

**BURSA TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ❖ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**PETROL DİSTİLASYONU SİMÜLASYONU: PROSES  
PARAMETRELERİNDEKİ DEĞİŞİMİN ÜRÜN KOMPOZİSYONUNA  
ETKİSİNİN İNCELENMESİ**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**Yasemin PEKCOŞKUN**

**Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı**

**OCAK 2020**



**BURSA TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ❖ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**PETROL DİSTİLASYONU SİMÜLASYONU: PROSES  
PARAMETRELERİNDEKİ DEĞİŞİMİN ÜRÜN KOMPOZİSYONUNA  
ETKİSİNİN İNCELENMESİ**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**Yasemin PEKCOŞKUN  
(151080501)**

**Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı**

**Tez Danışmanı: Prof. Dr. Mehmet Ferdi FELLAH**

**OCAK 2020**

BTÜ, Fen Bilimleri Enstitüsü'nün 151080501 numaralı Yüksek Lisans Öğrencisi Yasemin PEKCOŞKUN, ilgili yönetmeliklerin belirlediği gerekli tüm şartları yerine getirdikten sonra hazırladığı "PETROL DİSTİLLASYONU SİMÜLASYONU: PROSES PARAMETRELERİNDEKİ DEĞİŞİMİN ÜRÜN KOMPOZİSYONUNA ETKİSİNİN İNCELENMESİ" başlıklı tezini aşağıda imzaları olan jüri önünde başarı ile sunmuştur.

**Tez Danışmanı :** **Prof. Dr. Mehmet Ferdi FELLAH** .....  
Bursa Teknik Üniversitesi

**Jüri Üyeleri :** **Prof. Dr. Mehmet ÇOPUR** .....  
Bursa Teknik Üniversitesi

**Doç. Dr. Oğuzhan İLGEN** .....  
Kocaeli Üniversitesi

**Savunma Tarihi :** **7 Ocak 2020**

**FBE Müdürü :** **Doç. Dr. Murat ERTAŞ** .....  
Bursa Teknik Üniversitesi ...../...../.....

## İNTİHAL BEYANI

Bu tezde görsel, işitsel ve yazılı biçimde sunulan tüm bilgi ve sonuçların akademik ve etik kurallara uyularak tarafımdan elde edildiğini, tez içinde yer alan ancak bu çalışmaya özgü olmayan tüm sonuç ve bilgileri tezde kaynak göstererek belgelediğimi, aksinin ortaya çıkması durumunda her türlü yasal sonucu kabul ettiğimi beyan ederim.

Öğrencinin Adı Soyadı: Yasemin PEKCOŞKUN

İmzası :

YASEMİN PEKCOŞKUN



*Aileme,*

## ÖNSÖZ

Petrol, günümüzde gelişen teknoloji ve sanayi koşullarını karşılamak adına dünya üzerinde en çok ihtiyaç duyulan bileşenlerden biri haline gelmiştir. Yeraltından elde edilen ham petrolün sanayi koşullarında kullanılabilir ürünler haline dönüştürülmesinde başvurulan en yaygın ayırma prosesi petrol distilasyonudur.

Bu çalışmada, bir atmosferik petrol distilasyonu ünitesi simüle edilmiş ve petrol distilasyon prosesinde proses parametrelerinin değişiminin ürün kompozisyonuna ve kolon içi operasyon şartlarına etkisi incelenmiştir. Simülasyon, ASPEN Plus v 8.6 yazılımından yararlanılarak oluşturulmuştur.

Tez çalışmamda yararlandığım yazılımın erişimi için desteğini esirgemeyen Türkiye Petrol Rafinerileri A.Ş.'ye teşekkürü bir borç bilirim.

Tez çalışmamın planlanmasında, araştırılmasında, yürütülmesinde ve oluşumunda ilgi, destek ve zamanını esirgemeyen, tecrübelerinden yararlandığım, yönlendirme ve bilgilendirmeleriyle bana yol gösteren danışman hocam sayın Prof. Dr. Mehmet Ferdi Fellah'a sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Ocak 2020

Yasemin Pekçoşkun

## İÇİNDEKİLER

### Sayfa

<b>ÖNSÖZ</b> .....	<b>v</b>
<b>İÇİNDEKİLER</b> .....	<b>vi</b>
<b>KISALTMALAR</b> .....	<b>viii</b>
<b>SEMBOLLER</b> .....	<b>ix</b>
<b>ÇİZELGE LİSTESİ</b> .....	<b>x</b>
<b>ŞEKİL LİSTESİ</b> .....	<b>xi</b>
<b>ÖZET</b> .....	<b>xiii</b>
<b>SUMMARY</b> .....	<b>xiv</b>
<b>1. GİRİŞ</b> .....	<b>1</b>
1.1 Tezin Amacı.....	2
1.2 Literatür Araştırması .....	2
<b>2. HAM PETROL</b> .....	<b>5</b>
2.1 Ham Petrolün Özellikleri, Bileşimi ve Sınıflandırılması.....	5
2.1.1 Ham petrol ürünleri .....	8
2.2 Dünyada ve Türkiye’de Ham Petrol.....	10
2.2.1 Dünyada ham petrol ve rezervleri .....	10
2.2.2 Türkiye’de ham petrol ve rezervleri .....	20
2.3 Distilasyon .....	25
2.4 Ham Petrolün Ürüne Dönüştürülmesi .....	27
2.4.1 Ham petrolün ürüne dönüştürülmesinde distilasyon .....	27
2.4.1.1 Atmosferik distilasyon .....	29
2.4.1.2 Vakum distilasyonu .....	33
<b>3. PETROL DİSTİLYASYONUNDA PARAMETRELER</b> .....	<b>35</b>
3.1 Besleme Yeri ve Kolon Raf Sayısı.....	35
3.2 Besleme Sıcaklığı .....	37
3.3 Besleme Debisi.....	38
<b>4. ASPEN PLUS</b> .....	<b>40</b>
4.1 Aspen Plus Özellikleri ve Kullanım Olanakları.....	40
4.2 Aspen Plus Temel İşlem Örnekleri .....	41
<b>5. YÖNTEM</b> .....	<b>44</b>
5.1 Aspen Plus Kullanılarak Ham Petrol Karışımlarının Oluşturulması.....	44
5.2 Oluşturulan Ham Petrol Karışımlarından Sisteme Girecek Olan Beslemenin Oluşturulması.....	48
5.3 Simülasyon ve Akış Diyagramının Oluşturulması.....	50
5.4 Simülasyonun Çalıştırılması .....	53
5.5 Simülasyonun Değişen Parametrelerle Tekrar Çalıştırılması ve Sonuçların Gözlemlenmesi .....	55
<b>6. SONUÇ VE ÖNERİLER</b> .....	<b>56</b>
6.1 Sonuçlar ve Yorumlar.....	56
6.1.1 Başlangıç verileri ile çalıştırılan sürece ait yazılım sonuçları örneği.....	56



6.1.2 Ham petrol besleme debisi değişiminin ürün ve süreç üzerine etkileri.....	58
6.1.3 Besleme yeri değişiminin ürün ve süreç üzerine etkileri.....	61
6.1.4 Besleme sıcaklığı değişiminin ürün ve süreç üzerine etkileri.....	63
6.2 Öneriler .....	65
<b>KAYNAKLAR.....</b>	<b>66</b>
<b>EKLER .....</b>	<b>70</b>
<b>ÖZGEÇMİŞ .....</b>	<b>79</b>



## KISALTMALAR

<b>ABD</b>	: Amerika Birleşik Devletleri
<b>AGO</b>	: Atmospheric Gas Oil
<b>API</b>	: American Petroleum Institute
<b>ASPEN</b>	: Advanced System for Process Engineering
<b>ASTM</b>	: American Society for Testing and Materials
<b>ATM</b>	: Atmosferik
<b>BP</b>	: Boiling Point
<b>CIS</b>	: Commonwealth of Independent States
<b>EP</b>	: End Point
<b>IBP</b>	: Initial Boiling Point
<b>GDP</b>	: Gross Domestic Product
<b>LNG</b>	: Liquefied Natural Gas
<b>LPG</b>	: Liquefied Petroleum Gas
<b>MTON</b>	: Metric Ton
<b>OPEC</b>	: Organization of Petroleum Exporting Countries
<b>PONA</b>	: Paraffins, Olefins, Naphthenes, Aromatics
<b>Ppm</b>	: Parts per million
<b>SI</b>	: The International System of Units
<b>TBP</b>	: True Boiling Point
<b>TPAO</b>	: Türkiye Petrolleri Anonim Ortaklığı
<b>WT</b>	: Weight percent

## SEMBOLLER

<b>bcm</b>	: Billion cubic meters
<b>btu/lbmole</b>	: British thermal unit per pound mole
<b>degC</b>	: Santigrat Derece
<b>H<sub>2</sub>S</b>	: Hidrojen Sülfür
<b>j/mol</b>	: joule per mole
<b>kg/m<sup>3</sup></b>	: Kilogram/metreküp
<b>lb/ft<sup>3</sup></b>	: Pounds per cubic foot
<b>lbmole/hr</b>	: Poundmole per hour
<b>mv/g</b>	: Günde milyon varil
<b>Ni</b>	: Nikel
<b>V</b>	: Vanadyum
<b>v/g</b>	: Varil/gün
<b>Psig</b>	: Pounds per square inch gauge
<b>°C</b>	: Santigrat Derece
<b>°F</b>	: Fahrenheit Derece

## ÇİZELGE LİSTESİ

### Sayfa

Çizelge 2.1 : Element bazında ham petrol bileşimi.....	6
Çizelge 2.2 : Ham petrolün gravite bazında sınıflandırılması. ....	6
Çizelge 2.3 : Çeşitli ham petrol tiplerinin özellikleri (lokasyon bazlı ayrım). ....	13
Çizelge 2.4 : Dünya genelinde enerji kaynakları tüketimi dağılımı (2017 verileri). .	19
Çizelge 2.5 : Dünya genelinde kayıtlı ham petrol rezervleri.. ....	19
Çizelge 2.6 : Dünya genelinde petrol üretim verileri (bin varil/gün).. ....	19
Çizelge 2.7 : Dünya genelinde petrol tüketim verileri (bin varil/gün).. ....	19
Çizelge 2.8 : Dünya petrol rezervleri dağılımı. ....	19
Çizelge 2.9 : Yıllar itibariyle Türkiye’de ham petrol ve doğalgaz üretimi. ....	24
Çizelge 5.1 : Hafif petrol analiz bilgileri. ....	45
Çizelge 5.2 : Orta ağırlıkta petrol analiz bilgileri.....	46
Çizelge 5.3 : Ağır petrol analiz bilgileri. ....	46
Çizelge 5.4 : Beslemenin sisteme giriş şartları. ....	50
Çizelge 5.5 : Atmosferik kolon operasyon şartları. ....	51
Çizelge 5.6 : Atmosferik kolon operasyon değişim parametreleri. ....	55
Çizelge 6.1 : Başlangıç verilerine göre çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar. ....	57
Çizelge A.1 : 329,44 °C besleme sıcaklığı ile çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar..	70
Çizelge A.2 : 371,11 °C besleme sıcaklığı ile çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar..	70
Çizelge A.3 : 398,89 °C besleme sıcaklığı ile çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar..	72
Çizelge A.4 : Besleme rafı: 20. raf olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar. ....	73
Çizelge A.5 : Besleme rafı: 30. raf olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar. ....	74
Çizelge A.6 : Besleme debisi: 94.400 v/g olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar. .....	75
Çizelge A.7 : Besleme debisi: 95.000 v/g olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar. .....	76
Çizelge A.8 : Besleme debisi: 110.000 v/g olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.....	77
Çizelge A.9 : Besleme debisi: 120.000 v/g olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.....	78

## ŞEKİL LİSTESİ

### Sayfa

Şekil 2.1 : Bütan hidrokarbon yapısı .....	5
Şekil 2.2 : Gerçek kaynama noktası eğrisi örneği .....	7
Şekil 2.3 : Kesme noktaları (cut points) .....	8
Şekil 2.4 : Birincil petrol ürünlerine ait kaynama aralıkları ve karbon atomu sayıları	9
Şekil 2.5 : Bölgesel enerji tüketiminin birincil enerji kaynaklarına dağılımı (1965- 2006).....	11
Şekil 2.6 : Yıllara göre enerji ve GDP artış oranları .....	12
Şekil 2.7 : Dünya petrol ihtiyacı ve petrol tedarikindeki büyüme oranları .....	14
Şekil 2.8 : Ülkelere göre birincil enerji büyüme katkıları (2018 verileri) .....	20
Şekil 2.9 : Türkiye’de petrol üretimi dağılımı.. .....	21
Şekil 2.10 : Türkiye’de petrol üretimi ve ithalatının karşılanması (yıllara göre dağılım).....	22
Şekil 2.11 : Türkiye’de ithal edilen petrolün ülkelere göre dağılımı (2017 verileri) .	22
Şekil 2.12 : Yerli ham petrol üretim trendi (1965-2016).....	23
Şekil 2.13 : Üretimin tüketimi karşılama oranı (2004-2016).....	24
Şekil 2.14 : Laboratuvar ortamında gerçekleşen temel distilasyon işlemi .....	24
Şekil 2.15 : Endüstriyel distilasyon prosesine ait bir akış diyagramı.....	27
Şekil 2.16 : Geliştirilen ilk distilasyon ünite prosesi. ....	29
Şekil 2.17 : Atmosferik distilasyon kolonu örneği. ....	30
Şekil 2.18 : Ayrırma kolonunda kullanılan buhar miktarı. ....	33
Şekil 2.19 : Vakum distilasyon proses örneği.....	34
Şekil 3.1 : Anahtar bileşen oranına karşılık besleme yeri .....	36
Şekil 4.1 : Bileşen tanımlama .....	42
Şekil 4.2 : Doğalgaz işleme prosesi örnek akış şeması .....	42
Şekil 4.3 : Distilasyon kolonu veri giriş ekranı.....	43
Şekil 4.4 : Reaksiyon tanımlama ekranı .....	43
Şekil 5.1 : Property package seçimi .....	44
Şekil 5.2 : Bileşem seçimi.....	45
Şekil 5.3 : Karışımın bütünleşik özelliklerinin girilmesi.....	46
Şekil 5.4 : Karışımın hafif bileşenlerinin tanımlanması .....	47
Şekil 5.5 : Karışımın distilasyon verilerinin tanımlanması .....	47
Şekil 5.6 : Karışımın yoğunluk verilerinin tanımlanması.....	48
Şekil 5.7 : Karışımın sülfür oranlarının tanımlanması .....	48
Şekil 5.8 : Input Assay ekranında oluşturulan karışımların görüntülenmesi .....	49
Şekil 5.9 : Blend-1 isimli besleme karışımının oluşturulması .....	49
Şekil 5.10 : Beslemenin ısıtılması ve beslemeden tuz giderme işleminin yapılması için oluşturulan diyagram .....	50
Şekil 5.11 : Kolon verilerinin tanımlanması. ....	52
Şekil 5.12 : Yan ürün ayırıcı verilerinin tanımlanması .....	52
Şekil 5.13 : Pumparound verilerinin tanımlanması .....	53

Şekil 5.14 : Distilasyon kolonu ürün çıkış verileri.....	54
Şekil 5.15 : Ham petrol atmosferik distilasyonu akış diyagramı .....	54
Şekil 6.1 : Kolon içi sıcaklık profilinin kontrolü. ....	58
Şekil 6.2 : Kolon içi basınç profilinin kontrolü .....	58
Şekil 6.3 : Besleme debisine karşılık ürün debisi .....	59
Şekil 6.4 : Besleme debisine karşılık ürün sıcaklığı.....	60
Şekil 6.5 : Besleme debisine karşılık dip sıcaklığı.....	60
Şekil 6.6 : Besleme yerine karşılık ürün sıcaklığı.....	62
Şekil 6.7 : Besleme yerine karşılık ürün debisi.....	62
Şekil 6.8 : Besleme yerine karşılık dip sıcaklığı.....	63
Şekil 6.9 : Besleme sıcaklığına karşılık ürün debisi.....	63
Şekil 6.10 : Besleme sıcaklığına karşılık ürün sıcaklığı.....	64
Şekil 6.11 : Besleme sıcaklığına karşılık dip sıcaklığı.....	65



# PETROL DİSTİLYASYONU SİMÜLASYONU: PROSES PARAMETRELERİNDEKİ DEĞİŞİMİN ÜRÜN KOMPOZİSYONUNA ETKİSİNİN İNCELENMESİ

## ÖZET

Günümüzde gelişen sanayi ve endüstri şartları ile enerji ihtiyacı gün geçtikçe artmaktadır. Bu sebeple endüstrinin her alanında açığa çıkan enerji gereksinimini karşılamak için ihtiyaç duyulan ürünlerin temelini oluşturan ham petrolün rafine edilmesi ve fraksiyonlarına ayrıştırılmasına dayalı işlemler günümüzde çok önemli bir konumdadır.

Ham petrolün rafine edilerek farklı bileşenlere dönüştürülmesi ve endüstriyel sahalarda yararlanılabilir ürünlere ayrıştırılması için kullanılan en yaygın ve etkili teknik distilasyon işlemidir. Distilasyon prosesi, temel anlamda bir karışımı oluşturan bileşenlerin kaynama noktalarının yani uçuculuklarının farklı olmasından faydalanılarak ayrıştırılması işlemidir. Ham petrol rafineri ürünlerine örnek olarak, benzin, fuel oil ve motorin, jet yakıtı, asfalt, kerosen, madeni yağlar gösterilebilir.

Ham petrol distilasyonu yapılan bir işletmede, en çok enerji tüketiminin olduğu ünitelerden biri ham petrolün fraksiyonlarına ayrıştırıldığı distilasyon kolonlarıdır. Bu sebeple rafinerilerde distilasyon kolonlarını optimum şartlar altında çalıştırmak, hem global enerji kaynaklarını korumak hem de işletme maliyetlerini minimum seviyede tutmak için oldukça önemli bir tasarım ve geliştirme konusudur.

Ham petrolün fraksiyonlarına ayrıldığı distilasyon kolonlarındaki operasyon şartları ürün eldesine ve ürün kompozisyonuna etki eden birçok parametreyi içerir. Bu çalışmada, bir atmosferik petrol distilasyonu ünitesi simüle edilmiş ve petrol distilasyon proses parametrelerinin değişiminin ürün kompozisyonuna ve kolon içi operasyon şartlarına etkisi incelenmiştir. Simülasyon, ASPEN Plus v8.6 yazılımından yararlanılarak oluşturulmuştur. Değişim parametreleri olarak besleme yeri, besleme sıcaklığı ve besleme debisi üzerinde durulmuştur.

Besleme debisinin artırılmasına rağmen, ürün debisinin azaldığı, dip miktarının arttığı gözlenmiştir. Bunun sebebi, sisteme ek ısı girdisi verilmeksizin artırılan besleme debisinin kolon randımanını düşürmesidir. Besleme hangi ürün çıkış noktasına yakın yapılırsa sıcaklıkla beraber o ürünün de çıkış debisini arttığı gözlenmiştir. Besleme debisi artırılmadan besleme sıcaklığının artırılması ürün debilerini değiştirmemekle birlikte ürün kompozisyonlarını değiştirmiştir. Besleme sıcaklığı artırıldıkça dipte daha ağır ürünlerin kaldığı ve genel olarak tüm ürünlerin daha ağır bileşenlerden oluştuğu anlaşılmıştır.

**Anahtar Kelimeler:** Ham Petrol, Distilasyon, Atmosferik Distilasyon, ASPEN Plus, Simülasyon

# **PETROLEUM DISTILLATION SIMULATION: INVESTIGATION OF THE EFFECT OF PROCESS PARAMETERS ON PRODUCT COMPOSITION**

## **SUMMARY**

World need for energy has been on a continuous rise in parallel to the rapidly-growing industrial demand around the world. Consequently, distillation and fractionation of crude oil is of paramount importance today, as the crude oil is the basis of many fuels that are used as the main energy source in so many industries.

The most common and effective technique used today in separation of crude oil into its components and to fuels usable in the industry is distillation. Distillation in essence is a separation technique utilizing the different boiling points, evaporation tendencies, of a mixture's components. Among the final products from distillation of crude oil, gasoline, fuel oil, diesel, jet fuel, asphalt, kerosene and machine oils can be counted.

One of the most energy-intensive units in a crude oil refinery are the distillation columns, where the crude oil is distilled into its main fractions. It is therefore a major research and development task to ensure the optimal operation of these columns, serving to both minimizing the operational costs and safeguarding the world's energy resources.

The operating conditions in a distillation column is set by many parameters that affect the flowrate and composition of the products. In this work, a simulation has been created for an atmospheric distillation unit and the effects of varying process parameters on the column's operating conditions and the product compositions have been studied. The software used to create the simulation is ASPEN Plus V8.6 and the process parameters selected for study are feed location, feed temperature and feed flowrate.

It is observed that increasing the feed flowrate results in a decrease of the products' and dip flowrates, as the heat input is not increased in parallel, lowering the distillation performance. Another finding is that the feed increases the temperature and flowrates of the products drawn from stages close to the feed location. Finally, only increasing the feed temperature without any changes to feed flowrate affects the product compositions, while the flowrates remain essentially flat. The products and the dip are composed of heavier components, while more light components leave the column from the top stream.

**Keywords:** Crude Oil, Distillation, Atmospheric Distillation, ASPEN Plus, Simulation



## 1. GİRİŞ

Rafine edilmemiş haline ham petrol adı verilen ve temelinde birçok hidrokarbondan oluşan, çıkarıldığı her coğrafyada farklı kimyasal ve fiziksel özelliklere sahip olan, bu sebeple yalın bir formülü bulunmayan petrol, global anlamda enerji ihtiyacının karşılanmasında çok önemli bir yere sahiptir. Petrol, yüzeye fay hatlarından sızma yoluyla doğal şekilde ulaşabilir veya günümüzde geliştirilen sondaj teknikleri sayesinde kurulan petrol sondaj şantiyelerinde yer altından çıkarılarak elde edilebilir.

Günümüz gelişen sanayi ve endüstri şartları dolayısıyla enerji ihtiyacı gün geçtikçe artmaktadır. Bu enerji ihtiyacını karşılamak için ham petrolün rafine edilmesi en önemli süreçlerden biridir. Ham petrolün rafine edilmesi ile motorlu araçlarda kullanılan akaryakıt gibi günlük enerji ihtiyaçları ve sanayide kullanılan daha büyük ölçekli enerji kaynaklarının eldesi sağlanır. Ham petrol rafineri ürünlerine örnek olarak, benzin, fuel oil ve motorin, jet yakıtı, asfalt, kerosen, madeni yağlar gösterilebilir.

Ham petrolün rafine edilerek farklı bileşenlere dönüştürülmesi ve endüstriyel sahalarda yararlanılabilir ürünlere ayrıştırılması için kullanılan en yaygın ve etkili teknik distilasyon işlemidir. Distilasyon, temel anlamda bir karışımı oluşturan bileşenlerin kaynama noktalarının yani uçuculuklarının farklı olmasından faydalanılarak ayrıştırılması işlemidir. Petrol distilasyon proseslerinde, yeraltından çıkarılan işlem görmemiş ham petrol, bileşenlerine ayrılmak üzere atmosferik ve vakum altında çalışan distilasyon ünitelerinde fraksiyonlarına ayrılırlar. Fraksiyonlarına ayrılmış olan bileşenler, buradan sonra, devam edecek olan saflaştırma işlemleri için distilasyon prosesinin diğer elemanlarına aktarılırlar.

