki değişimin bir fonksiyonu olarak R245fa akışkanı için geri ödeme süresi ve karbon kredisi kazancındaki değişimleri göstermektedir. Baca gazı giriş sıcaklığı arttıkça, üretilen güç 25,04 kW artmakta, üretilen hidrojen miktarı 1312 kg/yıl artmakta, karbon kredisi kazancı 524,8 \$ artmakta, geri ödeme süresi 7,76 yıl azalmaktadır.



Şekil 4.16. R245fa akışkanlı ORÇ-PEME için baca gazı giriş sıcaklığı değişiminin performans parametreleri üzerindeki etkisi

Şekil 4.17’de, hidrojen satış fiyatındaki değişimin bir fonksiyonu olarak ORÇ’de kullanılan akışkanların geri ödeme süresi performansını göstermektedir. Satış fiyatı 7 \$ olduğunda, R141b için 7,32 yıl ve R245fa için 7,55 yıl elde edilmiştir. Satış fiyatı 10 \$'a doğru arttıkça, sistemin geri ödeme süreleri her iki akışkan için de azalmıştır. Minimum geri ödeme süresi R141b akışkanı için 4,96 yıl olarak hesaplanmıştır.



Şekil 4.17. Hidrojen satış fiyatına bağlı olarak akışkanlar için geri ödeme süreleri

4.2.3. SRÇ-ORÇ-PEM Elektrolizör Entegrasyonu Analizi

SRÇ-PEME, ORÇ-PEME ve SRÇ-ORÇ-PEME entegrasyonu ile elde edilen sonuçlar Çizelge 4.11’de verilmiştir.

SRÇ-PEME için; pinch noktası $\Delta T_{ppe} = 8,792$ ile $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ ’de üretilen güç $19,91\text{ kW}$, sistemin ısı verimi $\%14,21$, sistemin ekserji verimi $\%48,33$, hidrojen üretimi miktarı 1043 kg/yıl , karbon kredisi kazancı $417,3\text{ \$}$ ve minimum geri ödeme süresi $6,93$ yıldır.

ORÇ-PEME’de R141b için; pinch noktası $\Delta T_{ppe} = 9,333$ ile $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ ’de üretilen güç $25,95\text{ kW}$, sistemin ısı verimi $\%12,18$, sistemin ekserji verimi $\%43,65$, hidrojen üretimi miktarı 1360 kg/yıl , karbon kredisi kazancı $543,9\text{ \$}$ ve minimum geri ödeme süresi $7,33$ yıldır. R245fa için; $\Delta T_{ppe} = 8,75$ ile $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ ’de üretilen güç $30,73\text{ kW}$, sistemin ısı verimi $\%11,36$, sistemin ekserji verimi $\%42,58$, hidrojen üretimi miktarı 1610 kg/yıl , karbon kredisi kazancı $644,1\text{ \$}$ ve minimum geri ödeme süresi $7,55$ yıldır.

SRÇ-ORÇ-PEM için; pinch noktası $\Delta T_{ppe} = 8,792$ ile $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ ’de, R141b için; üretilen güç $33,43\text{ kW}$, sistemin ısı verimi $\%12,36$, sistemin ekserji verimi $\%46,33$, hidrojen üretimi miktarı 1752 kg/yıl , karbon kredisi kazancı $700,8\text{ \$}$ ve minimum geri ödeme süresi $7,701$ yıldır. R245fa için; üretilen güç $33,12\text{ kW}$, sistemin ısı verimi $\%12,28$, sistemin ekserji verimi $\%46$, hidrojen üretimi miktarı 1736 kg/yıl , karbon kredisi kazancı $694,2\text{ \$}$ ve minimum geri ödeme süresi $7,845$ yıl olmuştur.