Ham petrolün fraksiyonlarına ayrıldığı distilasyon kolonlarındaki operasyon şartları ürün eldesine ve ürün kompozisyonuna etki eden birçok parametreyi içerir. Bu çalışmada, bir atmosferik petrol distilasyonu ünitesi simüle edilmiş ve petrol distilasyon proses parametrelerinin değişiminin ürün kompozisyonuna ve kolon içi

operasyon şartlarına etkisi incelenmiştir. Simülasyon, ASPEN Plus v8.6 yazılımından yararlanılarak oluşturulmuştur.

Çalışmanın birinci bölümünde, tezin amacı ve yapılan çalışmayla ilgili literatür araştırması sunulmuştur. İkinci bölümde, ham petrol özellikleri ve sınıflandırılması, ham petrol ürünleri, dünya ve Türkiye’de ham petrol üretimi, tüketimi ve rezervleri hakkında bilgi verilmiş, ham petrolün ürüne dönüştürülmesinde distilasyon işlemi, atmosferik ve vakum distilasyon prensipleri sunulmuştur.

Çalışmanın üçüncü bölümünde, petrol distilasyonunda distilasyon işlemini etkileyen parametrelere değinilmiştir. Dördüncü bölümde çalışmada kullanılan petrol distilasyonu simülasyonunun oluşturulduğu yazılım olan ASPEN Plus v8.6 hakkında bilgi verilmiş ve kullanımı kısaca tanıtılmıştır. Beşinci bölümde, çalışmaya temel olan simülasyonun oluşturulma aşamaları ve kullanılan başlangıç verileri hakkında bilgi verilmiştir. Altıncı bölümde, simülasyonda elde edilen sonuçlar ve değiştirilen proses parametreleri ile elde edilen verilerin yorumlanması ve öneriler sunulmuştur.

## **1.1 Tezin Amacı**

Ham petrol distilasyonu yapılan bir işletmede, en çok enerji tüketiminin olduğu ünitelerden biri ham petrolün fraksiyonlarına ayrıştırıldığı distilasyon kolonlarıdır. Bu sebeple rafinerilerde distilasyon kolonlarını optimum şartlar altında çalıştırmak, hem global enerji kaynaklarını korumak hem de işletme maliyetlerini minimum seviyede tutmak için oldukça önemli bir tasarım ve geliştirme konusudur.

Bu çalışmanın amacı, bir petrol distilasyon prosesine ait bir atmosferik distilasyon kolonunda yazılım desteği kullanılarak proses parametrelerinin değişiminin kolondan çıkan ürünler üzerine etkisinin incelenmesi ve bu etkilerin hangi yönde olduğunun tespit edilmesidir.

## **1.2 Literatür Araştırması**

Tezin bu bölümünde petrol distilasyonu prosesleri ve distilasyon süreçlerinin optimizasyonu üzerine yapılan araştırma ve çalışmalardan bazı örneklere yer verilmiştir. Bu çalışmalarda elde edilen bulgular, dile getirilen fikirler ve ele alınan yaklaşımlardan kısaca bahsedilmiştir.

Ham petrol distilasyonu üzerine yapılan bir çalışmada; Samborskaya ve arkadaşları Aspen Plus yazılımını kullanarak ham petrol distilasyon prosesinde ön tasarım optimizasyonu üzerine bir çalışma yapmışlardır. Bu amaçla, Aspen Plus yazılımında birkaç temel model geliştirmiş ve bir distilasyon kolonuna akış hızı anlamında proses esnekliği kazandırılması için gereken optimal proses değişkenini tespit etmeyi amaçlamışlardır. Optimal ekipman değişkeni olarak kolon içi tasarımını göstermişlerdir [1].

Waheed ve arkadaşı, Nijerya rafinerilerinden birinde işletilen bir proses verilerini kullanarak ASPEN yazılımında bir proses simüle etmiş ve bu ham petrol distilasyon ünitesindeki performans gelişimi üzerine bir çalışma yapmışlardır. Çalışmada enerji ve ekserji analizlerden faydalanmış, geliştirdikleri tasarım ile mevcut proseste ekonomik ve çevresel anlamda faydalara erişildiğine değinmişlerdir [2]. Bir başka çalışmada Dilmaç, bir proses benzetim programı yardımı ile Türkiye Petrol Rafinerileri A.Ş.'deki bir ham petrol distilasyon kolonundaki termoekonomik analizi enerji ve ekserji hesaplamalarını kullanarak gerçekleştirmiştir [3].

Ledezma ve arkadaşları, ASPEN Plus yazılımını kullanarak bir petrol distilasyonu prosesi simüle etmiş ve proses tasarımına bir ön ısıtma ünitesi eklenmesi durumunda sisteme ham petrol beslemesi yapılmadan önce kullanılan ana ısıtıcıda gerek duyulan ısı miktarının değişimini gözlemlemişlerdir. Çalışmada, ön ısıtma ünitesinin sisteme eklenmesi ile alevli ısıtıcıdaki enerji ihtiyacının düştüğü gözlemlenmiş ancak oluşturulan bu yeni sistemin ön ısıtıcı ünitesinin eklenmesi sonucu kolondaki ayrıştırma veriminin düşüşüne sebebiyet verebilecek nitelikte olduğunu belirtmişlerdir [4].

Sotelo ve arkadaşları, yaptıkları bir çalışmada petrol distilasyonu prosesinde kullanılan ham petrol karakterlerinin dinamik olması sebebiyle elde edilen ürünlerin de farklı özelliklere sahip olduğuna değinmişlerdir. Çalışmalarında Aspen Plus yazılımını kullanarak bir atmosferik distilasyon kolonu ve distilasyon prosesi simüle etmiş, değişen ham petrol kompozisyonuna rağmen oransal-integral ve türevsel kontrolörler kullanılarak ürün kalitesinin sabit tutulabileceğini belirtmişlerdir [5].

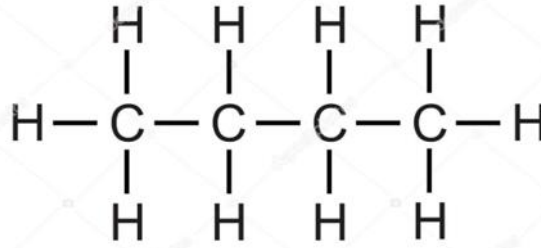
Luo ve arkadaşları, çalışmalarında Aspen Plus yazılımını kullanarak bir ham petrol distilasyon sistemini simüle etmiş ve sistemdeki ürün çıktısı ve enerji tüketimini

eşzamanlı olarak kontrol eden bir analiz çalışması yaparak bir rafinerideki yıllık ekonomik gideri analiz etmişlerdir [6].

Sowani, yaptığı çalışmada ASPEN yazılımını kullanarak Libya petrol rafinerilerinden birindeki atmosferik damıtma ünitesinin simülasyonunu yapmış ve kolondaki orta distilat üretimlerini iyileştirmek adına nafta ürünü üzerinde benzetim çalışmaları yürütmüştür. Benzetim çalışmalarını yaparken, kolona beslenen ham petrol sıcaklığı, kolona ve ayırıcılara beslenen buhar sıcaklığı, ve ham petrolün kolona besleme yeri gibi parametreler üzerinde değişim yapılarak sonuçları gözlemlemiştir [7]. Benzer şekilde Ahmed, yaptığı distilasyon kolonu simülasyon çalışmasında kerosen kesme sıcaklığının artırılması, kolon üstü sıcaklığının düşürülmesi, buhar akış hızının artırılması, besleme sıcaklığının artırılması gibi değişikliklerin sisteme etkisini gözlemlemiştir [8].

## 2. HAM PETROL

Temel enerji kaynaklarından biri olan petrol, Latin dilindeki petro (taş) ve oleum (yağ) kelimelerinin birleşiminden oluşmaktadır. Günümüzde en çok ihtiyaç duyulan maddelerden biri olan ham petrol, en genel tanımıyla yer altından arama ve üretim yoluyla çıkarılan, çoğunlukla organik bileşenlerden oluşan sıvı bir maddedir [9]. Ham petrolün ürüne dönüştürülmesi olgusunun geliştirilmesi 20.yüzyılda içten yanmalı motorların geliştirilmesi ile karşılıklı olarak tetiklenmiştir. Ham petrol aslen, bir karbonlu metandan başlayarak binlerce hidrokarbonun bileşimiyle meydana gelen bir karışımdır. Ham petrol karışımları genel olarak hidrokarbonlar olarak adlandırılır. Tipik bir örnek olan bütan bileşimi Şekil 2.1.'de verilmiştir [10].



Şekil 2.1 : Bütan hidrokarbon yapısı.

### 2.1 Ham Petrolün Özellikleri, Bileşimi ve Sınıflandırılması

Ham petrol temelde hidrokarbonların birleşimi ile oluşur. Ancak aynı zamanda bileşiminde az miktarlarda sülfür, nitrojen, kükürt, oksijen ve bazı ağır metalleri de barındırır. Behsedilen safsızlıklardan en yaygın olanı sülfürdür, bunu klorür takip eder. Sülfür, ham petrolden sıcaklık ve basınç altında yürütülen özel bir proses ile H<sub>2</sub>S'e dönüştürülerek uzaklaştırılır. Klorürden kaynaklı safsızlıklar ise ön distilasyon aşamasında metalik koruma yöntemi ile engellenir. Ham petrol içinde bulunan en yaygın metaller ise nikel, vanadyum ve sodyumdur [9].

Ham petrolü oluşturan hidrojen ve karbonun birbirine oranları ham petrolün fiziksel özelliklerini belirler. Hidrojenin karbona olan oranı düştükçe, gravite ve hidrokarbon bileşenlerinin kaynama noktası yükselir. Ham petrolün element bazlı bileşimi,

orijinininden bağımsız olarak belirli aralıklar içerisinde [11]. Çizelge 2.1, ham petrolün element bazlı bileşimini aralık bilgisiyle göstermektedir [10].

**Çizelge 2.1 :** Element bazında ham petrol bileşimi.

Element	Kompozisyon (ağırlık %)
Karbon	83,0 - 87,0
Hidrojen	10,0 - 14,0
Sülfür	0,05 - 6,0
Nitrojen	0,1 - 0,2
Oksijen	0,05 - 2,0
Ni	<120 ppm
V	<1200 ppm

Petrol, çıkarıldığı coğrafyaya göre çeşitli renklerde olabilir. Bu renk petrolün bileşimi ve içerisindeki safsızlıklar dolayısıyla petrolün kalitesiyle ilintilidir. Petrolün kalitesi, API (American Petroleum Institutes) denilen bir ölçme birimi ile belirlenir. API'nin yüksek değerleri özgül ağırlığın düşük değerine karşılık gelir. Gravite büyüdükçe petrolün kalitesi yükselir [12]. Petrolün gravite değerine göre rengi de değişiklik gösterir. Yüksek graviteli petrolün işlem görmesi ile jet yakıtı, benzin, gaz yağı ve motorin gibi hafif ürünler elde edilirken, düşük graviteli petrolden asfalt gibi ağır ürünler elde edilir. Ham petrolün gravite bazında sınıflandırılmasına bir örnek Çizelge 2.2'de verilmiştir [9].

**Çizelge 2.2 :** Ham petrolün gravite bazında sınıflandırılması.

Ham Petrol Kategorisi	Gravite
Hafif Ham Petroller	API > 38
Orta Ağırlıkta Petroller	38 > API > 29
Ağır Petroller	29 > API > 8.5
Çok Ağır Petroller	API < 8.5

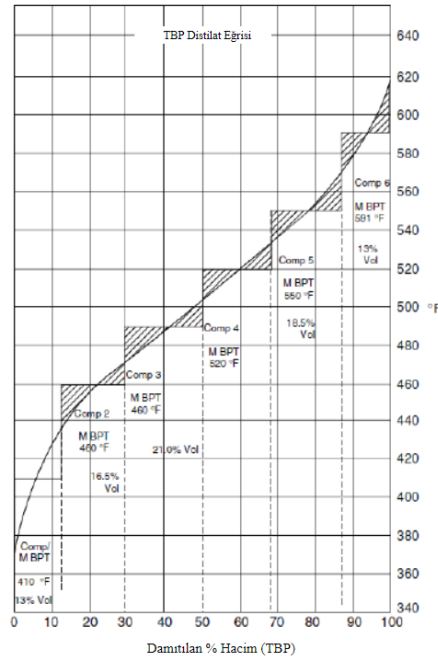
Petrol, yeraltında bulunduğu şekilde ve herhangi bir fiziksel, kimyasal işlem görmemiş sıvı halde iken ham petrol olarak adlandırılır. Fosil yakıt kaynaklarının günümüzdeki en yaygın türevlerinden biri doğal gazdır. Doğal gaz kullanımı ve ihtiyacı, sanayinin de hızla gelişmesi ile tüm dünya için stratejik bir öneme sahip olmuştur. Yüksek hidrokarbonlu petroller ise özelliklerine göre asfalt, zift, katran olarak adlandırılabilir.

Yeraltından çıkarılan ham petrolden elde edilebilecek olan ürün tiplerinin öngörülmesi ve buna uygun ayrıştırma proseslerinin planlanması için ham petrol analizinin yapılması önemlidir. Ham petrol analizi, işlenecek olan kaynağın özelliklerini

belirlemek adına laboratuvar ve pilot tesis çalışmalarından oluşan bir derleme olarak tanımlanabilir. Bu tip bir analiz en az bir distilasyon eğrisi ve bir spesifik gravite eğrisi içermelidir. Genel olarak birçok analiz, akma noktası, sülfür içeriği, viskozite gibi spesifik özellikleri de içerir.

Bir ham petrol analizinin sanayi boyutunda uygulamasına bakacak olursak, mühendislik şirketlerinin ham petrolün ürüne dönüştürülmesi için kuracakları rafinerileri ve dizayn edecekleri ayrıştırma proseslerini yapılan analiz verileri ışığında şekillendirdiklerini örnek olarak gösterebiliriz. Ayrıştırma proseslerinde kullanılacak tüm ekipmanların tasarımı ve operasyon şartları, ilgili bölgede çıkarılacak olan ham petrolün kimyasal analizi ile doğrudan ilişkilidir.

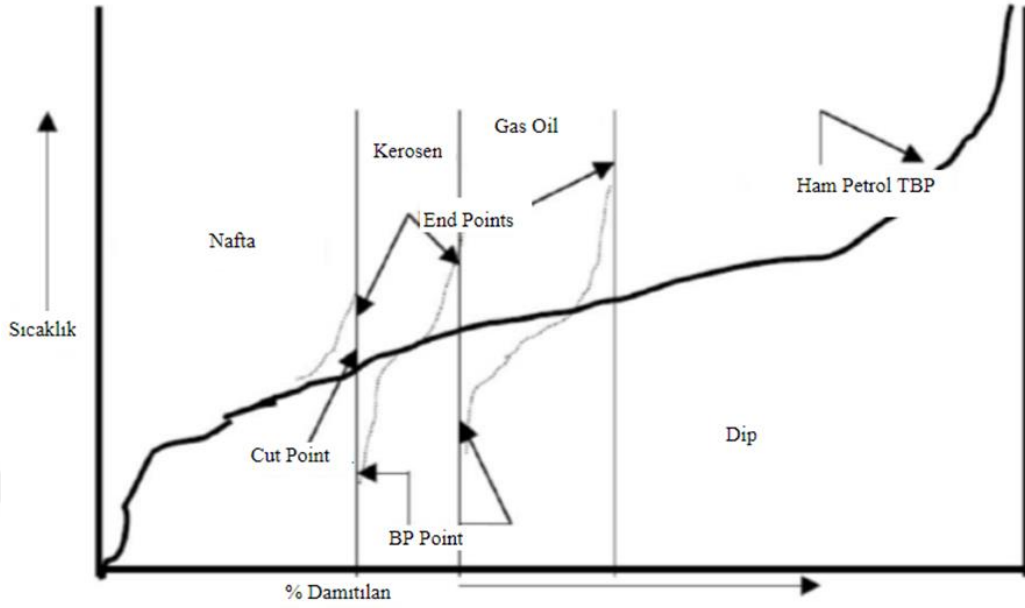
Ham petrol analizi için çeşitli laboratuvar testleri yapılır. Bu testlere örnek olarak, gerçek kaynama noktası eğrisinin çıkarılması, ASTM distilasyon eğrisinin çıkarılması, API gravitesinin ölçülmesi, parlama noktasının ölçülmesi, oktan sayısının ölçülmesi, viskozitenin ölçülmesi, bulanma ve akma noktasının ölçülmesi, sülfür içeriğinin ölçülmesi gösterilebilir. Gerçek kaynama noktası eğrisine ait bir örnek Şekil 2.2'de gösterilmiştir [10].



**Şekil 2.2 :** Gerçek kaynama noktası eğrisi örneği.

Ham petrol ve fraksiyonları saf bileşenler cinsinde değil, belli aralıklardaki kaynama sıcaklıkları ile oluşturulan kesme noktaları (cut point) ile tanımlanırlar. Bu kesme noktaları arasında kalan tüm bileşenlerin kendine has spesifik graviteleri, viskoziteleri,

mol ağırlıkları, akma noktaları vb. vardır. Bu bileşenler pseudo bileşenler olarak anılır (Şekil 2.3) [10].



Şekil 2.3 : Kesme noktaları (cut points).

Kesme noktası bir distilasyon eğrisi üzerinde, ilgili petrol türevinin üretilebileceği maksimum ve minimum sıcaklık limitlerini ifade eder. Kesme noktası ilgili türevin üretilebileceği ideal limitleri tanımlarken, son nokta (end point), bu türevin ticari olarak üretilebileceği gerçek üst limit sıcaklığını tanımlar.

### 2.1.1 Ham petrol ürünleri

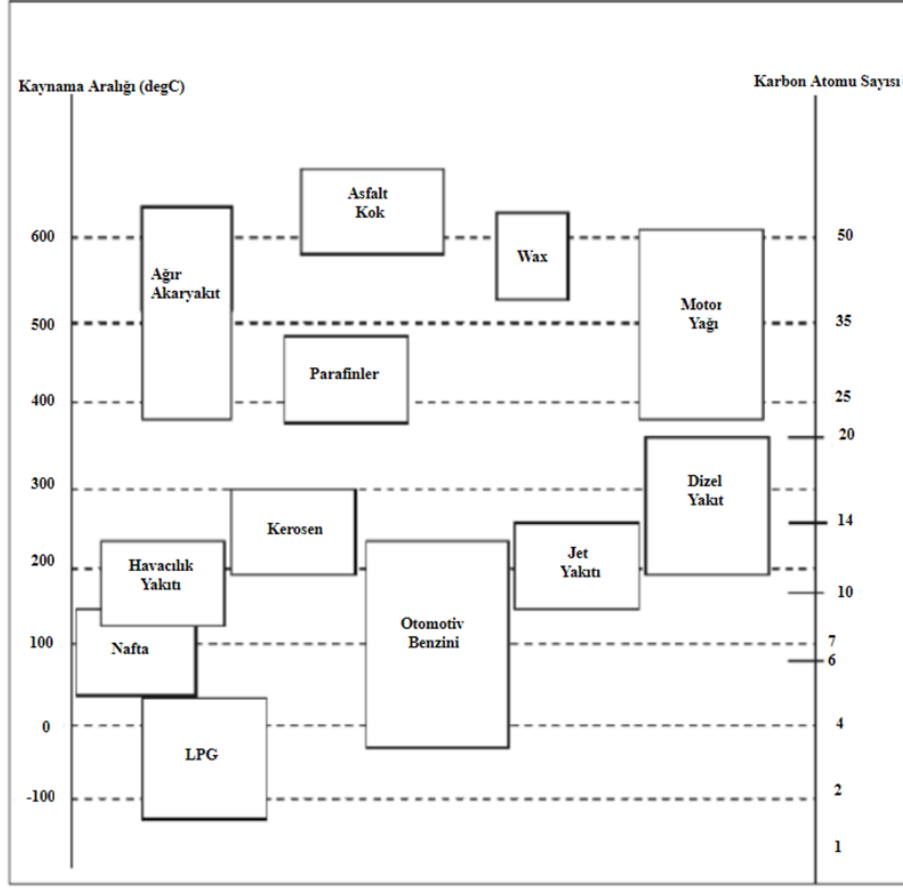
Ham petrolün işlenmesi sonucu ortaya çıkan, kullanım amaçlarına ve fiziksel, kimyasal spesifikasyonlara göre farklılık gösteren 2000 üzerinde rafineri ürünü vardır. Şekil 2.4'te karbon atomu içeriği ve kaynama sıcaklığı aralıklarına göre bazı tipik rafineri ürünleri verilmiştir [13].

**Sıvılaştırılmış Petrol Gazı (LPG):** Sıvılaştırılmış petrol gazı (LPG), ham petrolün damıtılmasında oluşan hidrokarbon bazlı bir gaz çeşididir. Etan, etilen, propan, propen, bütan, bütlen, izobütan ve izobütlen içerir. Ürüne nakliye kolaylığı sağlamak adına, bu gaz türü basınçlandırma ile sıvı hale getirilir.

**Benzin:** Benzin, içerdiği oktan halkalarına göre sınıflandırılan bir petrol türevidir ve üç çeşide ayrılır. İlk çeşit standart benzindir ve oktan sayısı 88'den küçük ve 85'e eşit veya 85'ten büyüktür. İkinci çeşit orta derece benzindir ve oktan sayısı 90'dan küçük



veya 90'a eşit ve 88'den büyüktür. Üçüncü çeşit premium benzindir ve oktan sayısı 90'dan büyüktür.



Şekil 2.4 : Birincil petrol ürünlerine ait kaynama aralıkları ve karbon atomu sayıları.

Havacılık sektöründe kullanılan motorlara uyum sağlayacak benzin, normal benzine kıyasla daha uçucu hidrokarbonlar içerir ve uygun katkıları kullanılarak farklı bir karışım haline getirilir.

**Kerosen:** Kerosen, hava araçlarının motor ve ısıtıcılarında, fırınlarda, su ısıtıcılarında kullanılan hafif bir petrol türevidir. Maksimum distilasyon sıcaklığı 204°C, son kaynama sıcaklığı 300°C ve minimum parlama noktası 37,8°C'dir.

**Jet Yakıtı:** Jet yakıtı, havacılıkta kullanılan türbin güç ünitelerinde kullanılabilen benzin ve kerosen grubunun tamamına verilen genel tanımdır.

**Motorin:** Başka bir petrol fraksiyonu olan motorinin kalitesi setan sayısı ile belirlenir. Setan sayısı, yakıtın yanmaya ne kadar hazır olduğunu gösteren bir değer olarak tanımlanır. Örneğin; No.1 motorin olarak bilinen yakıtın setan sayısı 45 iken No.2 motorinin setan sayısı 40'tır.

**Hafif Fuel Oil:** Fuel oil yakıtlar, kerosen ile benzerlik göstermekle birlikte genellikle uzay araçlarında kullanılır. No.2 fuel oil motorine benzerlik gösterirken, daha kalın olan No.3 ve No.4 fuel oil tipleri de vardır.

**Artık Yakıt:** Artık yakıt distilasyon vakum kalıntılarında oluşur. Kritik spesifikasyonları viskozite ve sülfür oranıdır. Düşük sülfür oranlı artık yakıtlar kullanım açısından daha tercih edilebilirdir.

**Motor Yağı:** Ham petrol türevlerinden biri de motor yağlarıdır. Motor yağı tiplerinin ayrımı temelde viskozite farklılıklarına bağlıdır.

**Asfalt:** Asfalt, konstrüksiyon endüstrisinde kullanılan petrol türevlerinden biridir. Asfalt sadece asfaltenik içerikli ham petrolden elde edilir.

**Petrol Koku:** Petrol koku, petrol içeren reçineler ve asfaltenlerden termal dönüştürme yöntemi ile elde edilen karbon bileşikler olarak tanımlanır. Yakıt sınıfı kok, %85 oranında karbon ve %4 oranında hidrojen içerir. İçeriğin geri kalanını sülfür, nitrojen, oksijen, vanadyum ve nikel oluşturur [14].

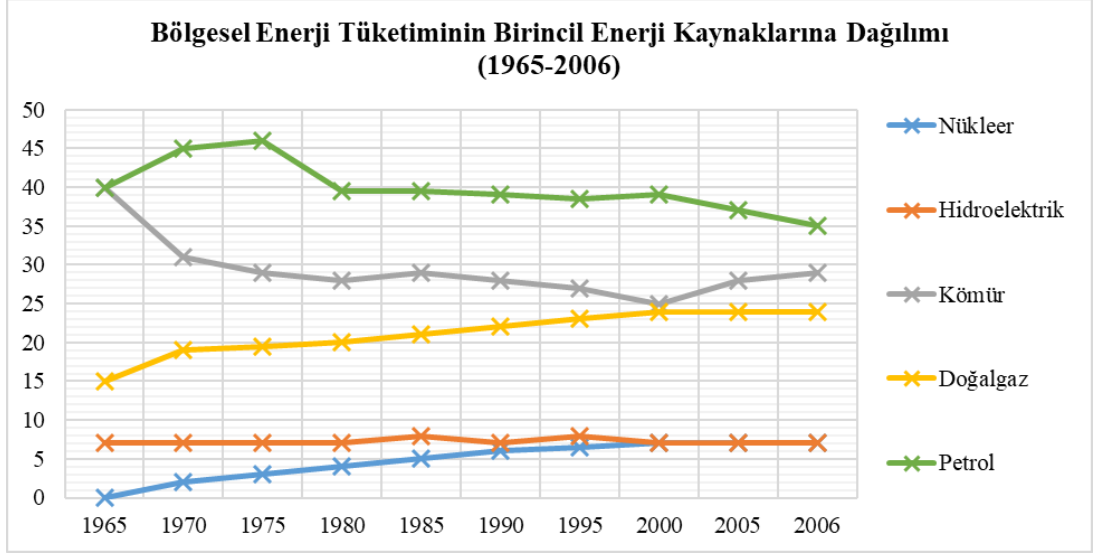
## 2.2 Dünyada ve Türkiye’de Ham Petrol

Ham petrolün yapısı ve potansiyel fraksiyonları her zaman aynı değildir. Dünya üzerinde, petrol rezervi bulunduran hemen hemen her coğrafya ve doğal kaynak kendi yapısına özgü bileşenlerden oluşan ham petrole sahiptir. Örneğin; Nijerya’dan çıkarılan ham petrolün spesifik gravitesi düşük iken Venezuela’dan çıkarılan ham petrolün spesifik gravitesi Nijerya’ya oranla çok daha yüksektir. Çizelge 2.3 dünya üzerindeki çeşitli lokasyonlardan çıkarılan ham petrol karakter ve özelliklerini özetler niteliktedir [10].

### 2.2.1 Dünyada ham petrol ve rezervleri

Uluslararası Enerji Ajansı’nın 2000–2030 dönemini kapsayan enerji projeksiyonu, enerji kullanımının artacağı, fosil yakıtlarının (petrol, doğal gaz, kömür) enerji kaynakları arasında bugün olduğu gibi lider olmaya devam edeceği yönündedir.

Özellikle 2. Dünya Savaşı sonrası yaşanan gelişmelerle dünyada enerji ihtiyacı önemli ölçüde artış göstermiştir. Bu ihtiyacın neredeyse tamamı petrol ve fraksiyonlarından karşılanır hale gelmiştir. Şekil 2.5’te 1965-2006 yılları enerji tüketiminin dağılımı konulu çalışmada petrol ve diğer enerji kaynaklarının dağılımı görülmektedir [15].



**Şekil 2.5 :** Bölgesel enerji tüketiminin birincil enerji kaynaklarına dağılımı (1965-2006).

Şekil 2.5 incelendiğinde, günümüzde en çok kullanılan enerji kaynağının petrol olduğunu görülüyor. Petrolü kömür, doğal gaz ve hidroelektrik kaynaklar takip ediyor. Nükleer enerji kaynaklarının kullanımının ise 1975 yılı itibariyle önemli ölçüde artış gösterdiği ve 2000’li yıllarda hidroelektrik enerji kaynaklarının kullanım yaygınlığına yetiştiğini görülüyor.

2017 yılı verilerine göre global enerji ihtiyacının %2,2 oranında arttığı (bu artış değeri 2016 yılında %1,2 idi) ve ilerleyen yıllarda da artış trendinde olacağı kaydedilmiştir. Bu artışın temel kaynaklarından birincisi özellikle Avrupa olmak üzere, Ekonomik Kalkınma ve İşbirliği Örgütü faaliyetleri, ikincisi büyüyen ekonomi ve teknolojidir. Sürekli gelişmekte olan dünyada enerji ihtiyacı da gün geçtikçe artmaktadır.

Gelişen dünya ve teknolojinin getirdiklerine örnek olarak Çin verilebilir. Çin, 2017 yılı kayıtları enerji tüketimindeki %3’lük artışı (bu artış değeri 2016 yılında %2 idi) ile büyüyen enerji ihtiyacına önemli ölçüde katkıda bulunmuştur. Çin’in enerji ihtiyacında kaydedilen bu artışın sebepleri; demir-çelik ve demir-dışı metallerin imalat ve işlenmesi gibi enerji yoğun sektörlerin ön plana çıkmasıdır [16].

2017 yılı petrol tüketimine bakıldığında, petrol ihtiyacı 1,7 Mv/g olarak kaydedilmiştir. LNG (sıvılaştırılmış doğal gaz) ihtiyaç ve üretimi ise 2017 yılında bir önceki yıla oranla %10 oranında artış göstermiştir. Bu artışın temel dayanakları ise Avusturalya ve ABD’de son dönemlerde hayata geçirilen LNG tesisleridir. Birçok yeni tesis için de yatırım planları ve mühendislik çalışmaları 2019 yılında da devam

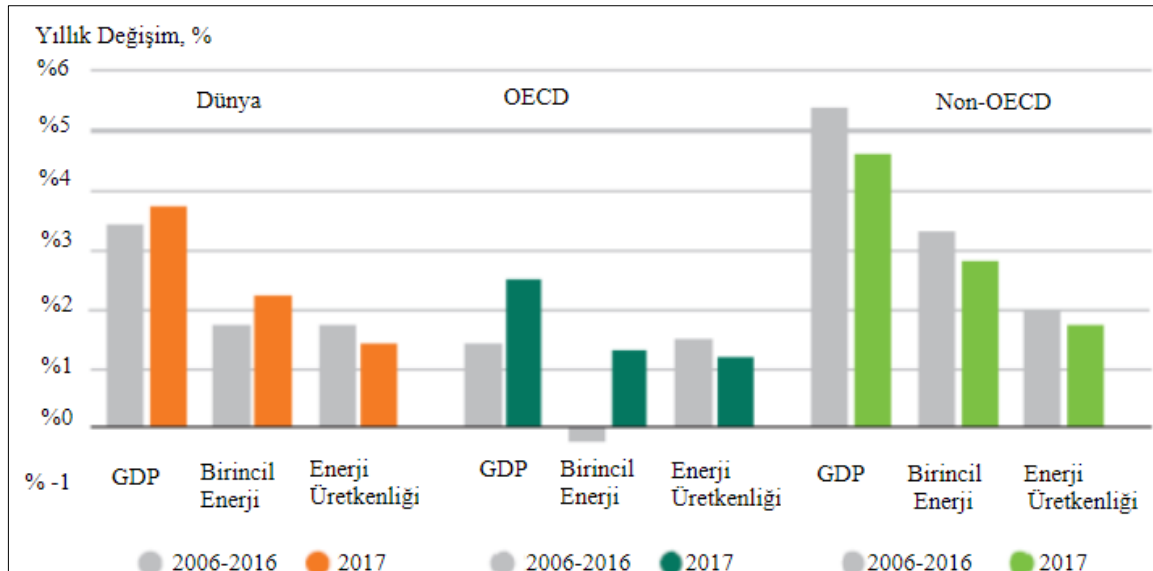
etmektedir. LNG tüketim artışına örnek olarak yine Çin verilebilir. Çin’de LNG tüketim oranı 2016 yılına oranla 2017’de %15 artış göstermiştir.

Dünya üzerindeki petrol rezervlerinin yaklaşık %66’sı Orta Doğu bölgesinde bulunmaktadır. Bu yüzde, %25 Suudi Arabistan, %11 Irak, %9 Birleşik Arap Emirlikleri, %9 Kuveyt, %9 İran ve %3 Diğer ülkeler şeklinde dağılmıştır.

Orta Doğu’dan sonra rezervlerdeki en büyük pay %9,1 ile Güney ve Orta Amerika bölgesindedir. Bölgenin büyük payı Venezuela’ya aittir. Meksika, Kanada ve ABD’de de önemli boyutlarda petrol rezervleri bulunmaktadır. Afrika, petrol rezervlerinin %7,3’üne sahiptir ve bu yüzdenin ülkelere göre dağılımında başta gelenler; Libya, Cezayir ve Nijerya’dır.

Dünya üzerindeki petrol rezervlerinin %6,2’si Sovyet ülkelerinde bulunmakta olup bu yüzdedeki %74’lük pay Rusya’dadır.

Çizelge 2.3’te de görüldüğü gibi, dünya üzerindeki her lokasyonun kendi yapısına özgü ham petrol karakterleri olduğundan, rafineri kuruluşları petrolden ürün eldesi sağlayacak olan işletmelerini ve bu işletmelerde ihtiyaç duyacakları ekipman ve operasyon şartlarını kendi pazar ve ürün ihtiyaçlarına göre lokasyon bazlı olarak geliştirir. Şekil 2.6’da dünya genelinde yıllara göre enerji tüketim ve GDP (Gayri Safi Yurtiçi Hasıla) artış oranları verilmiştir [16].

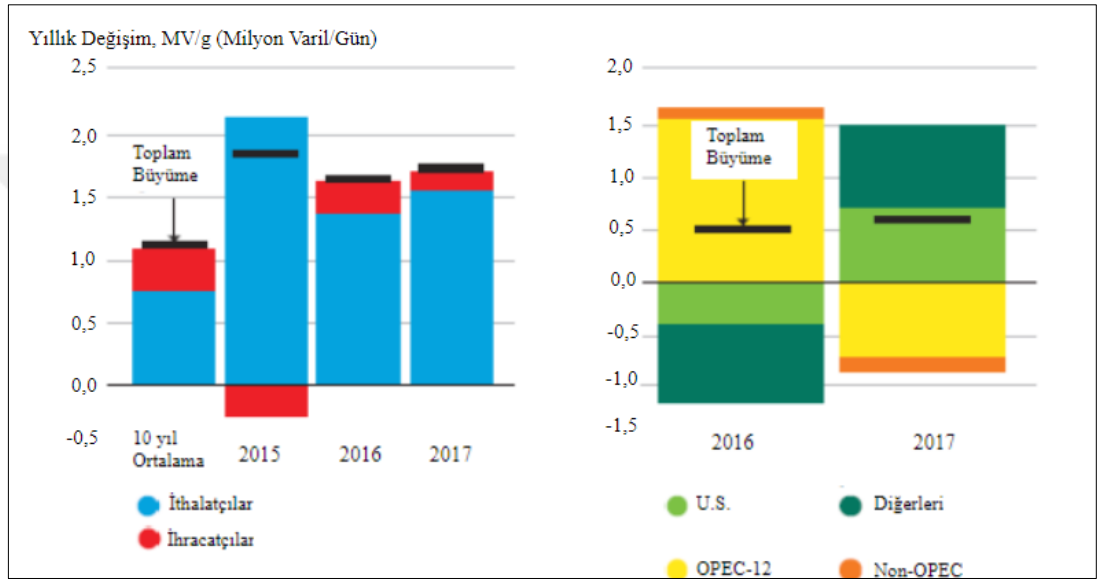


Şekil 2.6 : Yıllara göre enerji ve GDP artış oranları.

**Çizelge 2.3 : Çeşitli ham petrol tiplerinin özellikleri (lokasyon bazlı ayırım).**

	Arabistan Hafif	Arabistan Ağır	İran Hafif	İran Ağır (Gach Saran)	Irak (Kerkük)	Kuveyt	Cezayir (Hassi Messaoud)	Libya (Brega)	Nijerya (Bonny)
<b>350 degC altında % hacim kaynama</b>	54,0	46,5	55,0	53,0	61,1	49,0	75,2	64,0	54,5
<b>Gravite, API</b>	33,4	28,2	33,5	30,8	35,9	31,2	44,7	40,4	26,0
<b>Sülfür (%wt)</b>	1,8	2,84	1,4	1,6	1,95	2,5	0,13	0,21	0,23
<b>Ağır Nafta, PONA % hac.</b>									
<b>Cut, degC</b>	100-150	100-150	149-204	149-204	100-150	100-150	95-175	100-150	95-175
<b>Parafimler</b>	69,5	70,3	54,0	50,0	69,0	67,9	56,5	53,0	27,5
<b>Olefinler</b>	-	-	-	-	265 ppm	-	-	20 ppm	1,5
<b>Naftenler</b>	18,2	21,4	30,0	35	21,0	22,1	32,9	39,3	57,0
<b>Aromatikler</b>	12,3	8,3	16,0	15	9,8	10,0	10,6	7,7	14,0
<b>Dip içindeki metaller</b>									
<b>Dip Sıcaklığı, degC</b>	>565	>565	>538	>538	>370	>370	>350	>570	>535
<b>Vanadyum, wt ppm</b>	94	171	188	404	58	59	<5	24	7
<b>Nikel, wt ppm</b>	22	53	70	138	<3	18	<5	32	52

1974 yılında dünya petrol üretiminin %38'ine yakını Orta Doğu Bölgesi'nden karşılanırken bu oran 2000'li yıllara gelindiğinde %30'a düşmüştür. 1973 yılında dünya petrol üretimindeki payı %53 olan OPEC (The Organization of Petroleum Exporting Countries)'in payı 2000'li yıllarda %41'e düşmüştür. Şekil 2.7'de son yıllarda dünya genelindeki petrol ihtiyacı ve petrol tedarikindeki büyüme oranları verilmiştir. Çizelge 2.4-2.7'de dünya genelindeki enerji kaynakları tüketim dağılımı, kayıtlı ham petrol rezervleri, petrol üretim ve petrol tüketim verileri paylaşılmıştır [16,17].



**Şekil 2.7 :** Dünya petrol ihtiyacı ve petrol tedarikindeki büyüme oranları.

2018 yılı istatistiklerine bakıldığında dünya genelinde birincil enerji tüketiminin 2017 yılına oranla %2,9 oranında arttığı kaydedilmiştir. Bu artışın son on yılın en hızlı yükselişi olduğu ifade edilmiştir. Petrol fraksiyonları tüketimindeki artışta en büyük pay sahibi doğal gaz olmuştur. Doğal gazın global artışa katkısı %40 oranında kaydedilmiştir.

Ham petrol fiyatlarındaki değişime bakıldığında British Petrol yıllık rapor kayıtlarına göre ham petrol fiyatı 2018'de \$71,31/varil olarak hesaplanırken bu değer 2017 kayıtlarına göre \$54,19/varildir. Global alanda enerji tüketiminin artışı ile petrole duyulan ihtiyaç artmış, petrol birim fiyatlarında yükselme gözlenmiştir. Hızla gelişen endüstri ve sayısı gün geçtikçe artan sanayi kuruluşlarının büyüyen enerji ihtiyaçları sebebi ile petrole duyulan ihtiyaç da her geçen yıl bir öncekine göre artış göstermektedir [17].



**Çizelge 2.5 : Dünya genelinde kayıtlı ham petrol rezervleri.**

Bin milyon varil	1997 sonu	2007 sonu	2016 sonu	2017 sonu
ABD	30,5	30,5	50	50
Kanada	48,8	178,8	170,6	168,9
Meksika	47,8	12,2	7,2	7,2
Toplam Kuzey Amerika	127,1	221,5	227,7	226,1
Arjantin	2,6	2,6	2,2	2,2
Brezilya	7,1	12,6	12,6	12,8
Kolombiya	2,6	1,5	2	1,7
Ekvador	3,7	6,4	8,3	8,3
Peru	0,8	1,1	1,2	1,2
Trinidad & Tobago	0,7	0,9	0,2	0,2
Venezuela	74,9	99,4	301,8	303,2
Diğer	1,1	0,8	0,5	0,5
Toplam Güney ve Orta Amerika	93,4	125,3	328,9	330,1
Danimarka	0,9	1,1	0,4	0,4
İtalya	0,6	0,5	0,5	0,6
Norveç	12	8,2	7,6	7,9
Romanya	0,9	0,5	0,6	0,6
İngiltere	5,2	3,4	2,3	2,3
Diğer Avrupa	1,6	1,5	1,6	1,5
Toplam Avrupa	21,3	15,1	13,1	13,4
Azerbaycan	1,2	7	7	7
Kazakistan	5,3	30	30	30
Rusya	113,1	106,4	106,2	106,2
Türkmenistan	0,5	0,6	0,6	0,6
Özbekistan	0,6	0,6	0,6	0,6
Diğer CIS	0,6	0,6	0,5	0,5
Toplam CIS	121,4	145,3	144,9	144,9
İran	92,6	138,2	157,2	157,2
İrak	112,5	115	148,8	148,8
Kuveyt	96,5	101,5	101,5	101,5
Umman	5,4	5,6	5,4	5,4
Katar	12,5	27,3	25,2	25,2
Suudi Arabistan	261,5	264,2	266,2	266,2
Suriye	2,3	2,5	2,5	2,5
Birleşik Arap Emirlikleri	97,8	97,8	97,8	97,8
Yemen	1,8	3	3	3
Diğer Orta Doğu	0,2	0,1	0,1	0,1
Toplam Orta Doğu	683,2	754,9	807,7	807,7
Cezayir	11,2	12,2	12,2	12,2
Angola	3,9	9,5	9,5	9,5
Çad	-	1,5	1,5	1,5
Kongo Cumhuriyeti	1,6	1,6	1,6	1,6
Mısır	3,7	4,1	4,3	3,3
Gine	0,6	1,7	1,1	1,1
Gabon	2,7	2	2	2
Libya	29,5	43,7	48,4	48,4
Nijerya	20,8	37,2	37,5	37,5
Güney Sudan	N/A	N/A	3,5	3,5
Sudan	0,3	5	1,5	1,5
Tunus	0,3	0,6	0,4	0,4
Diğer Afrika	0,7	0,7	4	4
Toplam Afrika	75,3	119,7	126,5	126,5
Avustralya	4	3,4	4	4
Brunei	1,1	1,1	1,1	1,1
Çin	17	20,8	25,7	25,7
Hindistan	5,6	5,5	4,7	4,5
Endonezya	4,9	4	3,3	3,2
Malezya	5	5,5	3,6	3,6
Tayland	0,3	0,5	0,3	0,3
Vietnam	1,2	3,4	4,4	4,4
Diğer Asya Pasifik	1,2	1,3	1,2	1,2
Toplam Asya Pasifik	40,3	45,3	48,3	48
Toplam Dünya	1162,1	1427,1	1697,1	1696,6



**Çizelge 2.6 : Dünya genelinde petrol üretim verileri (bin varil/gün).**

Bin varil	Üretim										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
ABD	6860	6784	7263	7549	7859	8904	10071	11768	12750	12366	13057
Kanada	3290	3207	3202	3332	3515	3740	4000	4271	4389	4470	4831
Meksika	3479	3165	2978	2959	2940	2911	2875	2784	2587	2456	2224
Toplam Kuzey Amerika	13628	13156	13444	13841	14314	15555	16946	18823	19726	19292	20112
Arjantin	818	804	731	714	668	658	647	640	649	626	593
Brezilya	1831	1897	2029	2137	2179	2145	2110	2341	2525	2608	2734
Kolombiya	531	588	671	786	915	944	1004	990	1006	886	851
Ekvador	513	507	488	488	501	505	527	557	543	548	531
Peru	116	122	147	158	153	154	167	169	145	128	127
Trinidad & Tobago	154	152	150	145	137	117	116	114	109	97	99
Venezuela	3237	3228	3038	2842	2755	2704	2680	2692	2631	2387	2110
Diğer	146	140	131	140	141	147	152	159	152	140	135
Toplam Güney ve Orta Amerika	7344	7439	7385	7410	7449	7373	7403	7663	7759	7418	7182
Danimarka	311	287	265	249	225	204	178	167	158	142	138
İtalya	122	108	95	106	110	112	114	120	113	78	86
Norveç	2551	2466	2349	2137	2039	1917	1838	1889	1946	1995	1969
Romanya	100	99	94	90	89	83	86	84	83	79	76
İngiltere	1651	1549	1469	1356	1112	946	864	852	963	1013	999
Diğer Avrupa	298	281	268	261	260	261	275	277	274	260	251
Toplam Avrupa	5032	4790	4539	4198	3835	3523	3356	3390	3538	3566	3519
Azerbaycan	876	916	1027	1037	932	882	888	861	851	838	795
Kazakistan	1415	1485	1609	1676	1684	1664	1737	1710	1695	1655	1835
Rusya	10062	9969	10157	10383	10538	10660	10809	10860	11009	11269	11257
Türkmenistan	204	222	218	212	215	225	232	241	261	253	258
Özbekistan	104	102	95	78	77	68	63	61	59	58	54
Diğer CIS	135	131	126	117	111	111	105	97	91	89	90
Toplam CIS	12795	12825	13232	13502	13557	13609	13834	13830	13966	14162	14288
İran	4359	4421	4292	4430	4472	3820	3617	3724	3862	4602	4982
Irak	2143	2428	2446	2469	2773	3079	3103	3239	3986	4423	4520
Kuveyt	2660	2784	2499	2560	2913	3169	3129	3101	3065	3145	3025
Umman	710	757	813	865	885	918	942	943	981	1004	971
Katar	1267	1438	1421	1638	1834	1939	2002	1985	1958	1970	1916
Suudi Arabistan	10268	10663	9663	10075	11144	11635	11393	11505	11994	12402	11951
Suriye	404	406	401	385	353	171	59	33	27	25	25
Birleşik Arap Emirlikleri	3094	3113	2783	2915	3285	3430	3543	3599	3873	4020	3935
Yemen	341	316	308	307	221	178	198	153	64	43	52
Diğer Orta Doğu	194	193	192	192	201	184	209	214	213	214	220
Toplam Orta Doğu	25440	26517	24818	25834	28082	28523	28194	28496	30023	31849	31597
Cezayir	1992	1969	1775	1689	1642	1537	1485	1598	1558	1577	1540
Angola	1656	1876	1754	1812	1670	1734	1748	1668	1772	1755	1674
Çad	144	127	118	122	114	101	91	89	111	103	103
Kongo Cumhuriyeti	224	237	276	314	301	281	250	264	247	250	291
Mısır	698	715	730	725	714	715	710	714	726	691	660
Gine	374	369	332	306	301	320	282	284	260	223	199
Gabon	246	240	241	249	246	242	226	226	225	220	200
Libya	1820	1820	1652	1659	479	1509	989	498	432	426	865
Nijerya	2208	2174	2212	2534	2463	2413	2280	2278	2204	1903	1988
Güney Sudan	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	31	100	155	148	117	109
Sudan	483	457	475	462	291	103	118	120	109	104	86
Tunus	104	96	91	83	77	82	76	71	64	60	53
Diğer Afrika	191	184	181	149	198	196	225	234	276	258	306
Toplam Afrika	10139	10263	9838	10104	8494	9264	8580	8191	8130	7687	8072
Avustralya	549	538	507	548	483	479	407	436	384	359	346
Brunei	194	175	168	172	165	159	135	126	127	121	113
Çin	3742	3814	3805	4077	4074	4155	4216	4246	4309	3993	3846
Hindistan	768	803	816	882	916	906	906	887	876	856	865
Endonezya	972	1006	994	1003	952	918	882	852	841	882	949
Malezya	730	731	691	726	660	662	626	650	698	704	697
Tayland	343	360	375	389	419	457	452	450	468	475	465
Vietnam	334	309	341	323	327	358	361	373	403	374	335
Diğer Asya Pasifik	319	341	330	315	299	287	272	307	299	280	263
Toplam Asya Pasifik	7951	8076	8028	8436	8296	8382	8257	8327	8405	8050	7879
Toplam Dünya	82330	83067	81284	83325	84027	86229	86570	88271	91547	92023	92649