Çizelge 4.11. Sistem konfigürasyonlarının karşılaştırılması

Sistem	ΔT_{ppe}	Geri ödeme süresi (yıl)	\dot{W}_{net} (kW)	$m_{Hidrojen}$ (kg/yıl)	Karbon kredisi kazancı (\$)	η_{Sistem} (%)	$\eta_{II,Sistem}$ (%)
SRÇ-PEME	8,792	6,93	19,91	1043	417,3	14,21	48,33
ORÇ-PEME							
R141b	9,333	7,33	25,95	1360	543,9	12,18	43,65
R245fa	8,75	7,55	30,73	1610	644,1	11,36	42,58
SRÇ-ORÇ-PEME							
R141b	8,792	7,701	33,43	1752	700,8	12,36	46,33
R245fa	8,792	7,845	33,12	1736	694,2	12,28	46,00

5. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

5.1. Mevcut Sistemin Değerlendirilmesi

Kaşar peyniri üretim tesisinin enerji, ekserji ve eksergoekonomik analizleri kapsamlı bir vaka çalışmasıyla tamamlanmış ve sonuçlar tesisin ve tüm alt birimlerinin performans özelliklerini göstermiştir.

- Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretim sistemi içerisinde; enerji kaybı miktarı en çok 478,07 kW ile ısıtma-2 biriminde gerçekleşmiş olup bu sistem içerisinde %29,76'lık bir paya sahiptir. En yüksek ekserji yıkım miktarı ise 2991,16 kW ile proses tankında görülmüş ve bu üretim birimi içerisinde %88,94'lük paya sahip olduğu tespit edilmiştir. Toplam enerji ve ekserji verimlilik oranları ise sırasıyla %88,59 ve %91,81 olarak elde edilmiştir.

- Buhar üretim sistemi içerisinde; en yüksek enerji kaybının 2854,26 kW ile kazan & brülör biriminde meydana geldiği ve bu sistem içerisinde %73'lük bir paya sahiptir. Yanma havası ve doğalgazın spesifik kimyasal ekserjilerinin neden olduğu en yüksek ekserji yıkımının 4829,67 kW ile yine kazan & brülör biriminde olduğu belirlenmiştir. Buhar üretim sistemi ünitelerinin toplam enerji ve ekserji verimlilik oranları ise sırasıyla %62,87 ve %20,65 olarak elde edilmiştir.

- Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretimi ve buhar üretim sistemlerinin özgül ekserji tüketimi sırasıyla 712,49 kJ/kg ve 3556,29 kJ/kg'dır. Kazan & brülör (4829,67 kW) özgül ekserji tüketimine en fazla katkıda bulunmuştur. Süt pastörizasyonu & kaşar peyniri üretimi ve buhar üretim sistemlerinin özgül ekserji geri kazanım potansiyeli sırasıyla 185,51 kJ/kg ve 2862,4 kJ/kg olarak elde edilmiştir. Bu değerler, her bir prosesle ilişkili verimliliği ve potansiyel enerji geri kazanımını göstermektedir. Tesisin enerji kaynaklarını tüketimi %79,55 oranında termal enerji ve %20,45 oranında elektrik enerjisidir.

- Tüm tesis için işletme ve bakım (O&B) maliyeti, seviyelendirilmiş maliyet oranında 45,75 \$/h olarak elde edilmiştir. Tesisin toplam işletme maliyeti 1476,27 \$/h olduğu tespit edilmiştir. En yüksek ekserji yok etme maliyet oranına sahip üniteler proses tankı (455,33 \$/h), rejenerasyon-1 (267,43 \$/h), ısı eşanjörü-2 (153,98 \$/h) ve kazan & brülördür (134 \$/h).

- Bileşenlerin maliyet tersinmezliği hakkında bilgi veren bağıl maliyet farkı (r_k) en yüksek ürün işleme maliyeti sırasıyla buharlı haşlama (%95,53), pompa 3 (%92,93), kazan & brülör (%92,18), proses tankı (%91,59), rejenerasyon-2 (%91,16) ve pompa 6 (%90,84) dır.