**Çizelge 2.7 : Dünya genelinde petrol tüketim verileri (bin varil/gün).**

Bin Varil/Gün	Tüketim										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
ABD	20680	19490	18771	19180	18882	18490	18961	19106	19531	19687	19880
Kanada	2342	2297	2174	2306	2381	2342	2383	2399	2348	2401	2428
Meksika	2089	2080	2021	2040	2065	2083	2034	1960	1939	1977	1910
<b>Toplam Kuzey Amerika</b>	<b>25111</b>	<b>23868</b>	<b>22967</b>	<b>23526</b>	<b>23329</b>	<b>22915</b>	<b>23379</b>	<b>23465</b>	<b>23818</b>	<b>24065</b>	<b>24219</b>
Arjantin	528	540	532	594	609	636	683	673	696	687	670
Brezilya	2308	2481	2498	2716	2839	2915	3124	3242	3181	3013	3017
Şili	377	390	383	343	371	376	362	353	355	376	383
Kolombiya	234	251	232	258	277	297	298	316	330	339	344
Ekvador	183	188	191	220	226	233	247	260	254	240	237
Peru	153	172	178	189	208	213	227	225	239	254	259
Trinidad & Tobago	43	45	44	45	42	40	45	42	46	45	44
Venezuela	640	716	726	725	737	792	782	720	637	539	505
Diğer	1276	1248	1223	1244	1262	1241	1218	1227	1283	1319	1336
<b>Toplam Güney ve Orta Amerika</b>	<b>5742</b>	<b>6032</b>	<b>6006</b>	<b>6334</b>	<b>6570</b>	<b>6742</b>	<b>6987</b>	<b>7058</b>	<b>7021</b>	<b>6811</b>	<b>6794</b>
Avusturya	276	274	264	276	262	259	264	260	262	266	268
Belçika	700	731	654	678	637	622	636	635	666	670	661
Çek Cumhuriyeti	205	209	204	195	193	192	184	195	189	175	204
Finlandiya	226	223	212	222	204	193	191	183	203	211	203
Fransa	1911	1889	1822	1763	1730	1676	1664	1616	1615	1600	1615
Almanya	2380	2502	2409	2445	2369	2356	2408	2348	2340	2378	2447
Yunanistan	435	414	398	369	348	312	295	294	306	312	314
Macaristan	168	164	154	146	139	129	129	144	153	154	167
İtalya	1740	1661	1563	1532	1475	1346	1260	1184	1222	1228	1247
Hollanda	1031	977	945	964	971	926	898	866	835	851	848
Norveç	237	228	237	235	239	235	243	232	237	221	223
Polonya	548	567	567	594	592	571	538	539	559	606	659
Portekiz	307	291	273	271	255	230	239	238	244	245	256
Romanya	218	216	195	184	191	191	174	187	191	202	203
İspanya	1613	1558	1473	1446	1291	1291	1195	1191	1237	1280	1293
İsveç	363	356	329	331	311	311	309	311	300	319	320
İsviçre	241	256	260	242	238	238	249	224	228	216	222
Türkiye	695	686	709	694	673	704	757	777	915	972	1007
İngiltere	1752	1720	1646	1623	1590	1533	1518	1518	1561	1592	1598
Diğer Avrupa	1306	1306	1224	1208	1181	1127	1111	1107	1151	1197	1224
<b>Toplam Avrupa</b>	<b>16356</b>	<b>16227</b>	<b>15537</b>	<b>15418</b>	<b>14975</b>	<b>14443</b>	<b>14263</b>	<b>14049</b>	<b>14413</b>	<b>14696</b>	<b>14980</b>
Azerbaycan	91	74	73	72	89	92	101	99	100	98	92
Beyaz Rusya	162	159	182	150	175	211	145	165	139	136	135
Kazakistan	241	240	198	211	243	245	260	262	284	302	311
Rusya	2780	2861	2775	2878	3074	3119	3135	3301	3162	3193	3224
Türkmenistan	111	114	106	118	125	129	137	143	145	152	155
Ukrayna	308	299	282	267	278	267	257	221	194	204	206
Özbekistan	94	93	89	76	71	63	60	57	57	70	71
Diğer CIS	56	60	63	63	65	79	80	76	81	89	88
<b>Toplam CIS</b>	<b>3844</b>	<b>3900</b>	<b>3768</b>	<b>3834</b>	<b>4118</b>	<b>4206</b>	<b>4176</b>	<b>4323</b>	<b>4162</b>	<b>4243</b>	<b>4282</b>
İran	1838	1925	1919	1791	1826	1849	2011	1953	1766	1722	1816
Irak	490	481	536	570	629	666	716	681	687	758	791
İsrail	262	254	232	241	254	295	247	212	225	228	247
Kuveyt	383	406	455	470	445	491	508	446	456	453	449
Umman	90	123	119	135	146	157	178	185	186	191	189
Katar	148	177	173	191	246	257	287	293	316	343	354
Suudi Arabistan	2407	2622	2914	3206	3294	3461	3451	3753	3875	3939	3918
Birleşik Arap Emirlikleri	576	603	603	654	733	772	849	878	949	1003	1007
Diğer Orta Doğu	777	795	774	716	698	648	622	632	569	523	520
<b>Toplam Orta Doğu</b>	<b>6970</b>	<b>7385</b>	<b>7724</b>	<b>7973</b>	<b>8271</b>	<b>8595</b>	<b>8870</b>	<b>9032</b>	<b>9029</b>	<b>9161</b>	<b>9290</b>
Cezayir	286	309	327	327	349	370	387	401	423	411	411
Mısır	642	686	725	766	720	747	756	806	833	854	816
Fas	211	231	234	258	275	277	280	269	268	275	282
Güney Afrika	539	511	507	541	544	556	572	596	592	577	580
Diğer Afrika	1362	1465	1533	1590	1499	1619	1729	1741	1762	1833	1958
<b>Toplam Afrika</b>	<b>3040</b>	<b>3201</b>	<b>3325</b>	<b>3482</b>	<b>3388</b>	<b>3569</b>	<b>3724</b>	<b>3785</b>	<b>3877</b>	<b>3950</b>	<b>4047</b>
Avustralya	935	944	950	957	1001	1025	1034	1046	1030	1041	1079
Bangladeş	76	77	72	80	104	110	107	116	125	131	146
Çin	7808	7941	8278	9436	9796	10230	10734	11209	11986	12302	12799
Çin-Hong Kong	322	292	332	359	361	344	352	336	368	380	427
Hindistan	2941	3077	3237	3319	3488	3685	3727	3849	4164	4560	4690
Endonezya	1318	1287	1317	1411	1589	1640	1663	1681	1564	1580	1652
Japonya	5013	4847	4390	4442	4442	4702	4516	4303	4151	4031	3988
Malezya	701	672	679	689	725	759	803	801	789	799	803
Yeni Zelanda	154	154	148	150	150	148	151	154	160	163	175
Pakistan	384	389	415	411	414	402	442	458	505	566	589
Filipinler	295	283	300	313	298	309	326	347	397	430	455
Singapur	921	973	1049	1157	1208	1202	1225	1268	1338	1381	1430
Güney Kore	2399	2308	2339	2370	2394	2458	2455	2454	2577	2771	2796
Sri Lanka	91	83	87	87	92	95	81	89	97	101	107
Tayvan	1110	1005	1020	1045	983	983	1010	1040	1037	1043	1051
Tayland	1030	1018	1076	1122	1185	1250	1299	1310	1354	1377	1423
Vietnam	283	300	305	332	361	368	398	410	437	461	486
Diğer Asya Pasifik	259	250	267	285	320	327	365	405	442	446	479
<b>Toplam Asya Pasifik</b>	<b>26041</b>	<b>25901</b>	<b>26260</b>	<b>27967</b>	<b>28911</b>	<b>30038</b>	<b>30689</b>	<b>31274</b>	<b>32521</b>	<b>33562</b>	<b>34574</b>
<b>Toplam Dünya</b>	<b>87105</b>	<b>86515</b>	<b>85587</b>	<b>88535</b>	<b>89561</b>	<b>90509</b>	<b>92088</b>	<b>92986</b>	<b>94843</b>	<b>96488</b>	<b>98186</b>

2018 verilerine göre dünya ham petrol tüketimi 1,4 milyon varil/gün olmuştur. Bu tüketime en büyük katkıyı Çin ve Amerika Birleşik Devletleri yapmıştır. Global ham petrol üretimi ise 2,2 milyon varil/gün olarak kaydedilmiştir. 2018 yılı üretimindeki artışta en büyük pay sahibi Amerika Birleşik Devletleri olmuştur. Amerika Birleşik Devletleri'nin yıllık üretim artışına yaptığı büyük katkının en büyük sağlayıcısı son on yılda yaptığı rafineri yatırımları olmuştur. 2018 yılında global petrol üretimindeki artışın diğer büyük katkı sahipleri; Kanada ve Suudi Arabistan olurken Venezuela'da 2018 yılında petrol üretim oranı bir miktar düşmüştür (-580.000 varil/gün). Benzer bir düşüş İran'da da kaydedilmiştir (-310.000 varil/gün) [17]. Çizelge 2.8'de dünya petrol rezervleri dağılımı verilmiştir [15].

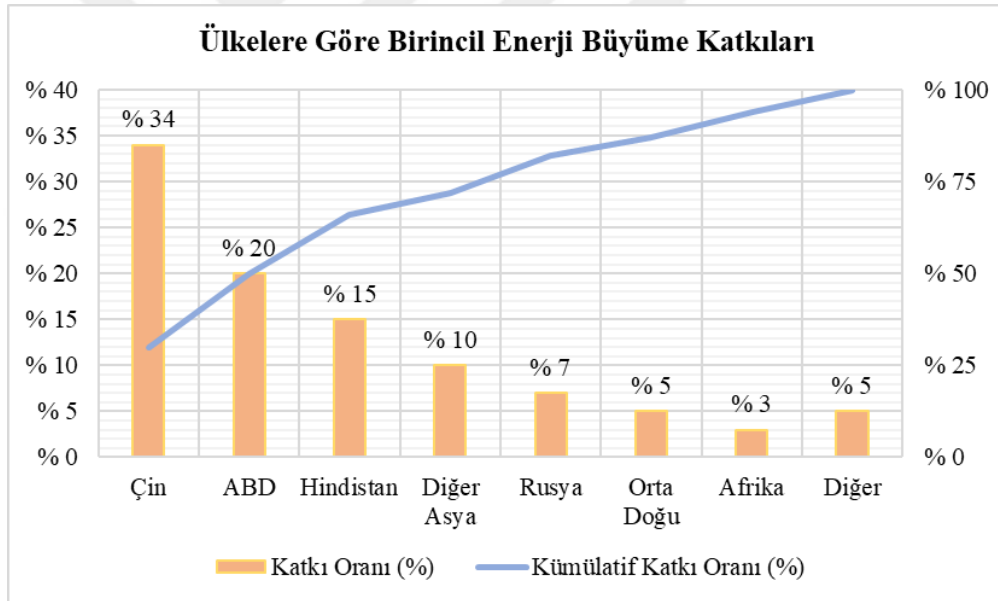
**Çizelge 2.8 : Dünya petrol rezervleri dağılımı.**

Sıra No	Ülke Adı	Milyar Varil	Milyar Ton	Pay
1	Suudi Arabistan	261,8	36	24,90 %
2	Irak	112,5	15,2	10,70 %
3	Birleşik Arap Emirlikleri	97,8	13	9,20 %
4	Kuveyt	96,5	13,3	9,20 %
5	İran	89,7	12,3	8,50 %
6	Venezuela	77,7	11,2	7,40 %
7	Rusya	48,6	6,7	4,60 %
8	ABD	30,4	3,7	2,90 %
9	Libya	29,5	3,8	2,80 %
10	Meksika	26,9	3,8	2,60 %
11	Nijerya	24	3,2	2,30 %
12	Çin	24	3,3	2,30 %
13	Katar	15,2	2	1,40 %
14	Norveç	9,4	1,3	0,90 %
15	Cezayir	9,2	1,2	0,90 %
16	Brezilya	8,5	1,2	0,80 %
17	Kazakistan	8	1,1	0,80 %
18	Azerbaycan	7	1	0,70 %
19	Kanada	6,6	0,8	0,60 %
20	İngiltere	4,9	0,7	0,50 %
	Liste Toplamı:	988,2	134,8	94,10 %
	Genel Toplam:	1.050	143	100,00 %

2018 yılında Amerika petrol rafineri endüstrisi, son yıllarda yapılan sürekli ve bütünlük yatırım çalışmaları ile birlikte dünyanın en büyük petrol endüstrilerinden biri haline gelmiştir. 2017 yılında global petrol rafineri kapasitesi 98,7 milyon

varil/gün olarak hesaplanmış ve Amerika'nın bu kapasiteye katkısı %19 seviyesinde olmuştur [18].

2018 global doğal gaz verilerine bakıldığında, doğal gaz tüketiminin 195 milyar m<sup>3</sup>'e ulaştığı görülüyor. Bu artış oran olarak ifade edildiğinde %5,3'e karşılık gelmekte ve 1984 yılından beri global anlamda yaşanan en büyük artış oranı olarak kayda geçmektedir. 2018 yılında doğal gaz tüketimde hacim bazında önde gelen ülkeler; Amerika Birleşik Devletleri (78 bcm), Çin (43 bcm), Rusya (23 bcm) ve İran (16 bcm) olmuştur. Dünya genelinde kaydedilen doğal gaz üretim verilerine bakarsak, 2018 yılında doğal gaz üretimi 190 bcm artış göstermiştir, bu artış %5,2'lik bir oranı ifade eder. Üretimde kaydedilen bu artışta en büyük katkı sahibi Amerika Birleşik Devletleri'dir (86 bcm). Amerika Birleşik Devletleri'ni Rusya (34 bcm), İran (19 bcm) ve Avustralya (17 bcm) takip etmektedir. Şekil 2.8'de dünya genelinde birincil enerji tüketimine ülke bazındaki katkı değerleri verilmiştir [17,19].



Şekil 2.8 : Ükelere göre birincil enerji büyüme katkıları (2018 verileri).

## 2.2.2 Türkiye'de ham petrol ve rezervleri

Türkiye, dünyanın önemli enerji tüketicileri arasında yer almaktadır. 2016 yılı verilerine göre, 136,2 milyon ton petrol eşdeğeri enerji ihtiyacı olmuştur. Bu ihtiyacın dağılımı; %31 petrol %28 doğal gaz ve %28 oranında kömürdür [19].

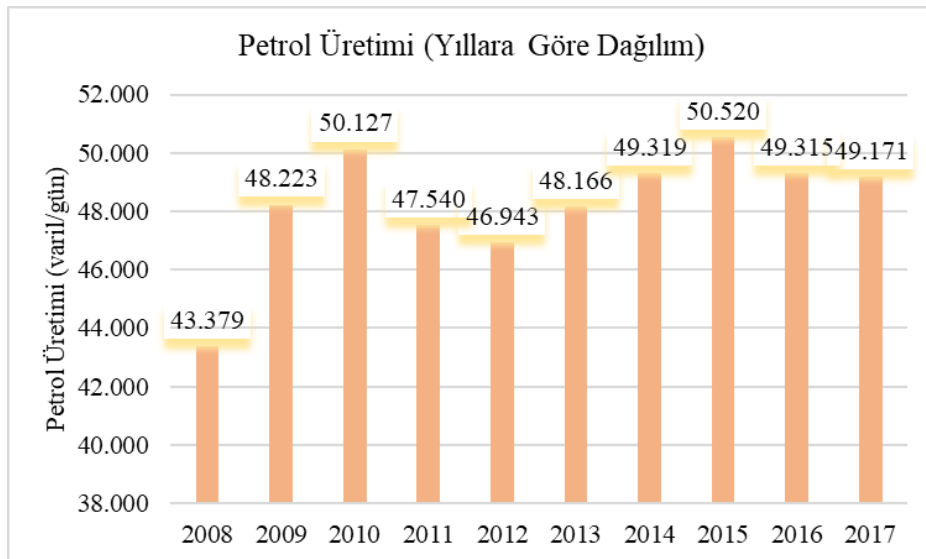
Dağılımı sektörlere göre anlamlandırmak gerekirse oranlar; %25 sanayi, %24 konut ve hizmet sektörü, %23 çevrim sektörü (elektrik üretimi), %20 ulaşım sektörüdür.

2007-2016 yılları arasında Türkiye'nin birincil enerji tüketimi çoğunlukla artış göstermiş, petrol ve doğal gazın tüketim içindeki payı %60 olarak kaydedilmiştir.

2018 yılı dünya ispatlanmış petrol rezervi 1.729,7 milyar varil olarak verilmiştir. Petrol rezervinin 836,1 milyar varili (%48,3) Orta Doğu ülkelerinde, 325,1 milyar varili (%18,8) Güney ve Orta Amerika ülkelerinde, 236,7 milyar varili (%13,7) Kuzey Amerika ülkelerinde bulunmaktadır. 2018 yılında dünya petrol üretimi 94,7 milyon varil/gün'e ulaşmıştır. Ham petrol 2018 yılı itibarıyla dünya enerji talebinin %33,6'sını karşılamıştır. Türkiye ise konum olarak dünya petrol rezervlerinin büyük bölümünü barındıran Orta Doğu ülkelerine komşudur. Jeopolitik konumu sebebiyle Türkiye, günümüzde dünyadaki enerji odaklı birçok projede rol oynamaktadır [20].

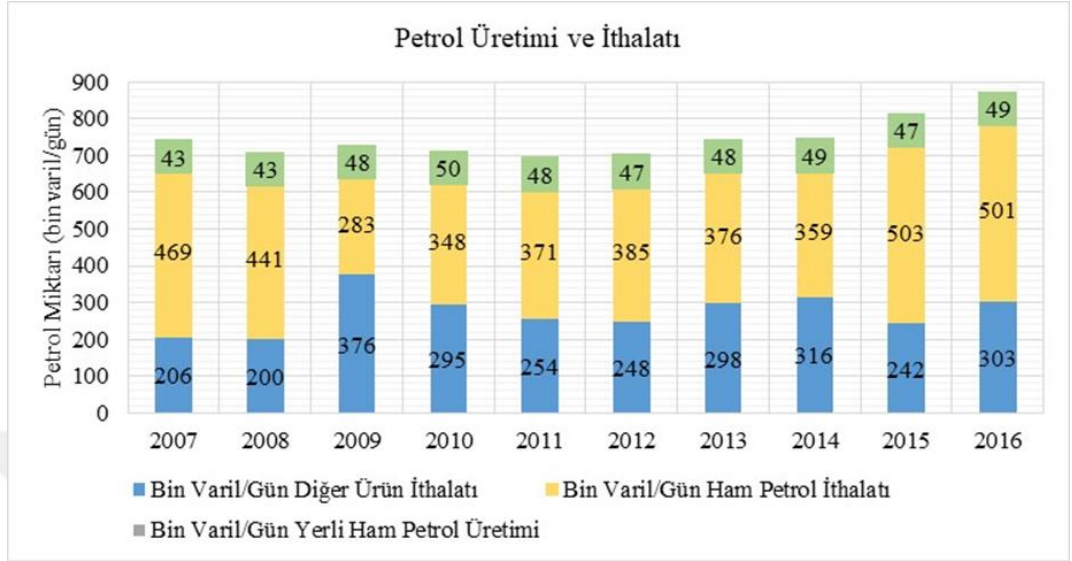
Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı kayıtlarına göre 2018 yılında 21 milyon ton ham petrol ve 17,74 milyon ton petrol ürünü ithal edilmiştir. Bunun yanında 8,88 milyon ton petrol ürünü ihraç edilmiştir. Dünya çapında birincil enerji talebinin 2030 yılına kadar %40 oranında artması beklenmektedir.

Türkiye üretilebilir petrol rezervi 2017 yılı için 324 milyon varil olarak kaydedilmiştir. Türkiye'de bulunan petrol alanlarının %93'ü küçük saha, %7'si orta büyüklükteki saha kategorisindedir. 2017 yılında Türkiye'de 17,9 milyon varil petrol (49.171 varil/gün) üretilmiştir. Yine 2017 yılı içinde 45 adet üretim ve 41 adet arama olmak üzere toplamda 86 kuyu açılmıştır. Şekil 2.9'da Türkiye'deki yıllara göre petrol üretim dağılımı, Şekil 2.10'da Türkiye'de petrol üretimi ve ithalatı verilerinin yıllara göre karşılaştırılması verilmiştir [19].



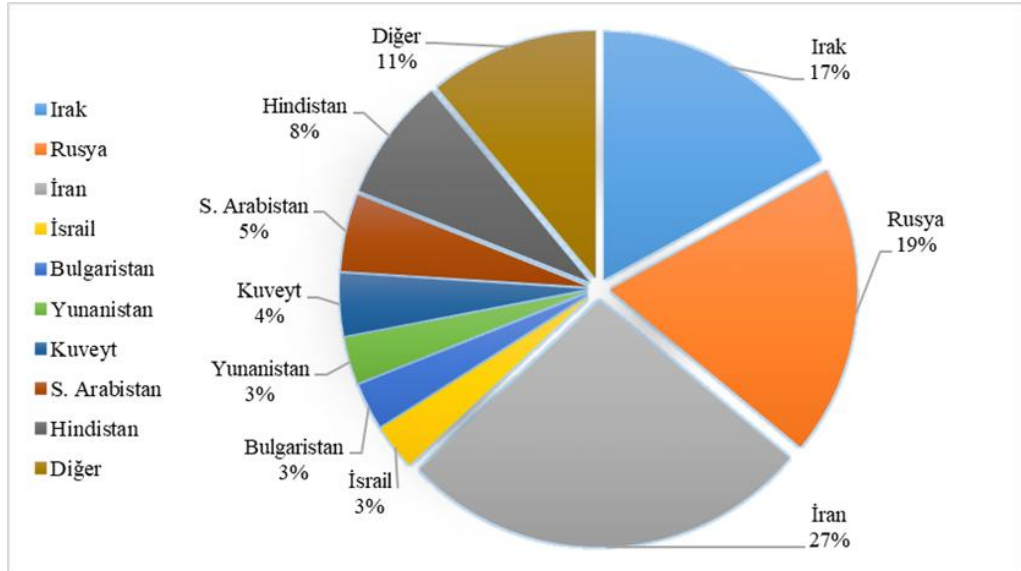
Şekil 2.9 : Türkiye'de petrol üretimi dağılımı.

TPAO kayıtlarına göre, 2017 yılında günlük ortalama ham petrol üretimi 49 bin varil/g'dür. Tüketim 550 bin varil/g olarak kaydedilmiştir. 2017 yılı için Türkiye'de ham petrol üretiminin tüketimine oranı %5,4 olarak kaydedilmiştir.



**Şekil 2.10 :** Türkiye'de petrol üretimi ve ithalatının karşılanması (yıllara göre dağılım).

2017 kayıtlarına göre, ithal edilen petrolün ülke bazlı dağılımı Şekil 2.11'de görüldüğü gibidir. Ülkemize ithal edilen petrol, birinci sırada %27 oranında İran'dan, ikinci sırada %19 oranında Rusya'dan, üçüncü sırada %17 oranında Irak'tan karşılanmıştır.

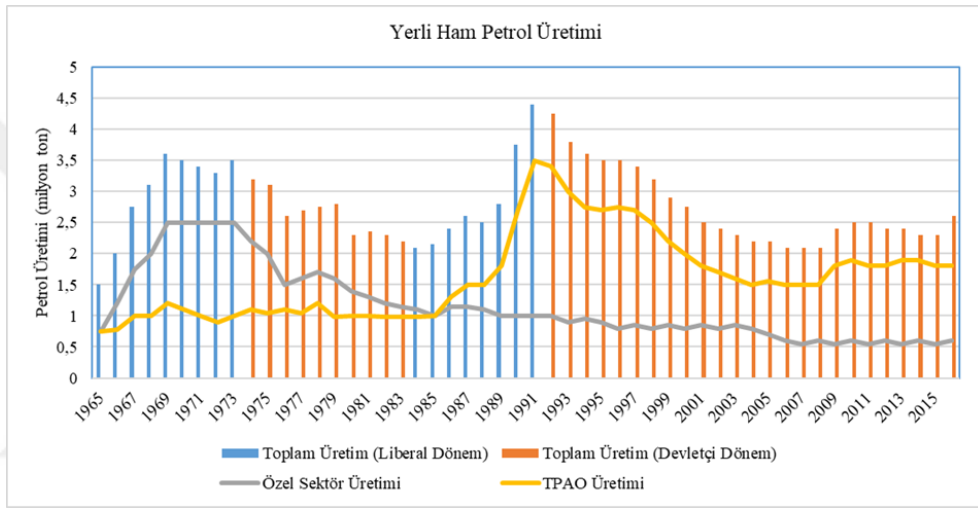


**Şekil 2.11 :** Türkiye'de ithal edilen petrolün ülkelere göre dağılımı (2017 verileri).

2017 yılı verilerine göre Türkiye'de petrol üretimi 2,5 milyon ton olarak kaydedilmiştir. Ortalama günlük üretim 50.000 varil/gün'dür. 2017 yılına göre

Türkiye’de petrol üretiminin tüketimini karşılama oranı %7 olarak hesaplanmıştır. Toplam üretilebilir rezerv 205,4 milyon tondur. 1954-2017 yılları arası kümülatif üretim 152,7 milyon ton kaydedilmiştir ve kalan üretilebilir rezerv 52,6 milyon varildir [21].

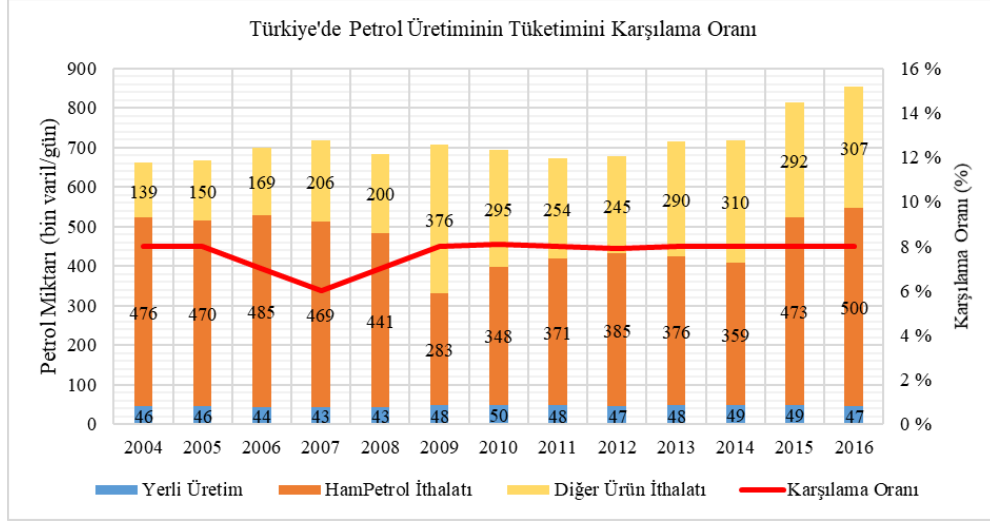
1934-2017 yılları arasında Türkiye’de açılan kuyu adedi 4.815 olarak kaydedilmiştir. Açılan kuyuların 1.929 adedi üretim kuyusu, 901 adedi tespit kuyusudur. Açılan kuyuların toplam metrajı 8.976 milyon metre, ortalama kuyu metrajı 1.864 metredir. Şekil 2.12’de 1965-2016 yılları arasındaki yerli ham petrol üretim trendi gösterilmiştir [21].



**Şekil 2.12 :** Yerli ham petrol üretim trendi (1965-2016).

2017 yılı verilerine göre en fazla üretim yapılan ham petrol kuyusu Batı Raman/Batman (günde ortalama 7.013 varil), en az üretim yapılan ham petrol kuyusu Çikşor/Diyarbakır (günde ortalama 3 varil), en fazla üretim yapılan doğal gaz kuyusu Değirmenköy/Silivri (günde ortalama 145.000 m<sup>3</sup>) ve en az üretim yapılan doğal gaz kuyusu Paşaköy/Edirne (günde ortalama 247 m<sup>3</sup>) olmuştur. 1934-2017 yılları arasında 121 üretim sahasında 1.276 ham petrol kuyusu, 55 üretim sahasında 231 doğal gaz kuyusu keşfi yapılmıştır. Keşif isabet oranı Türkiye için %32 olarak kaydedilmiştir. Şekil 2.13’te Türkiye’de petrol üretiminin tüketimini karşılama oranları ve yıllara göre karşılaştırma verileri sunulmuştur [21].

1999-2018 yılları itibariyle ham petrol ve doğal gaz üretim rakamları Çizelge 2.9’da verilmiştir [22]. Verilere bakıldığında, ham petrol üretimi 1999 yılından sonra 2007 yılına kadar düşüş trendindeyken 2007 yılından sonra artış göstermiş, 2018 yılında son 15 yılın en yüksek değerine ulaşmıştır.



**Şekil 2.13 :** Üretim tüketimi karşılama oranı (2004-2016).

Doğalgaz üretimi, 1999-2018 yılları arasında en yüksek dönemini 2008 yılında yaşamıştır.

**Çizelge 2.9 :** Yıllar itibariyle Türkiye’de ham petrol ve doğalgaz üretimi.

Yıl	Ham Petrol Üretimi (Mton)	Doğalgaz Üretimi (M <sup>3</sup> )
1999	2.939.896	731.098.727
2000	2.749.105	639.222.969
2001	2.551.467	311.562.545
2002	2.441.534	378.402.738
2003	2.375.044	560.633.511
2004	2.275.530	707.008.763
2005	2.281.131	896.424.950
2006	2.175.668	906.587.974
2007	2.134.175	893.055.000
2008	2.160.067	1.014.530.570
2009	2.401.799	729.414.369
2010	2.496.113	725.993.340
2011	2.367.251	793.397.572
2012	2.337.551	664.353.885
2013	2.398.454	561.544.788
2014	2.455.893	502.108.992
2015	2.515.662	398.723.410
2016	2.571.928	381.596.942
2017	2.551.929	364.295.167
2018	2.850.828	435.518.023



### 2.3 Distilasyon

Distilasyon, en genel tanımıyla iki veya daha fazla bileşenden oluşan bir besleme karışımının iki veya daha fazla ürüne ayrıştırılması işlemine verilen addır. Besleme, ürünlere ayrıştırırken aynı zamanda bir kolonüstü ve dip ürünü de elde edilir ve ürünlerin kompozisyonu besleme karışımından farklı olur. Besleme karışımı genellikle bir sıvı veya sıvı-buhar karışımı halinde olur. Dip ürünler hemen hemen her zaman sıvı, distilat ürünleri sıvı, buhar veya her ikisi de olabilir. Yapılacak olan ayırma işlemi için temel gereksinimler,

1) Distilasyon kolonu içinde ikinci bir fazın oluşması, dolayısıyla hem sıvı hem buhar fazın kolon içindeki tüm tepsilerde temas halinde olması

2) Karışımın içindeki tüm bileşenlerin farklı uçuculuklara sahip olması

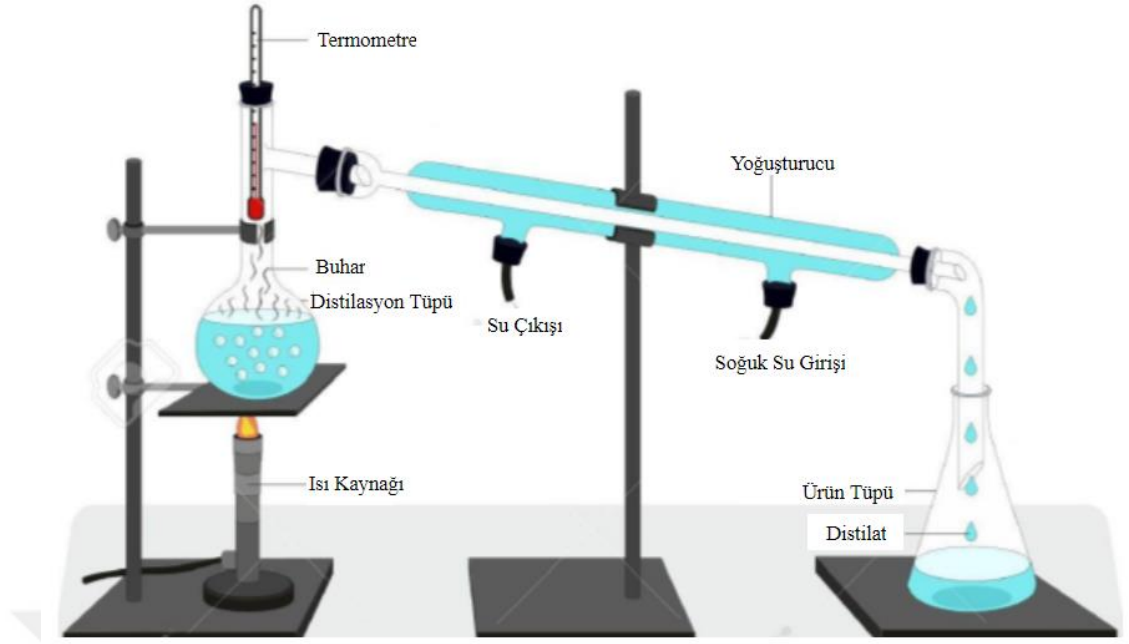
3) Tüm fazların yerçekimi veya başka bir mekanik yöntem ile ayrışabiliyor olmasıdır.

Distilasyonda, sıvı ve buhar olmak üzere temel olarak iki faz bulunur. Distilasyon işleminin temeli, sıvı ve buhar fazlar arasında kütle aktarımı gerçekleşmesi sonucu her fazın belli bir bileşence zenginleşmesi, bu sayede ayırmanın sağlanmasıdır. Ayırma işleminin yapılabilmesi için denge halinde bulunan sıvı-buhar fazlarının birbirinden farklı kompozisyonlara sahip olması gerekmektedir. Distilasyonda ayırma işlemi, bileşenlerin kaynama noktalarının farklı olması esasına dayanır. Bu sebeple distilasyon işlemlerinde kaynama noktası diyagramları kullanılır.

Laboratuvar ortamında gerçekleştirilen temel distilasyon prosesine ait uygulama Şekil 2.14'te gösterilmiştir [23]. Distilasyon çeşitleri arasında basit (normal) distilasyon, ayırmsal distilasyon, vakum distilasyonu, su buharı distilasyonu gösterilebilir.

Distilasyon işleminin absorpsiyon gibi diğer ayırma yöntemlerinden farkı, prosese karışım içinde bulunmayan veya ilave bir bileşen içeren ikinci bir fazın, dışarıdan ilave edilmesinden ziyade proses içinde bulunan ikinci fazın termal yöntemlerle (buharlaştırma veya yoğunlaştırma) oluşturuluyor olmasıdır. Endüstriyel distilasyon prosesine ait bir akış diyagramı Şekil 2.15'te verilmiştir [24].

İlkel yöntemlerle yapılan distilasyon işleminin tarihi birinci yüzyıla dayanmaktadır. Distilasyon işlemi, 11. yüzyıla kadar İtalya'da alkollü içecekler üretiminde sıkça başvurulan bir yöntem olmuştur. O dönemde distilasyon işlemi, tek bir kazan kullanımı olan kesikli bir proses olarak oluşturulmuştur.

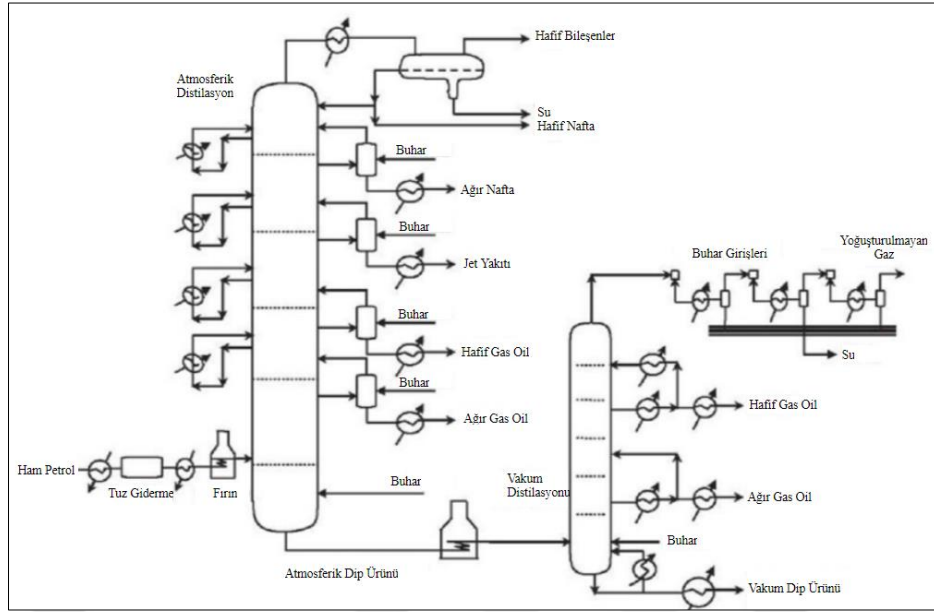


**Şekil 2.14 :** Laboratuvar ortamında gerçekleşen temel distilasyon işlemi.

Bu proseste, ayrıştırılan sıvı karışım, karışımın bir kısmının buharlaştırılabildiği, sürekli ısıtılan bir hacme alınmaktadır. Isıtma hacminden geçen buhar, su ile soğutulan ikinci bir hacme alınarak yoğunlaştırılmakta ve bir ürün kabının içine damlayarak birikmektedir.

Distilasyon kelimesi, latince damlamak anlamına gelen distillare kelimesinden türemiştir. 16. yüzyılın sonlarına doğru ayrıştırma işlemi kapsamının genişletilmesi ve geliştirilmesi için çoklu buhar-sıvı karışımlarının ayrıştırılması üzerine çoklu seviye distilasyon sistemleri üzerine çalışmalar yapılmaya başlanmıştır. Günümüz modern distilasyon prosesleri, geliştirilen çoklu seviye ayrıştırma sistemleri sayesinde karışımlardan saflık dereceleri oldukça yüksek ürünler elde edilmesine olanak sunar hale gelmiştir.

20. yüzyıla gelindiğinde çoklu seviye distilasyon prosesleri, sıvı karışımlarının ayrıştırılması için başvurulan en yaygın yöntem haline gelmiştir. O dönemde distilasyon prosesinin en önemli dezavantajı olan enerji kullanım ihtiyacının yüksek olması üzerinde durulmuştur. Enerji ihtiyacının, özellikle ayrıştırılacak olan bileşenlerin relatif uçuculuklarının düşük olduğu durumlarda daha da yükseldiğine değinilmiştir. Günümüzde distilasyon işleminin en sık kullanıldığı alanlara parfüm yapımı için kullanılan esansların elde edilmesi, deniz suyundan saf su eldesi, ham petrolden petrol ürünleri eldesi örnek verilebilir [25,26].



**Şekil 2.15 :** Endüstriyel distilasyon prosesine ait bir akış diyagramı.

## 2.4 Ham Petrolün Ürüne Dönüştürülmesi

Ham petrolden petrol ürünleri eldesi konusu uzun yıllar boyu üzerinde çalışılan ve geliştirilen bir konu olmuştur. Eski Mısır, Yunan ve Roma Uygarlıkları bir takım ham petrol sızıntılarından değişik yollarla petrol ürünleri elde etmeyi başarmışlardır. Ham petrolün yeraltından çıkarılarak işlenmesi 19. ve 20. yüzyıllarda başlamıştır. İlk başlarda ham petrolün temel olarak kerosen ve benzin ürünlerine dönüştürülmesi amaçlanmıştır. Günümüzde petrol, global enerji ihtiyacının karşılanması adına hayati bir öneme sahiptir, bu sebeple petrol rafineri sistemleri enerji ihtiyacının karşılanmasında anahtar rol oynamaktadır [4,27].

### 2.4.1 Ham petrolün ürüne dönüştürülmesinde distilasyon

En genel anlamıyla distilasyon, farklı bileşenlerden oluşan bir karışımın, karışımı oluşturan bileşenlerin kaynama ve yoğuşma özelliklerinden faydalanılarak birbirlerinden ayrılması yöntemidir. Distilasyon ile ayırma yöntemi, uzun yıllar boyunca endüstride neredeyse en sık kullanılan ayırma metodu olmuştur. Endüstri proseslerine örnek olarak nitrojen ve oksijenin saflaştırılması gösterilebilir. Ancak distilasyonun endüstride en çok kullanıldığı alan ham petrolün rafine edilerek nafta, kerosen, dizel gibi fraksiyonlarına dönüştürülmesi işlemi olmuştur.

Ham petrol, yüzlerce sıvı hidrokarbondan oluşan bir karışımdır. Bu karışım içinde çözülmüş halde birçok sayıda katı ve gaz fazda hidrokarbon da bulunur. Petrol

rafinerilerinde de, birbirinden farklı özelliklerde olan ham petrol karışımlarının içerdikleri bileşenlerin birbirinden farklı kaynama noktalarına sahip olması özelliğinden faydalanılarak ayırma işlemi yürütülür. Ham petrol distilasyon sistemleri, sıralı ve kompleks distilasyon ünitelerinin yanı sıra geri döngü sistemlerini de kullanılarak ham petrolü parçalı halde buharlaştırıp farklı kompozisyonlara sahip ürünler de elde eder.

Rafineriler, üretilecek olan son ürünleri güncel pazar ihtiyacına göre düzenleyerek optimum üretim proseslerinin oluşturulmasını amaçlar. Bir petrol distilasyonu prosesinde, beslemenin ısıtılması, yardımcı ısıtıcı görevi ile kolona beslenecek buharın istenilen sıcaklık seviyesine ulaştırılması, geri döngü için buharın yoğunlaştırılması, kazana veya kolonun altına ısı girdisi sağlanması gibi birçok amaç için enerji tüketimi yapılmaktadır. Günümüzde sürekli dalgalanan petrol fiyatları ve gittikçe sıkılaştan çevre koruma şartnameleri ile birlikte petrokimya firmaları da proseslerinin enerji verimliliklerini artırmaya yönelik birçok çalışma yapmaktadır [1, 28-32].

Ham petrol distilasyon ünitesi, petrol endüstrisindeki en önemli ekipmanlardan biridir. Bu ünitenin temel görevi ham petrolü çeşitli ana ve yan ürünlere dönüştürmektir. Bir distilasyon ünitesine, beslenecek olan ham petrolü ısıtan ve bu sayede kolona giriş sıcaklığını yükselten bir ham petrol ön ısıtıcısı (kabin veya dik silindir şeklinde bir fırın) da dahil edilir [33].

Petrol distilasyonu, üretim yakıtlarının ve çeşitli kimyasalların eldesine olanak sağlayan en önemli proseslerden biridir. Bir ham petrol distilasyon ünitesi, rafinerideki en büyük ekipman olmakla birlikte prosesin en çok enerji tüketen (proseste toplam enerji tüketiminin yaklaşık olarak %35-45'i) elemanı konumundadır [34,35]. Ham petrol distilasyon ünitesi temel olarak, ön distilasyon kolonu, atmosferik distilasyon kolonu, vakum distilasyon kolonu, yan ürünlerin başlangıç kaynama noktalarını kontrol edecek ve düzenleyecek olan belirli sayıda ayırma kolonu, stabilizatör ünitesi ve ısı değiştirici ağından oluşur. Proseslerdeki pumparound ekipmanı, farklı sıcaklık seviyelerinde kolon ısını kararlı halde tutmak ve kolon içinde belirli bir geri döngü oranını sağlamak üzere kullanılır [2,36-38].

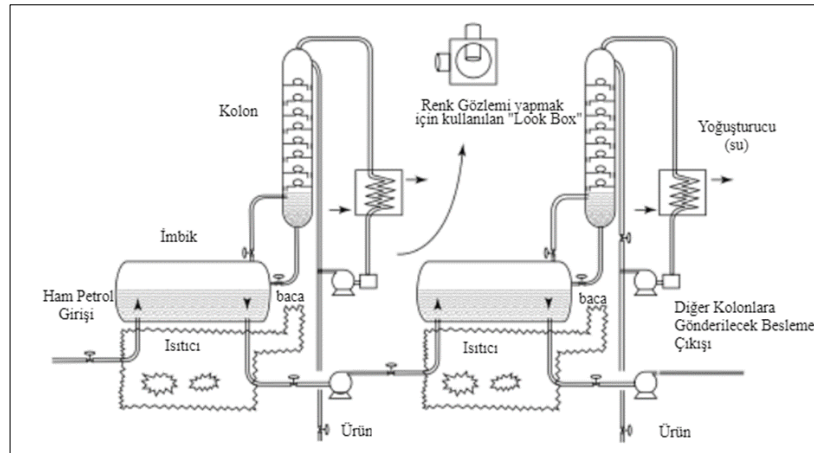
Pumparound döngüleri, kolon içinde bulunan belli miktardaki sıcak akışkanın belirlenen raflardan çekilmesinin ardından akışkanı soğutucuya pompalar. Soğuyan akışkan daha sonra kolona üst raflardan tekrar beslenir. Burada amaç, kolon içi sıcaklık

kontrolünü ve kolon içi geri döngü sıcaklığını kontrol edebilmektir [39]. Bu akış sayesinde sıcak akışkandan elde edilmiş olan ısı kolona beslenen akışkanın ısıtılmasında kullanılır. Sıcaklık, atmosferik kolon boyunca farklılık gösterir ve sıcaklığın en yüksek olduğu bölüm kolonun en alt kısmıdır. Pumparound döngülerinin pozisyonu kolon boyunca ne kadar aşağıda kalırsa, o kadar yüksek ısı değerleri elde edilebilir. Pumparound döngülerinin kullanımı sayesinde kolon için buhar-sıvı dağılımı düzenlenir ve bu sayede kolonun kapasitesi artırılır [40,41]. Kolonlarda bu ekipmanların kullanılmasının diğer sebepleri ise, kolon içinde oluşacak olan buhar yükünü azaltmak, kolon dizayn çapını düşürmek, kolon içi ısı bütünlüğünü sağlamak, kolon üstü kondenser ebatlarını düşürmektir.