- Sermaye yatırımı, işletme-bakım maliyeti ve termodinamik tersinmezlik maliyeti arasındaki ilişkiyi veren eksergoekonomik faktör (f_k) değerinin sırasıyla buhar kapanı (%0,49), rejenerasyon-1 (%0,54) ısı eşanjörü-2 (%0,90) ve pompa 6 (%0,91) olduğu tespit edilmiştir. Bu bileşenlerdeki ekserji yıkım maliyetinin baskın olduğu görülmüştür. En yüksek eksergoekonomik faktör değerinin sırasıyla krema separatörü (%22,92), ekonomizer (%13,72), çiğ süt tankı (%11,11) ve rejenerasyon-2'de (%8,67) gözlenmiştir. Bu sonuçlara göre, sermaye yatırımı ve işletme-bakım maliyetlerinin baskın olduğu görülmüştür.

5.2. Önerilen Sistemin Değerlendirilmesi

Mevcut peynir üretim tesisinin ısı merkezinde bulunun buhar kazanı baca gazının 130-160 °C sıcaklık aralığında atıldığı tespit edilmiştir. Mevcut tesise ilk olarak bu atık ısıdan elektrik elde etmek için SRÇ ve ORÇ entegrasyonlu sistem önerisinde bulunulmuştur. SRÇ analizi sonucunda görüldü ki kullanılan bu atık ısının SRÇ sisteminden 129,1 °C'de çıktığı tespit edilmiştir. Hala kullanılabilir bu atık ısı enerji için düşük kaynak sıcaklıklarında başarılı olarak çalışabilen bir ORÇ entegrasyonu uygulanmıştır. Bir diğer sistem önerisi üretilen bu elektriği bir PEM elektrolizörüne aktararak hidrojen üretimidir.

- Önerilen sistemin performansı baca gazı giriş sıcaklığına, kullanılan iş akışkanına ve pinch noktası sıcaklık farkına bağlı olarak değişmektedir.

- Atık ısı için uygulanan SRÇ-PEME entegrasyonunda; 160 °C ısı kaynağı altında evaporatör pinch noktası sıcaklık farkı incelemesinde, optimum değer $\Delta T_{ppe} = 8,792$ noktası olduğu tespit edilmiştir. 1043 kg/yıl hidrojen üretimi gerçekleşmiştir. Minimum geri ödeme süresi 6,93 yıldır. Karbon kredisi kazancı 417,3 \$'dır.

- ORÇ-PEME entegrasyonunda R141b için; 160 °C ısı kaynağı altında evaporatör pinch noktası sıcaklık farkı incelemesinde, optimum değer $\Delta T_{ppe} = 9,333$ noktası olduğu tespit edilmiştir. 1360 kg/yıl hidrojen üretimi gerçekleşmiştir. Minimum geri ödeme süresi 7,33 yıldır. Karbon kredisi kazancı 543,9 \$'dır. R245fa için; optimum

değerin $\Delta T_{ppe} = 8,75$ noktası olduğu tespit edilmiştir. 1610 kg/yıl hidrojen üretimi gerçekleşmiştir. Minimum geri ödeme süresi 7,55 yıldır. Karbon kredisi kazancı 644,1 \$'dır.

- SRÇ-ORÇ-PEME entegrasyonunda; ORC ünitesindeki R141b akışkanı için; 129,1 °C ısı kaynağı altında evaporatör pinch noktası sıcaklık farkı incelemesinde, optimum değer $\Delta T_{ppe} = 8,792$ noktası olduğu tespit edilmiştir. 1752 kg/yıl hidrojen üretimi gerçekleşmiştir. Minimum geri ödeme süresi 7,701 yıldır. Karbon kredisi kazancı 700,8 \$'dır. ORC ünitesindeki R245fa akışkanı için; 129,1 °C ısı kaynağı altında evaporatör pinch noktası sıcaklık farkı incelemesinde, optimum değer $\Delta T_{ppe} = 8,792$ noktası olduğu tespit edilmiştir. 1736 kg/yıl hidrojen üretimi gerçekleşmiştir. Minimum geri ödeme süresi 7,845 yıldır. Karbon kredisi kazancı 694,2 \$'dır.