Distilasyon prosesindeki, ön distilasyon ünitesi etan, metan, propan, butan gibi hafif bileşenleri ayrıştırırken atmosferik distilasyon kolonu ham petrolü temel olarak nafta, kerosen, dizel ve atmosferik gas oil ve türevlerine ayrıştırır. Geriye kalan atmosferik fazdaki karışımın ayırma işlemi bir sonraki kolon olan vakum kolonuna aktarılır.

#### 2.4.1.1 Atmosferik distilasyon

Geliştirilen ilk distilasyon prosesi, ham petrolün birbirine bağlı ardışık ve kademeli olarak artan sıcaklıklarla çalıştırılan birkaç kolondan geçirilmesi olarak tasarlanmıştır. Tasarlanan bu proses Şekil 2.16'da verilmiştir [27]. Ham petrol öncelikle birinci kolona yönlendirilerek içerisindeki hafif bileşenler buharlaştırılırdı.



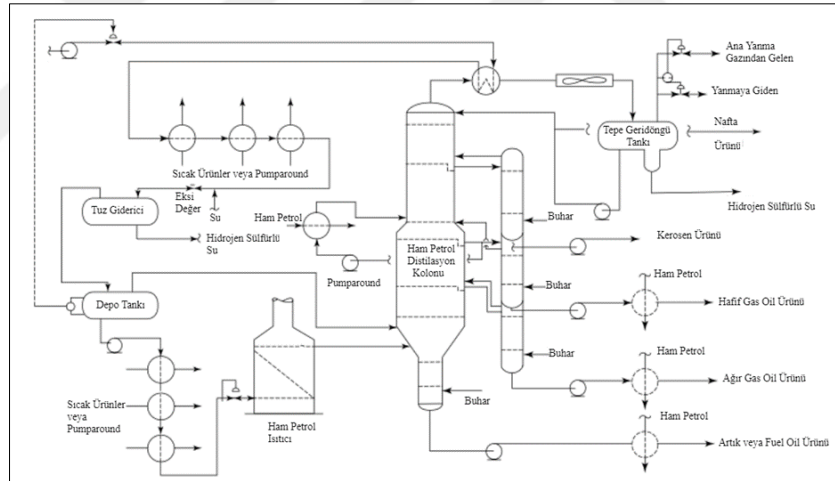
Şekil 2.16 : Geliştirilen ilk distilasyon ünite prosesi.

Hafif bileşenleri ayrıştırılan ham petrol sonrasında birincisinden daha yüksek bir sıcaklıkla çalıştırılan ikinci kolona girer ve buradan ilk ürün olan benzin ayrıştırılırdı. Hafif bileşenlerin ve benzinin ayrıştırıldığı karışım daha sonra ikincisinden daha

yüksek sıcaklıkta çalıştırılan üçüncü bir kolona girer, bu kolonda ürün olarak kerosen ayrıştırılırdı. Aynı prensip ile dördüncü kolondan dizel ve diğer ağır bileşenler ayrıştırılırdı.

Şekil 2.16’da görülen proses, bazı rafinerilerde İkinci Dünya Savaşı’nın sırasında dahi kullanılmaya devam etmiştir. Bu proses, daha sonralarda yerini modern petrol rafinerilerinde kullanılan sürekli ayrıştırma yapabilen kolonlara bırakmıştır. Distilasyon ünite çeşitleri temel anlamda iki başlık altında incelenebilir. Bu başlıklar atmosferik ve vakum distilasyon kolonlarıdır.

**Atmosferik kolonlarda proses tanımı:** Standart şartlara göre dizayn edilmiş bir rafineride ilk akla gelen ekipman atmosferik distilasyon kolonudur. Bu kolon, ham petrol rafineri prosesinin temel ürünlerini oluşturacak çeşitli distilat akımlarını ayrıştırır. Bu akımlar tasarlanan prosesin tanımına göre ya ihtiyaç duyulan diğer alt ürünleri oluşturabilmek için farklı ekipmanlara iletilir ya da mevcut halleriyle depo edilir. Şekil 2.17’de bir atmosferik kolon örneği gösterilmektedir [27].



**Şekil 2.17 :** Atmosferik distilasyon kolonu örneği.

Ham petrol öncelikle depolandığı yerden ısıtılmak üzere bir ısıtıcıya gönderilir. Ham petrolün içinde bulunan tuzu çözmek için prosese belli bir sıcaklıkta (200-250°F) su enjekte edilir. Hazırlanan karışım elektrostatik ayırıcılı bir tuz giderici üniteye aktarılır. Elektrostatik ayırma metodu ile ham petrol içindeki tuz ayrıştırılmış olur. Sistemden çıkan kirli su, atık haline gelmeden önce bir kirli su ayrıştırma ünitesinde temizlenir. Tuz giderici ünite, ham petrol içindeki klorürün tamamını gideremez, bu tip safsızlıklar üst kolondan ayrıştırılır.

Ham petrol, ısıtıcıdan çıkıp atmosferik distilasyon kolonuna girerken buharlaşmanın sağlanabileceği bir sıcaklığa kadar ısıtılmış olur. Bazı durumlarda beslemeye yeterli miktarın %5 üzerinde olacak şekilde ısı kazandırılır. Bu duruma over flash denir ve amacı geri döngünün kararlılığını sağlamaktır. Isıtılan besleme ayırma kolonuna flash zone olarak adlandırılan alt bölümden giriş yapar.

Distilasyon sırasında, distilatlar kademeli olarak raflardan geçerek buharlaşırken karışımın buharlaşmayan kısmı kolonun alt kısmından bir ayırıcı ile alınır. Flash zone üzerinde bir bölgede gerçekleşen bu işlemler sırasında, ayırıcı raflar arasında ısı ve kütle transferi meydana gelmektedir. Distilat ürünleri kolonun seçilen raflarından çekilerek toplanır ve depolamaya gönderilir. Nafta buharının tamamı kolonun üst bölgesinden çıkarak yoğuşturulur. Bu kapsamın belli bir bölümü distilasyonun devamını kararlı hale getirmek adına sisteme geri besleme olarak döndürülebilir. Yan akım distilatları:

**Ağır petrol:** En yüksek kaynama noktasına sahiptir.

**Hafif petrol:** Beslemenin dizel ürününe dönüşecek olan kısmıdır.

**Kerosen:** Beslemenin jet yakıtına dönüşecek olan kısmıdır.

Pumparound olarak tanımlanan bölüm hafif petrolün damıtıldığı kısımda kullanılır. Bu ekipman, temel anlamda kolonun ilgili bölümünden ısıyı uzaklaştıran bir kapalı çevrim yoğuşturucu görevi görür. Pumparound sistemi, kolon içerisinde sürekli bir geri döngünün sağlanmasına yardımcı olur. Yan akımlar, uçucu bileşenlerden bağımsız olarak farklı ayırıcı kolonlar ile toplanır. Ana kolondan çekilen yan ürünler, ayırıcı kolonun üst raflarından giriş yapar. Buhar, ayırıcı kolonlara en alt raflardan beslenir ve yan ürünlerin çekildiği rafın üstünde bir bölgeden ana kolona gönderilir.

Ham petrolün buharlaşmayan kısmı farklı bir ayırıcı ile depolamaya veya ikinci aşama olan vakum distilasyon kolonuna gönderilir.

**Atmosferik distilasyon kolonunda malzeme dengesinin sağlanması:** Bir rafineri prosesindeki malzeme dengesinin kesinliği, maksimum faydayı sağlayacak tasarım ve operasyon şartlarını sağlamak açısından çok önemlidir. Bir distilasyon prosesinde belirli bir ham petrol beslemesinden yola çıkarak ulaşılmak istenen bir malzeme dengesi ve herhangi bir spesifik operasyon (örneğin; katalitik reformer ekipmanına maksimum miktarda nafta gönderebilmek) prosesin performans parametrelerini belirler. Bu parametrelere üretilecek olan ürün miktarı, beslemenin kolona nereden

verileceği, distilat ayırma sıcaklıkları, kolon üstü koşulları, flash zone koşulları örnek gösterilebilir.

Bir distilasyon prosesinde malzeme dengesinin sağlanması için üzerinde durulan temel konular arasında, ham petrol beslemesinin gerçek kaynama noktası verileri ve ham petrol analiz verileri, yan akım ürünlerinin gerçek kaynama noktaları, ürün hacim, kütle ve mol dengesinin hesaplanması gösterilebilir.

**Atmosferik distilasyon kolonunda dizayn karakteristiği :** Günümüz modern rafinerilerinde temel ürünlerin ayırma işlemleri tek bir atmosferik kolon kullanılarak yapılabilmektedir. Hafif bileşenlerin çok fazla miktarda bulunduğu durumlarda ayırma işlemi ardışık çalışan ve birincil kolon-ikincil kolon olarak adlandırılan sistemlerde yürütülür. Bir distilasyon kolonunun dizayn karakteristiğini belirleyen parametrelerin başında flash zone sıcaklığı ve basıncı gelmektedir.

**Kolon üstü sistemi:** Bir kolon üstü sistemin dört farklı görevi vardır. Bu görevler dört maddede sıralanmıştır.

- 1) Kolon üstü buharlarının (ayırıcı buharları da dahil) yoğuşturulmasını sağlar.
- 2) Geri döngünün kontrolünü sağlar.
- 3) Kolon üstü ürünlerin toplanması ve ilgili ekipmana iletilmesini sağlar.
- 4) Yoğuşan buharın ayrışmasını ve atılmasını sağlar.

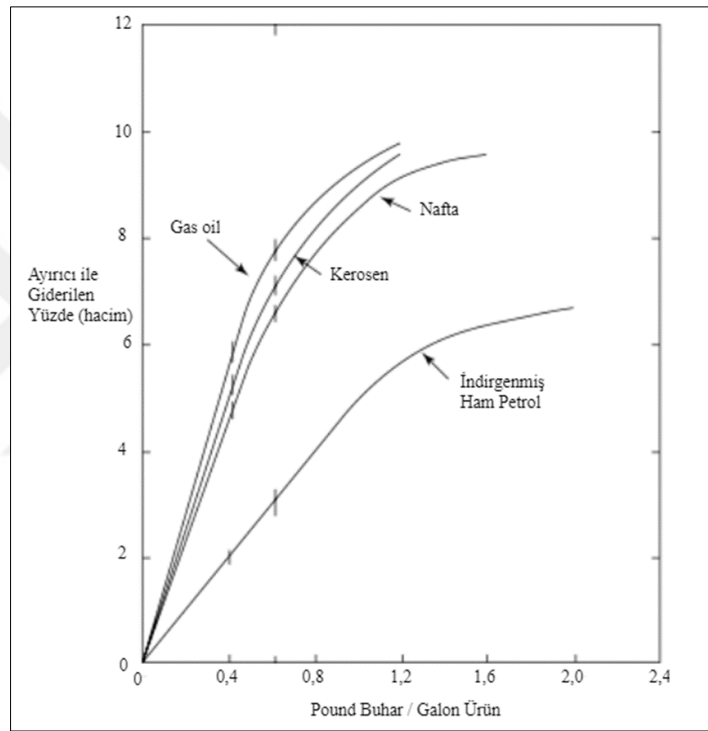
**Yan akımlar ve geri döngü:** Bir atmosferik distilasyon kolonunda genelde iki veya üç yan akım vardır. Bu yan akımlarla birlikte pumparound olarak adlandırılan geri besleme ler vardır. Bu kısmın görevi kolon içi geri döngünün düzenini sağlamaktır. Pompa pumparound akımını bir ısı değiştiriciye ileterek soğumasını ve sonrasında tekrar kolona üst raflardan beslenmesini sağlar. Kolonun üst raflarından aşağı doğru akan bu soğuk sıvı bir kolon için konsender görevi görür. Kolonun üst raflarına doğru yükselen sıcak buhar, yan akım ürünlerini, bir miktar artık sıvı ve birkaç hafif bileşenin buhar fazdaki hallerini içerir. Yan akım ürünlerinin bir kısmı pumparound ile yoğuşturulup sisteme geri beslenmiş olur.

Yan akımlar, atmosferik distilasyon kolonunun belirli raf seviyelerinden çekilen ürünlerdir. Yukarıda da belirtildiği gibi her akım ilgili pumparound akımı ile birlikte değerlendirilir. Ürün, kolondan çekildiği sırada üst raflara doğru yükselmekte olan buhar ile denge halinde olur. Sonuçta, çekilecek olan üründe bir miktar hafif bileşen



de bulunmuş olur ki bu, ürünün parlama noktası gibi önemli özellik parametrelerini etkiler. Bu durumun düzeltilmesi için yan akım ürünü, farklı bir ayırıcı kolondan geçirilir.

Ana kolondan ayrılan yan akım ayırıcı kolona gönderilir. Bu kolonlar genelde dört adet ayırıcı raf içerir. Ayırıcı kolonun en altından beslenen buhar, kolonun üst seviyelerine doğru ilerler ve bu sırada yan akım ürünü içerisinde kalan hafif bileşenleri ayırtmış olur. Bu akım genelde 50 psig (3,4 atm)'de olur. Ayırtılan ürün kolonun alt rafından ayrılır ve depolamaya aktarılır. Şekil 2.18'de buhar besleme miktarına karşılık ayırıcıda giderilen ürün miktarı sunulmuştur [27].



Şekil 2.18 : Ayırma kolonunda kullanılan buhar miktarı.

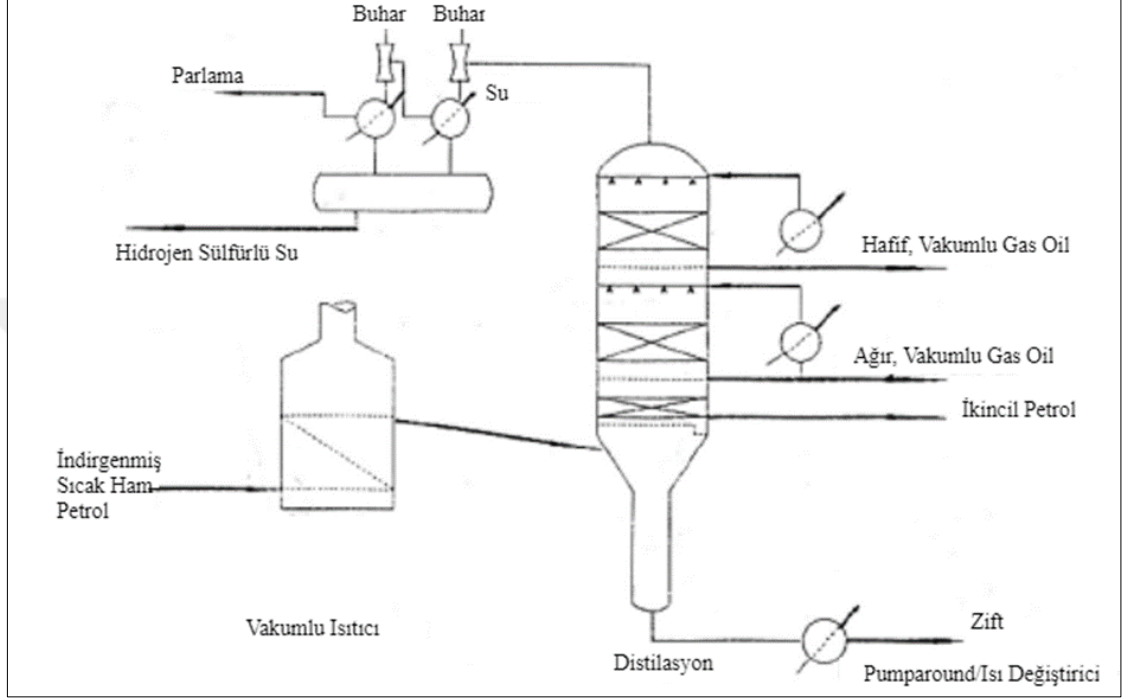
#### 2.4.1.2 Vakum distilasyonu

Vakum distilasyon kolonları tasarım bakımından atmosferik distilasyon kolonlarına benzemekle beraber ayırıcı özellik olarak vakum altında çalışırlar. Kolon içindeki vakum iki veya üç fazlı olan bir püskürtücü buhar sistemi ile elde edilir.

Vakum distilasyon prosesi genelde atmosferik distilasyon prosesine entegre halde çalışır. Atmosferik distilasyon kolonundan çıkan atmosferik şartlardaki dip, vakum distilasyon kolonunun ısıtıcısına girer ve oradan vakum kolonuna aktarılır. Atmosferik şartlarda kolona giren dip üründen çoğunlukla kalın yağ olarak tabir edilen motor yağı

vb. ürünler elde edilir. Bu distilasyon çeşidinde beslemenin buharlaşması için gereken basınç oldukça yüksek olmalıdır.

Vakum distilasyon prosesinde, ürünlerin kolondan ayrılması işlemi atmosferik distilasyon prosesindeki işlemler ile benzer şekilde yürütülür. Şekil 2.19’da bir vakum distilasyon kolonu örneği paylaşılmıştır [27].



**Şekil 2.19** : Vakum distilasyon proses örneği.

### **3. PETROL DİSTİLASYONUNDA PARAMETRELER**

Çeşitli karışımların ticari boyutlara göre ayrılması işlemi için kullanılan en ekonomik ve pratik çözüm distilasyon prosesidir. Rafinerilerde gördüğümüz çeşitli boyutlarda, genellikle uzun ve ince yapılara sahip olan kolonlar, petrol distilasyon kolonlarıdır. Görülen kolon ebatlarının birbirlerine göre farklılık gösteriyor olmasının temel sebebi; distilasyon işlemi, dolayısıyla elde edilecek olan son ürünlerin birçok parametreden etkileniyor olması ve bu sebeple proses ve ekipman tasarımlarının birbirine göre farklılık gösteriyor olmasıdır. Distilasyon prosesine etki eden parametrelere örnek olarak, beslemenin kolona giriş yeri ve kolon raf sayısı, besleme giriş sıcaklığı, besleme debisi, kolon içi sistem ekipmanlarının beslemeyi uygun şekilde dağıtma kapasitesi, kolon raf dağılımı, kolon içi ekipman dizaynı gösterilebilir.

Bu bölümde petrol distilasyonunda, distilasyon işlemi ve performansı üzerine etkisi olan bazı parametreler ve bu parametrelerin özelliklerine değinilmiştir. Bu parametreler sırasıyla; besleme yeri ve kolon raf sayısı, besleme sıcaklığı, ve besleme akış hızıdır.

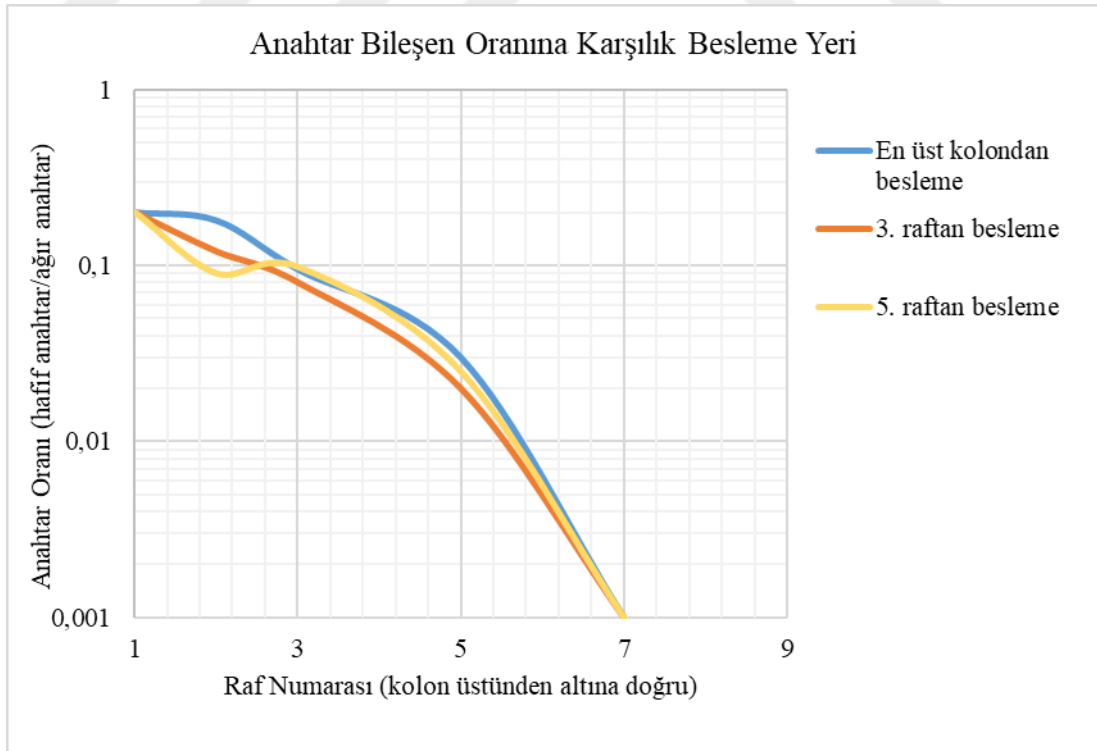
#### **3.1 Besleme Yeri ve Kolon Raf Sayısı**

Bir distilasyon prosesinde, distilasyon işleminin performansını etkileyen en önemli parametrelerde biri beslemenin kolona giriş yapacağı seviyedir. Beslemenin kolona giriş yapacağı yer, ayırma işlemi sonucunda amaçlanan ürün kompozisyon ve miktarına göre ihtiyaç duyulan kademe sayısını ve buna bağlı olarak kolon çalışma koşullarını etkiler. Genel bir kural olarak, beslemenin kolona girdiği yer, beslemenin bileşimi ile buhar ve sıvı akımlarının bileşimlerinin birbirlerine en uygun oldukları nokta olmalıdır [42]. Kolon tasarımları da olası bir hesap değişikliği veya amaçlanan son ürün kompozisyon değişikliklerine karşı besleme girişinin değiştirilebilmesine imkan sağlayacak ek ekipmanlar ile birlikte tasarlanmalıdır.

Lee S.H. ve arkadaşları, distilasyon kolonlarının tasarımında optimizasyon parametreleri üzerine bir araştırma yapmışlardır. Çalışmaya göre, distilasyon kolon

tasarımları yapılırken kolon çapı, boyu, kolon iç tasarımı gibi birçok parametrenin sonucu etkilediğini ve bu parametrelerin en önemlilerinden birinin besleme giriş lokasyonu olduğunu belirtmişlerdir. Buna ek olarak, doğru şekilde tasarlanmamış bir besleme giriş yerinin prosese ekonomik anlamda önemli ölçüde zarar verebileceğine değinmişlerdir. Yaptıkları bir örnek çalışmada hafif anahtar bileşen/ağır anahtar bileşen oranına karşılık, optimuma ulaşmak üzere değiştirdikleri besleme giriş yerlerini grafiğe dökmüş ve çalışmalarında optimum besleme yerini tespit etmişlerdir [43,44].