Bu iki akışkan için; üretilen hidrojen miktarları, karbon kredisi kazancı ve geri ödeme süreleri birbirlerine yakın olsa da R141b akışkanı daha iyi performans sergilemiştir.

Bu sonuçlarına göre;

- SRÇ-PEME ve ORÇ-PEME entegrasyonları karşılaştırıldığında; ORÇ-PEME'de üretilen hidrojen ve karbon kredisi kazancı performansının ORÇ deki iki farklı akışkan türü içinde daha iyi olduğu görülmüştür. Ayrıca ORÇ sistemindeki iki akışkan türü içinde R245fa iyi performans sergilemiştir.

- SRÇ-PEME'den sonra SRÇ-ORÇ-PEME'nin uygulanması ile hidrojen üretim miktarı R141b için 709 kg/yıl ve R245fa için 693 kg/yıl daha da artmaktadır. Ancak düz SRÇ'de 6,93 yıl olan geri ödeme süresinde ORÇ'de R141b için 0,77 yıl (9,24 ay) ve R245fa için 0,915 yıl (11 ay) artmıştır. Bu duruma üretilen güç maliyetinin artışı neden olmuştur.

5.3. Genel Değerlendirme Sonuçları

Mevcut tesisin kapsamlı analiz sonuçlarına göre, spesifik üretim maliyetlerini en aza indirmek için tesis birimlerinin her biri için eksergoekonomik parametrelerin optimum değerlerinin belirlenmesinin çok önemli olduğu görülmüştür. Tesis bileşenlerinin ekserji yıkımını azaltmak için eksergoekonomik iyileştirme potansiyeline sahip olduğunu ortaya koymuştur.

Tesis için sunulan sistem önerisine göre, sırası ile hidrojen üretimi ve karbon kredisi kazancına göre en iyi performansı sırası ile SRÇ-ORÇ-PEME (R141b-R245fa), ORÇ-PEME (R245fa-R141b) ve son olarak SRÇ-PEME entegrasyonu göstermiştir. Çalışmadan elde edilen çıktılarına göre bu sistem entegrasyonları arasında kullanıcının; elde edeceği kazanımları özellikle yatırım maliyetini ve geri ödeme süresini dikkate alarak kendisinin seçmesi gerektiğini ortaya koymuştur.

6. KAYNAKLAR

- Acar, C., Dinçer, İ., 2019, Review and evaluation of hydrogen production options for better environment, *Journal of Cleaner Production*, 218(1), 835-849. doi: 10.1016/j.jclepro.2019.02.046.
- Aghaziarati, Z., Aghdam, A.H., 2021, Thermoeconomic analysis of a novel combined cooling, heating and power system based on solar organic Rankine cycle and cascade refrigeration cycle, *Renewable Energy*, 164, 1267-1283. doi: 10.1016/j.renene.2020.10.106.
- Al, K., Ateş, E.B., 2022, Sürdürülebilir Hidrojen Üretim Teknolojileri: Biyokütle Temelli Yaklaşımlar. *Bartın University International Journal of Natural and Applied Sciences*, 5(1) 18-37. doi: 10.55930/jonas.1101384 .
- Alirahmi, S.M., Assareh, E., et al., 2022, Development and multi-criteria optimization of a solar thermal power plant integrated with PEM electrolyzer and thermoelectric generator, *International Journal of Hydrogen Energy*, 47(57), 23919-23934. doi:10.1016/j.ijhydene.2022.05.196.
- Ancona, M.A., Bianchi, M., et al., 2022, Solar driven micro-ORC system assessment for residential application, *Renewable Energy*, 195, 167-181. doi: 10.1016/j.renene.2022.06.007.
- Başaran, A., Yılmaz, T., et al., 2021, Comparison of drinking milk production with conventional and novel inductive heating in pasteurization in terms of energetic, exergetic, economic and environmental aspects, *Journal of Cleaner Production*, 317, 128280. doi: 10.1016/j.jclepro.2021.128280.
- Bühler, F., Nguyen, T.-V., et al., 2018, Energy, exergy and advanced exergy analysis of a milk processing factory, *Energy*. 162, 576-592. doi: 10.1016/j.energy.2018.08.029.
- Çengel, Y.A., Boles, M.A., 2015, Termodinamik, Mühendislik Yaklaşımıyla, Palme Yayınları, Ankara.
- Delgado, L.M.M., Ayala, G.R.C., et al., 2024, Technical-economic evaluation of application scenarios of an Organic Rankine Cycle (ORC) as a solution to the cogeneration deficit in a sugar plant. *Energy*, 313, 133785. doi: 10.1016/j.energy.2024.133785.
- Dikmen, E., İçer, İ., 2024, Düşük Gwp Akışkanlı Organik Rankine Çevrimlerinin Karşılaştırmalı Termodinamik Analizi. *International Journal of Sustainable Engineering and Technology*, 8(2), 134 – 141. doi: 10.62301/usmtd.1537688.
- Dowlati, M., Aghbashlo, M., and Soufiyan, M.M., 2017, Exergetic performance analysis of an ice-cream manufacturing plant: A comprehensive survey. *Energy*, 123, 445-459. doi: 10.1016/j.energy.2017.02.007.

- Dziurva, P., Trojan, M., et al., 2024, Technological and economical analysis of the heat recovery system from flue gas in a thermal waste treatment plant. *Energy*, 307, 132708. doi: 10.1016/j.energy.2024.132708.
- Erbay, Z., Koca, N., et al., 2015, Optimization of spray drying process in cheese powder production. *Food and Bioproducts Processing*, 93, 156-165. doi: 10.1016/j.fbp.2013.12.008.
- Fan, G., Yang, B., et al., 2021, Comprehensive analysis and multi-objective optimization of a power and hydrogen production system based on a combination of flash-binary geothermal and PEM electrolyzer, *International Journal of Hydrogen Energy*, 46(68), 33718-33737. doi: 10.1016/j.ijhydene.2021.07.206.
- Filippos, K., Zisopoulos, Francisco, J., et al., 2017, The use of exergetic indicators in the food industry – A review. *Critical Reviews Food Science And Nutrition*, 57(1), 197-211. doi: 10.1080 /10408398.2014.975335.
- Friso, D., Bortolini, L., Tono, F., 2020, Exergetic Analysis and Exergy Loss Reduction in the Milk Pasteurization for Italian Cheese Production. *Energies*, 13(3),750. doi: 10.3390/en13030750.
- Ghaebi, H., Farhang, B., Parikhani, T., et al., 2018, Energy, exergy and exergoeconomic analysis of a cogeneration system for power and hydrogen production purpose based on TRR method and using low grade geothermal source. *Geothermics*, 71,132–45. doi: 10.1016/J.GEOTHERMICS.2017.08.011.
- Giordano, L., Furlan, G., et al., 2023, Optimal design of a renewable energy-driven polygeneration system: An application in the dairy industry. *Journal of Cleaner Production*, 405, 136933. doi: 10.1016/ j.jclepro.2023.136933.
- Gürtürk, M., Oztop, H.K., 2014, Energy and exergy analysis of a rotary kiln used for plaster production. *Applied Thermal Engineering*, 67(1-2), 554-565. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2014.03.025.
- IEA, 2023a. International Energy Agency, “World Energy Outlook 2023”. Paris, France, 2023. (Erişim Tarihi: 10 Ağustos 2024).
- IEA, 2023b. International Energy Agency, “Energy Efficiency in the Food Industry”. Paris, France, 2023. (Erişim Tarihi: 25 Ağustos 2024).
- International Hydrogen Strategies, 2020. Erişim: https://www.weltenergieerat.de/wp-content/uploads/2020/10/WEC_H2_Strategies_finalreport.pdf. (Erişim Tarihi: 05 Kasım 2024)
- Jafaryani, J.M., Aghbashlo, M., and Saeid, M.S., 2015, Comprehensive exergy analysis of an industrial-scale yogurt production plant. *Energy*, 93(2), 1832-1851. doi: 10.1016/j.energy.2015.10.003.