Uygun şekilde tasarlanmamış bir besleme girişi, yapılan işlemin niteliğine göre optimum seviyede olması gereken geridöngü/kaynama oranının ihtiyaç duyulandan çok düşük veya çok yüksek olmasına sebep olarak ayırma işleminin etkinliğini düşürür. Beslemenin, kolona olması gereken seviyeden daha yüksekte girmesi kondenser verimini değiştirerek gerekenden daha fazla çalışmasına sebep olurken, beslemenin kolona olması gerekenden daha alçakta girmesi de, kolon altında bulunan kazanın alt ürün eldesi için gereğinden daha fazla çalışmasına sebep olacaktır. Şekil 3.1'de anahtar bileşen oranına karşılık besleme yeri değişimini gösteren çalışma sunulmuştur [43].



**Şekil 3.1** : Anahtar bileşen oranına karşılık besleme yeri.

Bir kolonda prensip olarak belirlenen ideal besleme yeri, besleme kompozisyonunun kolon içi akışkan kompozisyonuna en yakın olduğu noktadır. Bu durumda kolon içi akışkan ile kolona yeni girecek olan besleme arasındaki fiziksel değişim minimum oranda olacaktır ve böylece yeni girecek olan beslemenin fiziksel özellikleri kolonun diğer operasyon parametrelerini minimum ölçüde etkileyecektir. Pratikte, distilasyon operasyonlarında, besleme kompozisyonları en başta belirlenen dizayn şartlarından bir miktar farklı olur. Büyük değişimlerin olduğu durumlarda, kolon içi akışkan ve besleme kompozisyonları arasında farklar oluşacağından operasyon optimum olmayan şartlarda ilerletiliyor olabilir. Bu duruma engel olmak için, besleme yeri ve dolayısıyla raf sayısının her aşamada optimum koşullarda olduğunu kontrol etmek işletme için önemli bir gerekliliktir.

Key ratio plotting metodu, optimum besleme yeri analizi için uygun bir yöntem olarak gösterilebilir. Buradaki anahtar oranı, genellikle hafif anahtar bileşenlerin ağır anahtar bileşenlere mol kesri cinsinden oranı anlamına gelir ve sonuçlar yarı logaritmik bir grafikten görsel olarak okunabilir. Ancak key ratio plotting yöntemine ancak ikili karışımların davranışları inceleniyor olduğu durumlarda başvurulabildiği göz ardı edilmemelidir. Örneğin, hafif, anahtar olmayan bileşenler bu değerlendirmeye dahil edilememiştir [45]. Çoklu bileşenlerin olduğu sistemlerde, optimum besleme yerinin belirlenebilmesi için birçok hassas analize başvurmak gerekir. Bir diğer yöntem ise distilasyon kolonunda çoklu besleme noktaları belirlemektir. Bu yöntem ile güncel besleme noktası, değişen besleme kompozisyonuna göre değişiklik gösterebilecek esneklikte olabilmektedir. Bu yöntemde besleme noktasının değişimi için manuel blok vanaları veya otomatik kontrol vanaları kullanılır.

### **3.2 Besleme Sıcaklığı**

Besleme sıcaklığı, bir distilasyon kolon sistemindeki toplam ısı dengesini etkileyen en önemli parametrelerden biridir. Artırılmış bir besleme entalpisi, aynı seviyede hedeflenen bir ayırma yüzdesi için kolona gerekli olan enerji girdisini düşürmeye yardımcı olur.

Kazan ısını minimize etmek için beslemenin gireceği bir ön ısıtıcı tasarlanması distilasyon proseslerinde en sık karşılaşılan yöntemdir. Eğer beslemeyi ısıtacak olan ön ısıtıcı ekipman, ısıtıcı görevi gören bir diğer proses akımı ile entegre hale getirilirse bu sayede tüm distilasyon sistemi iç enerji verimliliği geliştirilmiş olur. Distilasyon

kolonundaki bir başka ısı entegrasyonu ise kolon altı ürünlerin kullanımı ile besleme akımlarını ısıtmaktır.

Besleme sıcaklığının artırılması distilasyon sistemi enerji verimliliğini her zaman iyi yönde etkilemez. Beslemeye verilen aşırı sıcaklık artışı, kolonun besleme noktasındaki ağır anahtar bileşenlerde önemli ölçüde parlamaya sebep olabilir. Bu durumda, kolon üstü ürünlerin saflığının sağlanabilmesi için normalden daha fazla geri döngü akımına ihtiyaç duyulacaktır ve bu kolonun operasyon şartlarını tamamen etkileyecektir, çünkü artırılmış geri döngü oranı beraberinde normalden daha yüksek kaynama oranı gerektirecektir. Sonuç olarak sistemin enerji verimliliği aniden olumsuz yönde değişecektir [46]. Bu nedenle, bir distilasyon kolonunda besleme sıcaklığının optimum seviyede olacak şekilde belirlenmesi, bu sıcaklığının sürekliliğinin sağlanması kolonun enerji tüketimini minimum seviyede tutmak açısından çok önemlidir. İlgili distilasyon prosesinin tasarımını yaparken beslemenin fiziksel koşullarını doğru bir biçimde tanımlamak, uygun koşullara göre değerlendirmek ve sürekliliğini kontrol altında tutmak operasyonu optimum koşullarda yürütmek için gerekli şartlardan birincisidir. Bu çalışmalar, ilgili hassasiyet analizleri ile de desteklendiğinde çok daha sağlıklı sonuçlar elde edilecektir.

### **3.3 Besleme Debisi**

Her distilasyon prosesinde besleme debisi farklılık göstermektedir ve kontrol edilebilir parametrelerden biridir. Rafinerilerde besleme akış debisi otomatik kontrol vanaları ile düzenlenerek istenen seviyelere getirilir ve kolonun ürün verimi amaçlanan şekillerde değiştirilebilir.

Bir distilasyon prosesinde sisteme beslenen ve ayrıştırılması beklenen karışımın debisi ilgili proses parametrelerinin de orantılı olarak değişimi ile artırıldığında, prensipte girdi miktarı artırıldığı için doğal olarak çıktı miktarı yani elde edilecek olan ürün miktarı da artırılmış olur. Ancak besleme debisinin artırılması, ileride karşılaşılabilecek olan kolon taşma riskine karşı önlem olması amacıyla aynı zamanda sisteme beslenecek olan ısı girdisinin de artırılması gerekliliğini doğuracaktır.

Bazı durumlarda, besleme debisinin gereğinden fazla artırılması sonucu, önlem olarak ısı girdisinin düzenlenmesine karşın, kolon içi sürüklenme ve dökülme gibi durumlar oluştuğunda taşma riskinin önüne yine de geçilemeyebilir. Bu durum, kolon raf

verimliliklerinin düşmesine sebep olur ve kolon raf verimliliğinin düşmesi ise tüm prosesin ayrıştırma ve ürün elde etme verimini düşürür. Kolon veriminin yanı sıra debinin kontrolsüz ve gereğinden fazla artırılması önemli ölçüde ünite, proses ve rafineride iş sağlığı ve güvenliği sorunlarına yol açabilir.

Özet olarak besleme debisinin artırılması ile ürün debisi artmış olsa da beraberinde kolon sıcaklık profilinin istikrarını korumak amacıyla ısı girdisinde önemli ölçüde artış yapılması gerekliliğini doğuracak ve kontrolsüz bir debi artışı kolon üstü verimliliğini önemli ölçüde düşürecektir. Bu sebeple optimum distilasyon şartları için besleme debisi de diğer parametrelerde olduğu gibi optimum değerlerde tutulmalıdır.



## 4. ASPEN PLUS

ASPEN (Advanced System for Process Engineering) Plus, ASPEN tarafından geliştirilen birim işlemlerden tam kimyasal tesislere ve rafinerilere kadar kimyasal işlemlerin matematiksel olarak modellenmesinde kullanılan bir kimyasal işlem simülatörüdür.

### 4.1 Aspen Plus Özellikleri ve Kullanım Olanakları

ASPEN günümüz kimya endüstrisinde çok sık kullanılan bir yazılım haline gelmiştir. Aspen Plus, belirli bir proses tasarımı ve seçili uygun termodinamik ve matematik model kullanımı ile sistemin performansını tahmin eden bir proses akış simülatörüdür. Yazılım, bu bilgiden yola çıkılarak proses tasarımı optimize edilebilir hale getirecek verileri sağlar. Aspen Plus yazılımında bulunan termodinamik modeller, ideal olmayan karışımların ayrıştırılmasında oldukça önemli rol oynar. Yazılım, bu anlamda çok geniş bir veri tabanına sahiptir.

Bir kimyasal proses tesisi, temel anlamda bir kor reaktör ünitesi ve farklı temel işlemlerin yürütülebileceği yan üniteler ve yardımcı ekipmanlardan oluşur. Aspen Plus, farklı kimyasal proseslerdeki temel işlem tabanlı hesaplamaların yapılmasında, modellenmesinde, simüle edilmesinde, optimizasyon işlemleri için fikir verme aşamasında, hassasiyet analizlerinde, enerji kazanım hesaplamalarında ve proseslerin ekonomik açıdan analiz edilmesinde kullanılacak güçlü bir yazılım tipidir.

ASPEN Plus, çoklu kolon ayırma sistemleri, kimyasal reaktörler, kimyasal açıdan reaktif bileşenlerin distilasyonu, elektrolit sistemler gibi oldukça karmaşık sistemlerin modellenmesi konusunda kullanıcılara rahat imkanlar sunabilen bir yazılımdır. Yazılım, kullanılacak olan prosesi tasarlamaz, kullanıcı tarafından tasarlanan ve yüklenen prosesin performansını simüle eder. Bu noktada en önemli olan konu, kullanıcının proses tasarımı yaparken girdi parametre ve verilerini kimya mühendisliği yasalarını göz önünde tutarak anlamlı rakamlar ve aralıklarla kullanıyor olmasıdır. Belirli sayıda iterasyon ve doğru çözümler elde edebilmek için, yazılımı kullanırken



sisteme anlamlı veriler yüklemek elzemdir. Örneğin, bir kullanıcının ilgili yazılımı kullanmadan önce, bir sistemin fiziksel ve kimyasal anlamda nasıl davranışlar sergileyeceği hakkında bilgi sahibi olması gerekir. ASPEN Plus, bir ayırma işlemi için kolonda kaç adet raf olması gerektiğini hesaplamak için değil, kullanıcı tarafından tasarlanan bir prosesdeki belirli raf sayısı ile nasıl sonuçlar elde edileceğini belirlemek üzere tasarlanmıştır [47-51]. ASPEN, kendi içerisinde bazı paketlere ayrılmıştır:

**ASPEN Adsim:** Sabit yatak (fixed bed) basınç salınlı adsorbsiyon için geliştirilen paket.

**Aspen Chromatography:** Sabit yatak (fixed bed) adsorbsiyon için geliştirilen paket.

**Aspen Custom Modeler:** Ayırma prosesleri için geliştirilen paket.

**Aspen Distil:** Proses şemalarının planlanması için geliştirilen paket.

**Aspen Dynamics:** Yatışkın olmayan durumlar için geliştirilen paket.

**Aspen Plus:** Yatışkın durumlar için geliştirilen paket.

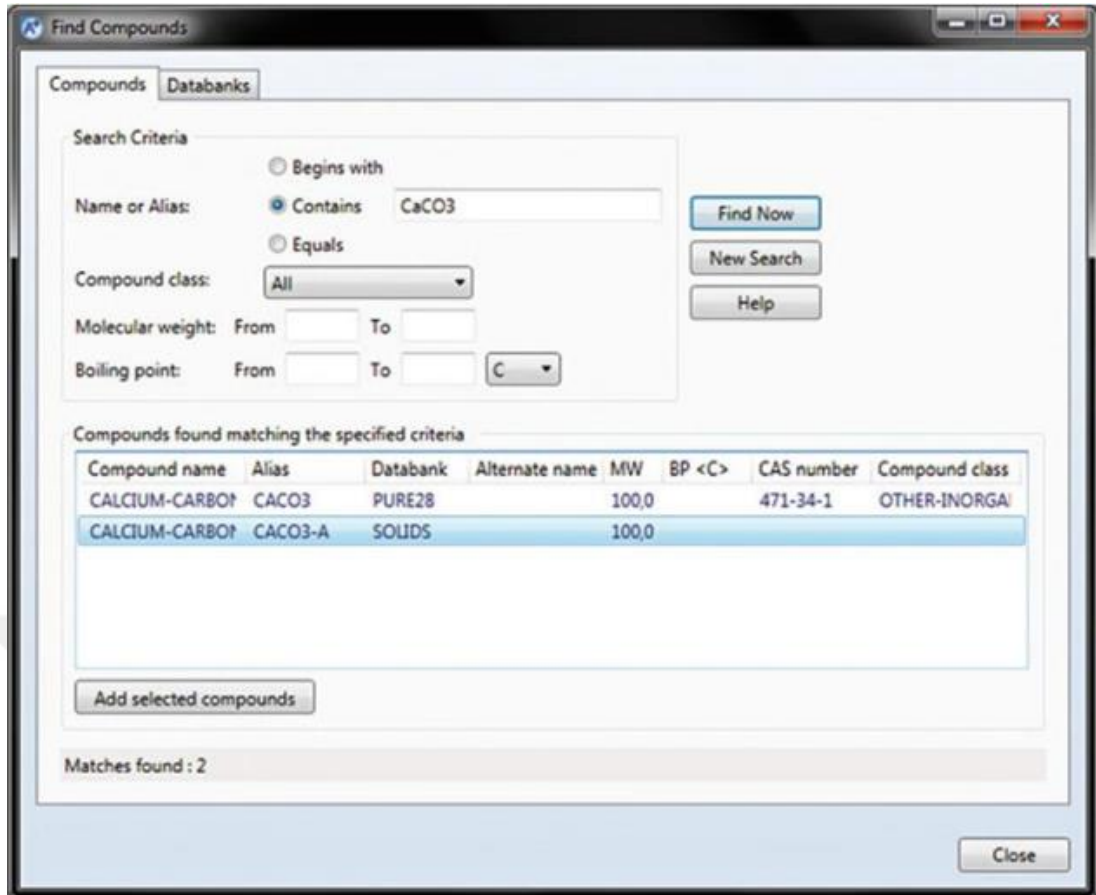
**Aspen Properties:** Özellik ve faz dengesi modellemeleri için geliştirilen paket.

**Aspen Polymers:** Polimerizasyon reaktörleri ve polimer termodinamiklerinin modellenmesi için geliştirilen paket.

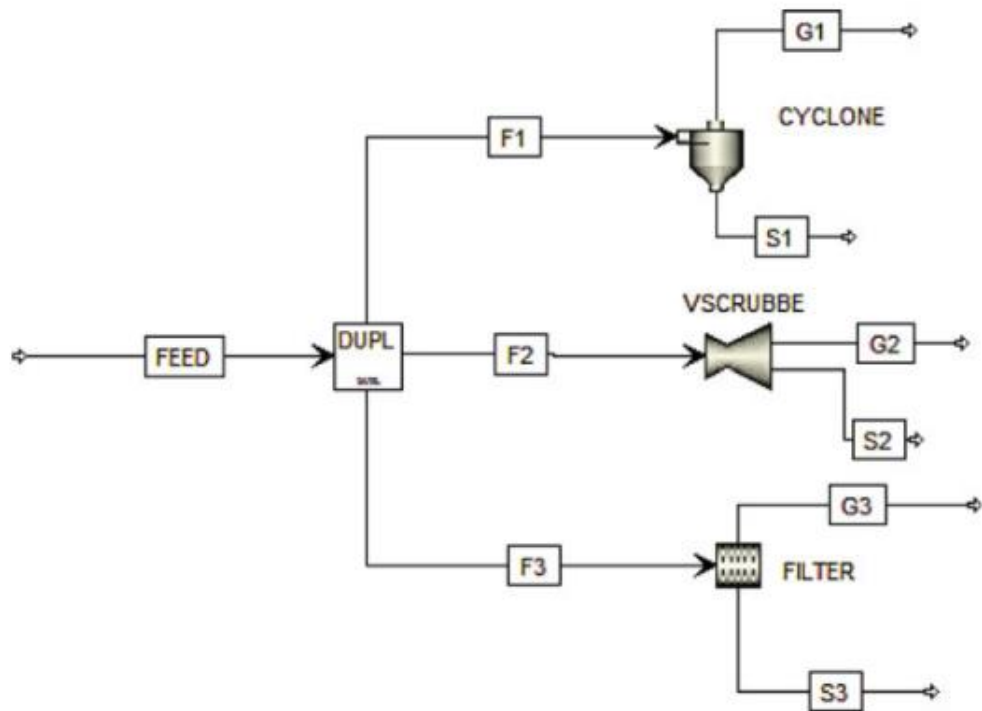
ASPEN Plus yazılımına ait bazı temel işlem örnekleri Bölüm 4.2’de ilgili şekiller ile verilmiştir. Bu çalışmada, belirli bir petrol kompozisyonu kullanılarak çeşitli parametreler üzerinde yapılan değişikliklerle, bir atmosferik distilasyon kolonundaki petrol distilasyonunda ürünler üzerindeki değişim ve etkiler ASPEN Plus yazılımı kullanılarak incelenmiştir.

## 4.2 Aspen Plus Temel İşlem Örnekleri

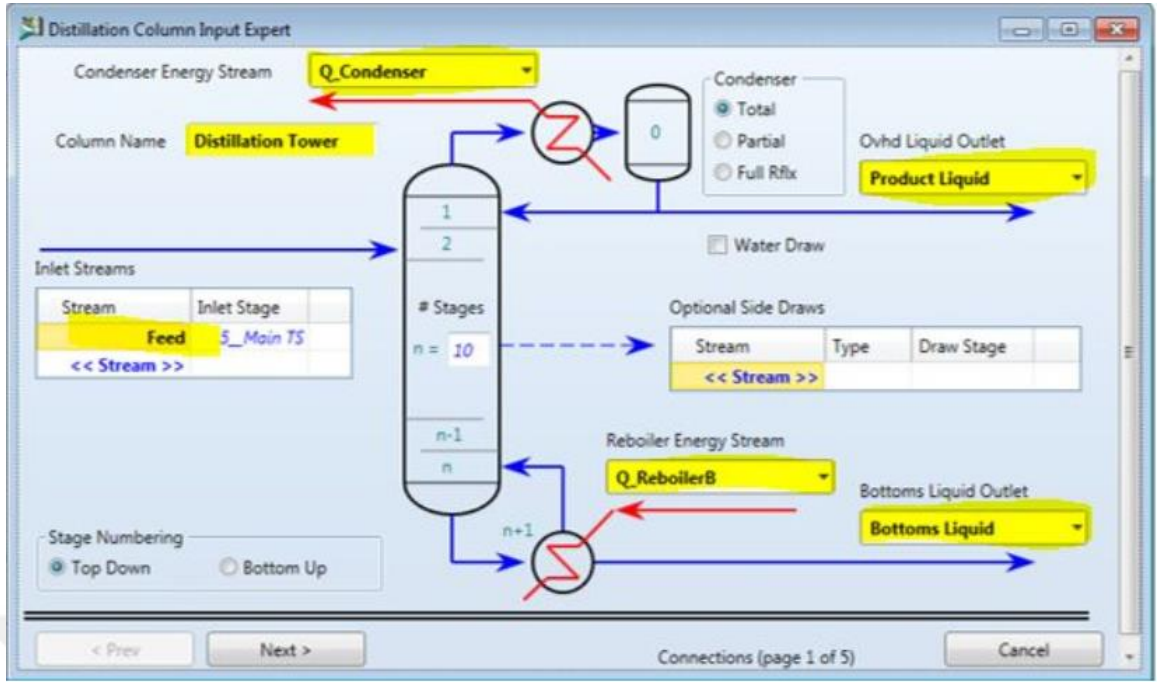
Aspen Plus yazılımında sıkça kullanılan bileşen seçimi, akış diyagramı oluşturulması, kolon verilerinin tanımlanması, reaksiyon tanımlamalarının yapılması gibi bazı temel ekranlar Şekil 4.1 - Şekil 4.4’te sunulmuştur. Bu ekranlar, ASPEN yazılımından yararlanarak proses kontrol faaliyetlerini yürüten endüstriyel işletmelerde en sık kullanılan ekranlara verilen örnekler niteliğindedir.



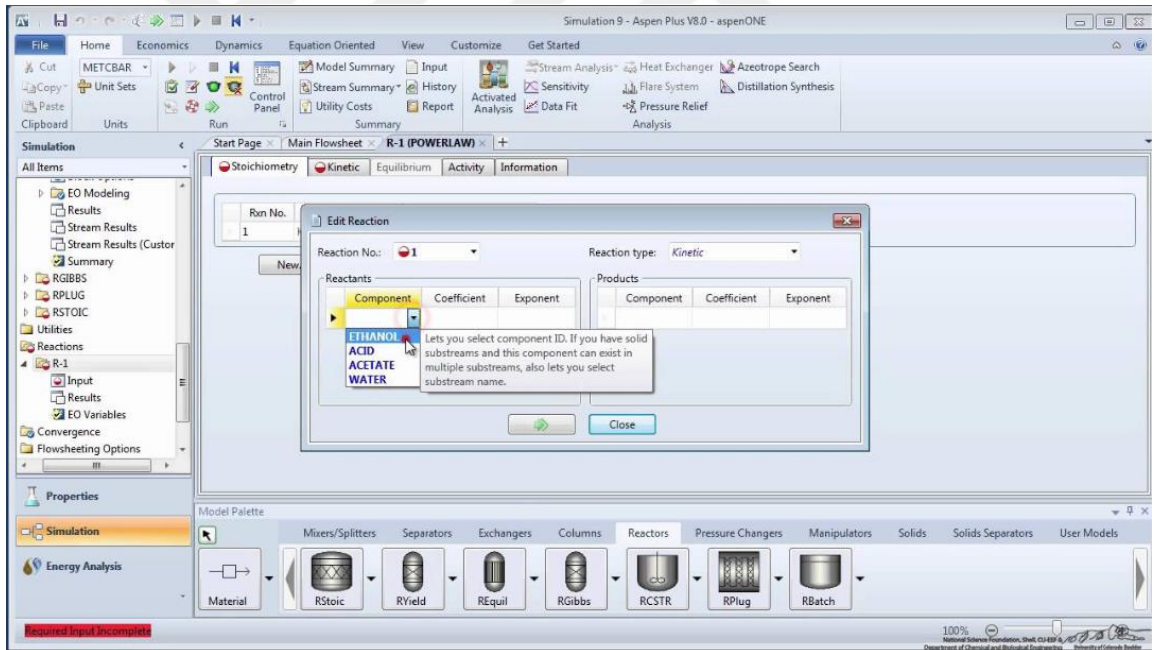
Şekil 4.1 : Bileşen tanımlama.



Şekil 4.2 : Doğal gaz işleme prosesi örnek akış şeması.



Şekil 4.3 : Distilasyon kolonu veri giriş ekranı.



Şekil 4.4 : Reaksiyon tanımlama ekranı.