- Kara, O., 2023, An Evaluation of a New Solar-Assisted and Ground-Cooled Organic Rankine Cycle (ORC) with a Recuperator, *Arabian Journal for Science and Engineering*, 48, 11781-11800. doi: 10.1007/s13369-022-07596-6.
- Karabuga, A., Utlu, Z., Yuksel, B., 2023, Thermo-economic and thermo-environmental assessment of hydrogen production, an experimental study, *International Journal of Hydrogen Energy*, 48(60), 23323-23338. doi:10.1016/j.ijhydene.2023.01.073.
- Kianfard, H., Khalilarya, S., Jafarmadar, S., 2018, Exergy and exergoeconomic evaluation of hydrogen and distilled water production via combination of PEM electrolyzer, RO desalination unit and geothermal driven dual fluid ORC, *Energy Conversion and Management*, 177, 339-349. doi: 10.1016/j.enconman.2018.09.057.
- Karthikeyan, B., and Kumar, G.P. 2023, Thermo-economic and optimization approaches for integrating cooling, power, and green hydrogen production in dairy plants with a novel solar-biomass cascade ORC system, *Energy Conversion and Management*, 295, 117645. doi: 10.1016/j.enconman.2023.117645.
- Kumar, S.S., Himabindu, V., 2019, Hydrogen production by PEM water electrolysis – A review, *Materials Science for Energy Technologies*, 2(3), 442-454. doi: 10.1016/j.mset.2019.03.002.
- Li, H., Guo, J., Li, Z., Wang J., 2023a, Research Progress of Hydrogen Production Technology and Related Catalysts by Electrolysis of Water, *Molecules*, 28(13)-5010. doi: 10.3390/molecules28135010.
- Li, Q., Hua, Q., Wang, C., et al., 2023b, Thermodynamic and economic analysis of an off-grid photovoltaic hydrogen production system hybrid with organic Rankine cycle, *Applied Thermal Engineering*, 230(B), 120843. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2023.120843.
- Loni, R., Necefi, G., et al., 2021, A review of industrial waste heat recovery system for power generation with Organic Rankine Cycle: Recent challenges and future outlook. *Journal of Cleaner Production*, 287, 125070. doi: 10.1016/j.jclepro.2020.125070.
- Mirjavadi, K., Pourfayaz, F., et al., 2022, A comparison of using organic Rankine and Kalina cycles as bottom cycles in a solar-powered steam Rankine cycle, *Energy Science & Engineering*, 10(8), 2714-2731. doi: 10.1002/ese3.1161.
- Mukhtar, M., Adebayo, V., et al., 2022, Towards Global Cleaner Energy and Hydrogen Production: A Review and Application ORC Integrality with Multigeneration Systems, *Sustainability*, 14(9), 5415. doi:10.3390/su14095415.
- Nasiri, F., Aghbashlo, M., and Rafiee, S., 2017, Exergy analysis of an industrial-scale ultrafiltrated (UF) cheese production plant: a detailed survey, *Heat and Mass Transfer*, 53, 407-424. doi: 10.1007/s00231-016-1824-3.

- Nasser, M., and Hassan, H., 2023a, Assessment of hydrogen production from waste heat using hybrid systems of Rankine cycle with proton exchange membrane/solid oxide electrolyzer. *International Journal of Hydrogen Energy*, 48(20), 7135-7153. doi: 10.1016/j.ijhydene.2022.11.187.
- Nasser, M., Hassan, H., 2023b, Techno-enviro-economic analysis of hydrogen production via low and high temperature electrolyzers powered by PV/Wind turbines/Waste heat, *Energy Conversion and Management*, 278-116693. doi: 10.1016/j.enconman.2023.116693.
- Nasser, M., Megahed, T.F., Ookawara, S., 2022, Performance evaluation of PV panels/wind turbines hybrid system for green hydrogen generation and storage: Energy, exergy, economic, and enviroeconomic, *Energy Conversion and Management*, 267,115870. doi: 10.1016/j.enconman.2022.115870.
- Nejadian, M.M., Ahmadi, P., et al., 2023, Comparative optimization study of three novel integrated hydrogen production systems with SOEC, PEM, and alkaline electrolyzer, *Fuel*, 336, 126835. doi: 10.1016/j.fuel.2022.126835.
- Nondy, J., Ggoi, T.K., 2021, Exergoeconomic investigation and multi-objective optimization of different ORC configurations for waste heat recovery: A comparative study, *Energy Conversion and Management*, 245, 114593. doi: 10.1016/j.enconman.2021.114593.
- Pan, M., Chen, X., Li, X., 2022, Multi-objective analysis and optimization of cascade supercritical CO₂ cycle and organic Rankine cycle systems for waste-to-energy power plant, *Applied Thermal Engineering*, 214, 118882. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2022.118882.
- Peng, W., Sadaghiani, O.K., 2023, A novel hydrogen production system to storage the waste thermal energy of power plants, *International Journal of Environmental Science and Technology*, 20, 5359-5376. doi: 10.1007/s13762-022-04332-3.
- Rad, E.A., Mohammadi, S., et al., 2020, Simultaneous optimization of working fluid and boiler pressure in an organic Rankine cycle for different heat source temperatures, *Energy*, 194, 116856. doi: 10.1016/j.energy.2019.116856.
- Rejeb, O., Alirahmi, S.M., et al., 2022, Innovative integrated solar powered polygeneration system for green Hydrogen, Oxygen, electricity and heat production, *Energy Conversion and Management*, 269, 116073. doi: 10.1016/j.enconman.2022.116073.
- Salari, A., and Hakkaki-Fard, A., 2022, Thermodynamic analysis of a photovoltaic thermal system coupled with an organic Rankine cycle and a proton exchange membrane electrolysis cell, *International journal of hydrogen energy*, 47, 17894-17913. doi: 10.1016/j.ijhydene.2022.03.271.
- Safarian, S., and Aramoun, F., 2015, Energy and exergy assessments of modified Organic Rankine Cycles (ORCs), *Energy Reports*, 1, 1-7. doi: 10.1016/j.egyr.2014.10.003.

- Singh, G., Chopra, K., Tyagi, V.V., et al., 2021a, A comprehensive energy, exergy and enviroeconomic (3-E) analysis with carbon mitigation for multistage evaporation assisted milk powder production unit, *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 43, 100925. doi: 10.1016/j.seta.2020.100925.
- Singh, G., Tyagi, V.V., Chopra, K., et al., 2021b, Energetic and exergetic assessment of two- and three-stage spray drying units for milk processing industry, *Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering*, 43, 359. doi: 10.1007/s40430-021-03015-3.
- Singh, G., Tyagi, V.V., Singh, P.J., et al., 2020, Estimation of thermodynamic characteristics for comprehensive dairy food processing plant: An energetic and exergetic approach, *Energy*, 194, 116799. doi: 10.1016/j.energy.2019.116799.
- Singh, G., Singh, P.J., Tyagi, V.V., et al., 2019a, Thermal and exergoeconomic analysis of a dairy food processing plant, *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 136, 1365-1382. doi: 10.1007/s10973-018-7781-y.
- Singh, G., Singh, P.J., Tyagi, V.V., et al., 2019b, Exergy and thermoeconomic analysis of cream pasteurisation plant, *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 137, 1381-1400. doi: 10.1007/s10973-019-08016-y.
- Singh, G., Singh, P.J., Tyagi, V.V., et al., 2019c, Exergy and thermo-economic analysis of ghee production plant in dairy industry, *Energy*, 167, 602-618. doi: 10.1016/j.energy.2018.10.138.
- Soufiyan, M.M., Aghbashlo, M., Mobli, H., 2017a, Exergetic performance assessment of a long-life milk processing plant: a comprehensive survey. *J Clean Prod.*, 140(2), 590-607. doi: 10.1016/j.jclepro.2015.11.066.
- Soufiyan, M.M, Aghbashlo M., 2017b, Application of exergy analysis to the dairy industry: A case study of yogurt drink production plant. *Food and Bioproducts Processing*, 101, 118-131. doi: 10.1016/j.fbp.2016.10.008.
- Tarighaleslami, A.H., Ghannadzadeh, A., Atkins, M.J., et al., 2020, Environmental life cycle assessment for a cheese production plant towards sustainable energy transition: Natural gas to biomass vs. natural gas to geothermal. *J Clean Prod.*, 275, 122999. doi: 10.1016/j.jclepro.2020.122999.
- TUIK, 2024. Erişim: <https://data.tuik.gov.tr/Bulten/Index?p=S%C3%BCt-ve-S%C3%BCt-%C3%9Cr%C3%BCnleri-%C3%9Cretimi-Aral%C4%B1k-2024-53968&dil=1>.
- Tunçbilek, Ö.F., 2024, Hidrojen Enerjisi ve Çevresel Etkisi Üzerine Değerlendirmeler. *Ankara Üniversitesi Sosyal Bilimler Dergisi*, 15(2), 189-197. doi: 10.33537/sobild.2024.15.2.6.
- Türkiye atık ısı potansiyeli değerlendirme projesi 2022, Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı. Erişim: https://enerji.gov.tr/Media/Dizin/BHIM/tr/Duyurular/PTB_202206301707.pdf.

- Türkiye Hidrojen Teknolojileri Strateji ve Yol Haritası Belgesi 2023, Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı. Erişim: https://enerji.gov.tr/Media/Dizin/SGB/tr/Kurumsal_Politikalar/HSP/ETKB_Hidrojen_Stratejik_Plan2_023.pdf.
- Waste heat to power global market report 2025. Erişim: www.thebusinessresearchcompany.com/report/waste-heat-to-power-global-market-report. (Erişim Tarihi: 21 Eylül 2024)
- Yıldırım, N., and Genc, S., 2017, Energy and exergy analysis of a milk powder production system. *Energy Conversion Management*, 149, 698-705. doi: 10.1016/j.enconman.2017.01.064.
- Yıldırım, N., and Genc, S., 2015, Thermodynamic analysis of a milk pasteurization process assisted by geothermal energy. *Energy*, 90(1), 987-996. doi:10.1016/j.energy.2015.08.003.
- Zhang, C., Liu, C., Xu, X., Li, Q., and Wang, S., 2019, Energetic, exergetic, economic and environmental (4E) analysis and multi-factor evaluation method of low GWP fluids in trans-critical organic Rankine cycles. *Energy*, 168, 332-345. doi: 10.1016/j.energy.2018.11.104.
- Zhar, R., Allouhi, A., Jamil, A., Lahrech, K., 2021, A comparative study and sensitivity analysis of different ORC configurations for waste heat recovery, *Case Studies in Thermal Engineering*, 28, 101608. doi:10.1016/j.csite.2021.101608.