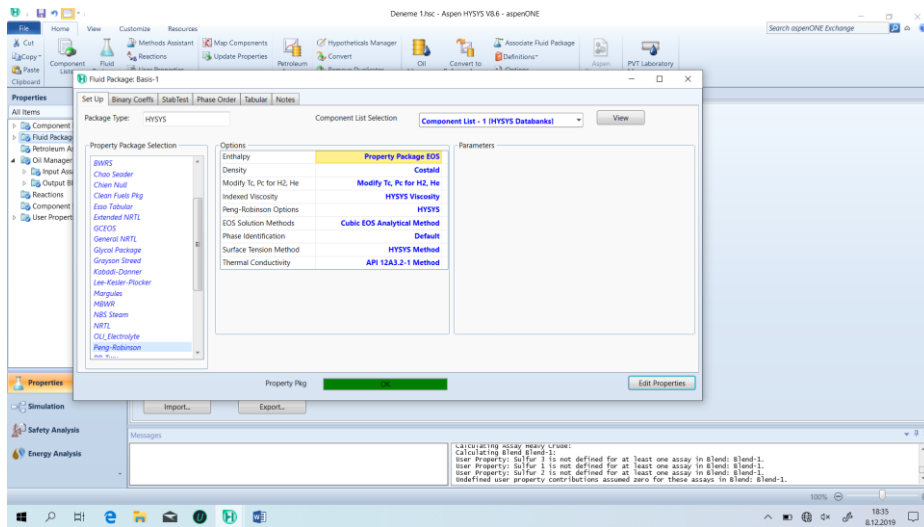
## 5. YÖNTEM

Petrol rafinerilerinin ana bileşeni olan petrol distilasyon kolonları, ham petrolün fraksiyonlarına ayrıştırıldığı ve istenen son ürün şartları ve kompozisyonlarına göre kolon çıkışında depolamaya veya bir sonraki operasyonel işlem için rafinerinin diğer bir tamamlayıcısı olan bir başka ekipmana iletilmesini sağlayan elemanlardır.

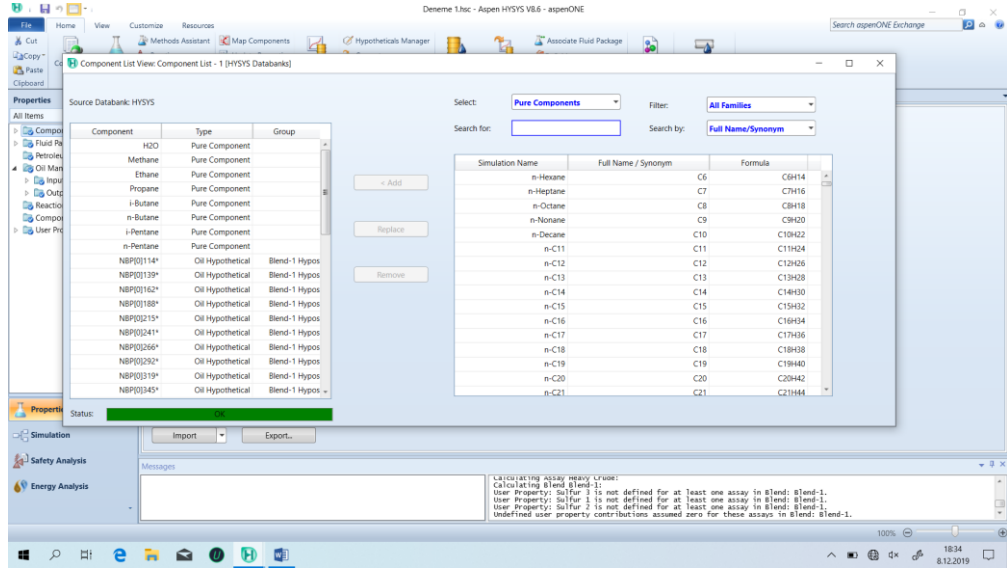
Bu çalışmada, belirli bir kimyasal kompozisyona sahip bir ham petrol karışımının bir petrol distilasyon kolonunda nafta, kerosen, dizel ve atmosferik gas oil ürünlerine ayrıştırılması ve bu ayrıştırma işleminin çeşitli parametre değişimlerinden ne yönde etkilendiğinin gözlemlenmesi üzerine bir araştırma yapılmıştır. Çalışmada parametre değişimlerinin distilasyon prosesi üzerindeki değişiminin gözlemlenmesinde ve simüle edilmesinde uygulama olarak, Aspen Plus v8.6 yazılımı kullanılmıştır.

### 5.1 Aspen Plus Kullanılarak Ham Petrol Karışımlarının Oluşturulması

Distilasyon prosesine temel oluşturacak olan ham petrol kompozisyonunun Aspen Plus çalışmasına tanımlanmasından önce kullanılacak olan bileşenlere temel oluşturacak “Property Package” (özellik paketi) seçilmiştir. Bu çalışmada, Peng-Robinson paketi esas alınmıştır. Şekil 5.1 ve 5.2’de yazılım üzerinde bileşen ve paket seçim ekranları sunulmuştur.



Şekil 5.1 : Property package seçimi.



Şekil 5.2 : Bileşen seçimi.

Çalışmada kullanılmış olan ham petrol karışımı, üç farklı petrol karışımının bir araya getirilmesi ile oluşturulmuştur. Kullanılan petrol karışımlarına ait, bileşen kaynama noktaları, yoğunluk, sülfür oranı gibi belirleyici özellikler Çizelge 5.1, Çizelge 5.2 ve Çizelge 5.3'te verilmiştir [43].

Çizelge 5.1 : Hafif petrol analiz bilgileri.

Analiz Bilgileri / Hafif Petrol										Hafif Ürün Analizi (wt%)	
Kümülatif Verim (wt%)				Kümülatif Verim (wt%)						Hafif Ürün Analizi (wt%)	
IBP (°F)	IBP (°C)	EP (°F)	EP (°C)	IBP	Mid	Yoğunluk (lb/ft <sup>3</sup> )	Yoğunluk (kg/m <sup>3</sup> )	Sulfür (wt%)		Etan	
Tüm Ham Petrol						53,27	853,3	1,77		0	
31	-0,56	160	71,11	0	2,5	42,75	684,79	0,019		Propan	0,146
160	71,11	236	113,33	5	7,5	45,4	727,23	0,031		i-Bütan	0,127
236	113,33	347	175,00	10	15	48,33	774,17	0,06		n-Bütan	0,702
347	175,00	446	230,00	20	25	50,46	808,29	0,379		i-Pentan	0,654
446	230,00	545	285,00	30	35	52,38	839,04	1,064		n-Pentan	1,297
545	285,00	649	342,78	40	45	54,18	867,88	1,698			
649	342,78	758	403,33	50	55	56,04	897,67	2,159			
758	403,33	876	468,89	60	65	57,92	927,79	2,554			
876	468,89	1015	546,11	70	75	60,05	961,9	3,041			
1015	546,11	1205	651,67	80	85	62,84	1006,6	3,838			
1205	651,67	1350	732,22	90	92,5	64,92	1039,91	4,503			
1350	732,22	-	-	95	97,5	70,64	1131,54	6,382			

Karışımın oluşturulması için Çizelge 5.1, 5.2 ve 5.3'deki hafif, orta ve ağır petrolere ait veriler, Aspen Plus yazılımında "Properties" bölümündeki "Input Assay" sekmesinden her bir petrol tipi için ayrı karışımlar olarak girilmiştir.

Analiz bilgilerinin girişi yapılırken kolon şartları "Atmosferik" olarak seçilmiş, kütle kesri esas alınmıştır. Karışımların standart (bütünleşik) yoğunlukları "Bulk Props" sekmesinde, hafif bileşenler "Light Ends" sekmesinde, yoğunluk verileri "Density" sekmesinde tanımlanmıştır.

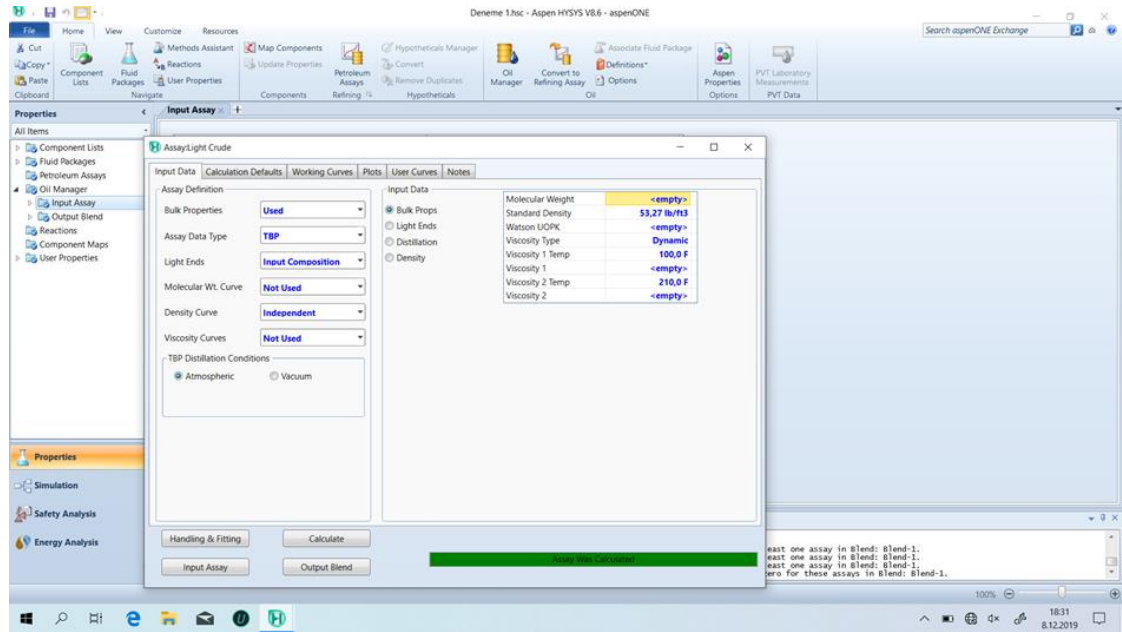
**Çizelge 5.2 : Orta ağırlıkta petrol analiz bilgileri.**

Analiz Bilgileri / Orta Ağırlıkta Petrol										
Kümülatif Verim (wt%)									Hafif Ürün Analizi (wt%)	
IBP (°F)	IBP (°C)	EP (°F)	EP (°C)	IBP	Mid	Yoğunluk (lb/ft <sup>3</sup> )	Yoğunluk (kg/m <sup>3</sup> )	Sulfür (wt%)		
Tüm Ham Petrol									Etan	0
88	31,11	180	82,22	0	2,5	43,47	696,32	0,022	Propan	0,03
180	82,22	267	130,56	5	7,5	47,14	755,11	0,062	i-Bütan	0,089
267	130,56	395	201,67	10	15	49,42	791,63	0,297	n-Bütan	0,216
395	201,67	504	262,22	20	25	51,83	830,23	1,01	i-Pentan	0,403
504	262,22	611	321,67	30	35	54,08	866,27	2,084	n-Pentan	0,876
611	321,67	721	382,78	40	45	55,9	895,43	2,777		
721	382,78	840	448,89	50	55	57,73	924,74	3,284		
840	448,89	974	523,33	60	65	59,77	957,42	3,857		
974	523,33	1131	610,56	70	75	62,3	997,95	4,706		
1131	610,56	1328	720,00	80	85	65,74	1053,05	5,967		
1328	720,00	1461	793,89	90	92,5	68,08	1090,53	6,865		
1461	793,89	-	-	95	97,5	73,28	1173,83	8,859		

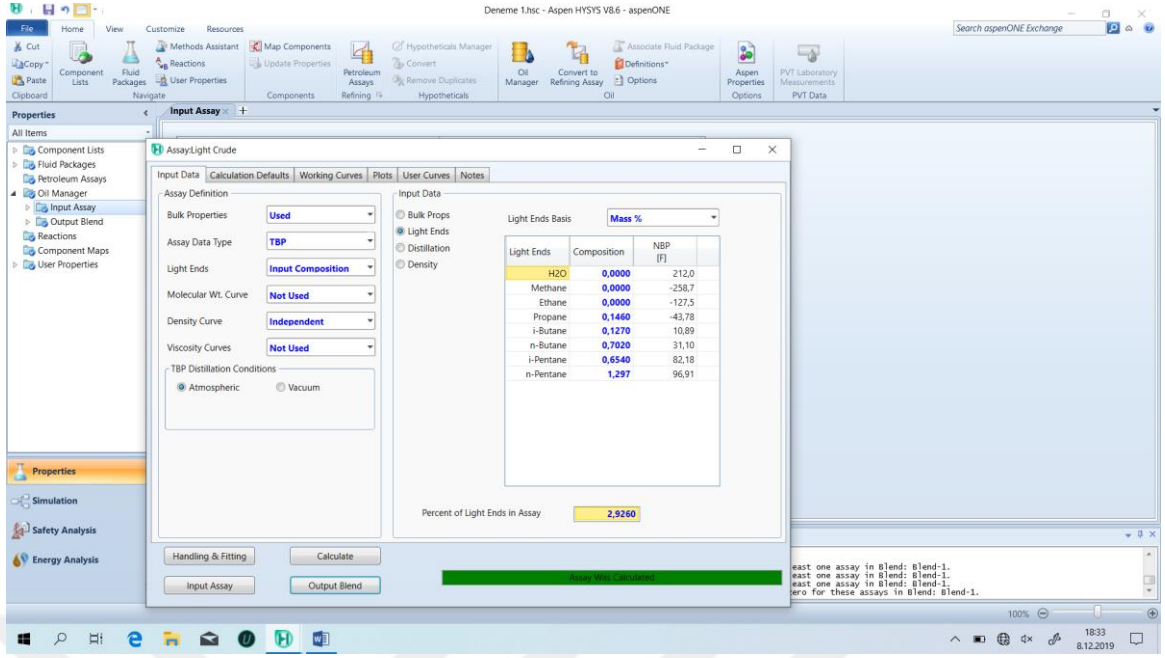
**Çizelge 5.3 : Ağır petrol analiz bilgileri.**

Analiz Bilgileri / Ağır Petrol										
Kümülatif Verim (wt%)									Hafif Ürün Analizi (wt%)	
IBP (°F)	IBP (°C)	EP (°F)	EP (°C)	IBP	Mid	Yoğunluk (lb/ft <sup>3</sup> )	Yoğunluk (kg/m <sup>3</sup> )	Sulfür (wt%)		
Tüm Ham Petrol									Etan	0,039
27	-2,78	154	67,78	0	2,5	42,92	687,51	0,005	Propan	0,284
154	67,78	255	123,89	5	7,5	45,75	732,84	0,041	i-Bütan	0,216
255	123,89	400	204,44	10	15	49,44	791,95	0,341	n-Bütan	0,637
400	204,44	523	272,78	20	25	52,23	836,64	1,076	i-Pentan	0,696
523	272,78	645	340,56	30	35	54,49	872,84	1,898	n-Pentan	1,245
645	340,56	770	410,00	40	45	56,62	906,96	2,557		
770	410,00	902	483,33	50	55	58,77	941,4	3,185		
902	483,33	1044	562,22	60	65	61,09	978,56	3,916		
1044	562,22	1198	647,78	70	75	63,61	1018,93	4,826		
1198	647,78	1381	749,44	80	85	66,63	1067,31	5,99		
1381	749,44	1500	815,56	90	92,5	68,71	1100,62	6,775		
1500	815,56	-	-	95	97,5	73,1	1170,94	8,432		

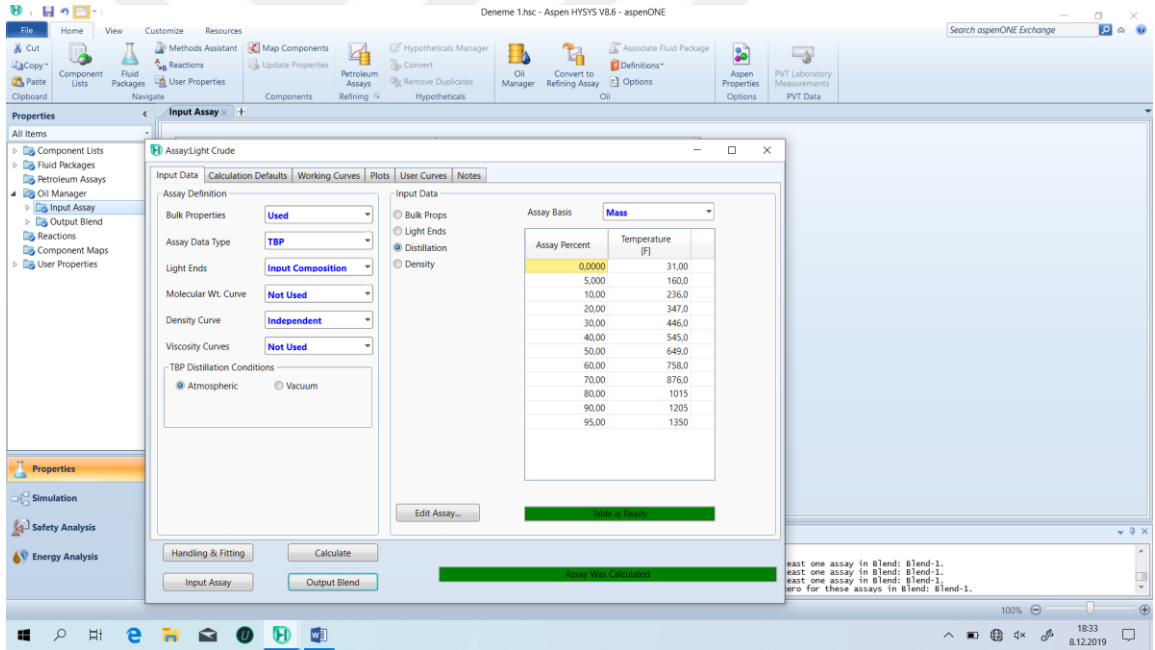
Hafif petrol karışımının oluşturulması için izlenen yol Şekil 5.3 - 5.7'de tarif edilmiştir. Bu yöntem ile orta ve ağır petrolerin de karışım özellikleri sisteme tanıtılmıştır.



**Şekil 5.3 : Karışımın bütünleşik özelliklerinin girilmesi.**

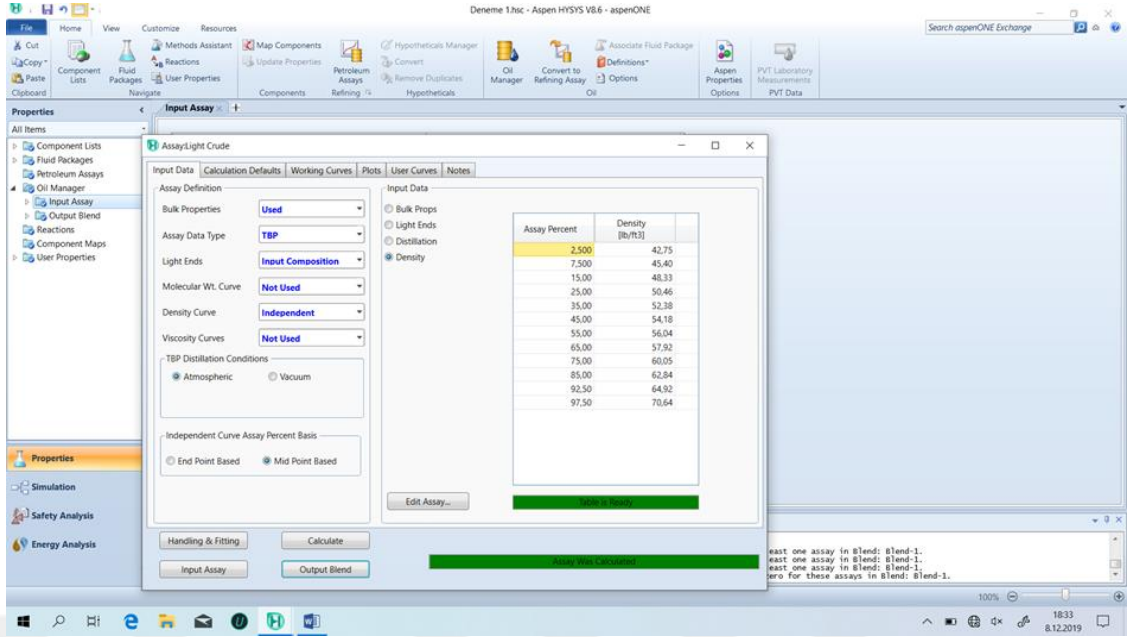


Şekil 5.4 : Karışımın hafif bileşenlerinin tanımlanması.

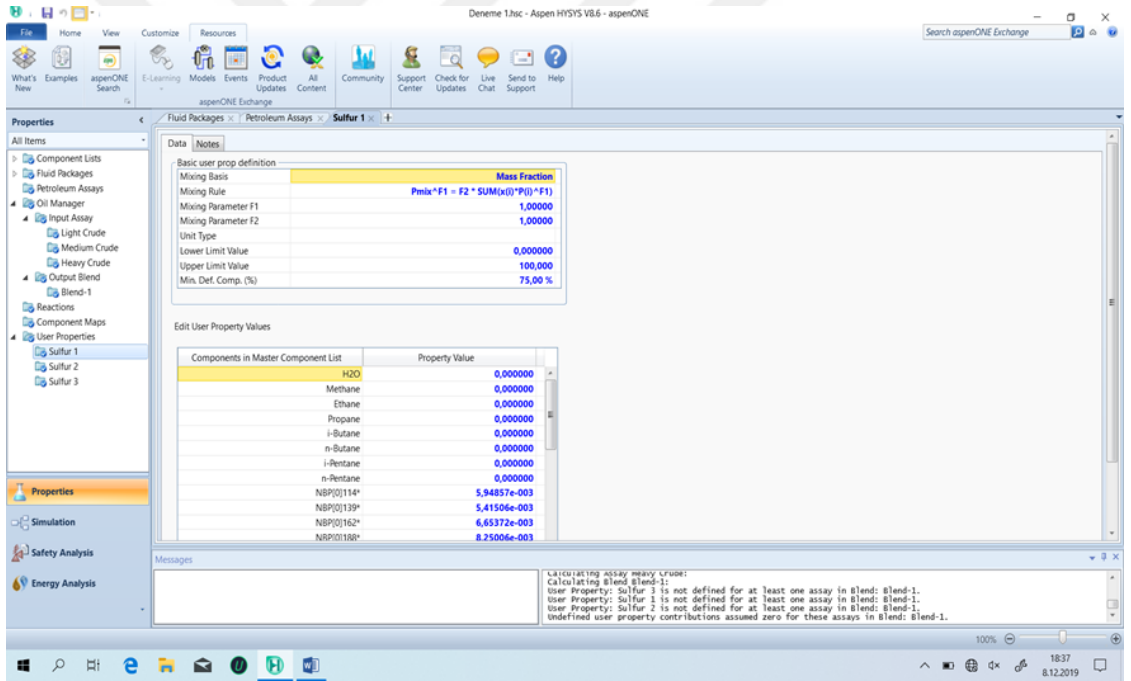


Şekil 5.5 : Karışımın distilasyon verilerinin tanımlanması.

Veri yüzdeleri ve değerleri tanımlanan her bir özellik için girişler tamamlandıktan sonra ekran altındaki hesaplama sekmesinden analiz hesaplatılır. Sistemin, karışım hesabını doğru bir şekilde dönüştürmüş olduğu, ekran altında analizin başarılı bir şekilde hesaplandığına dair beliren yeşil renkli nottan anlaşılabilir. Sistem, girilen veriler ile karışım analizini hesaplayamazsa tanımlanan verilerin tutarlılığı kontrol edilmelidir.



Şekil 5.6 : Karışımın yoğunluk verilerinin tanımlanması.



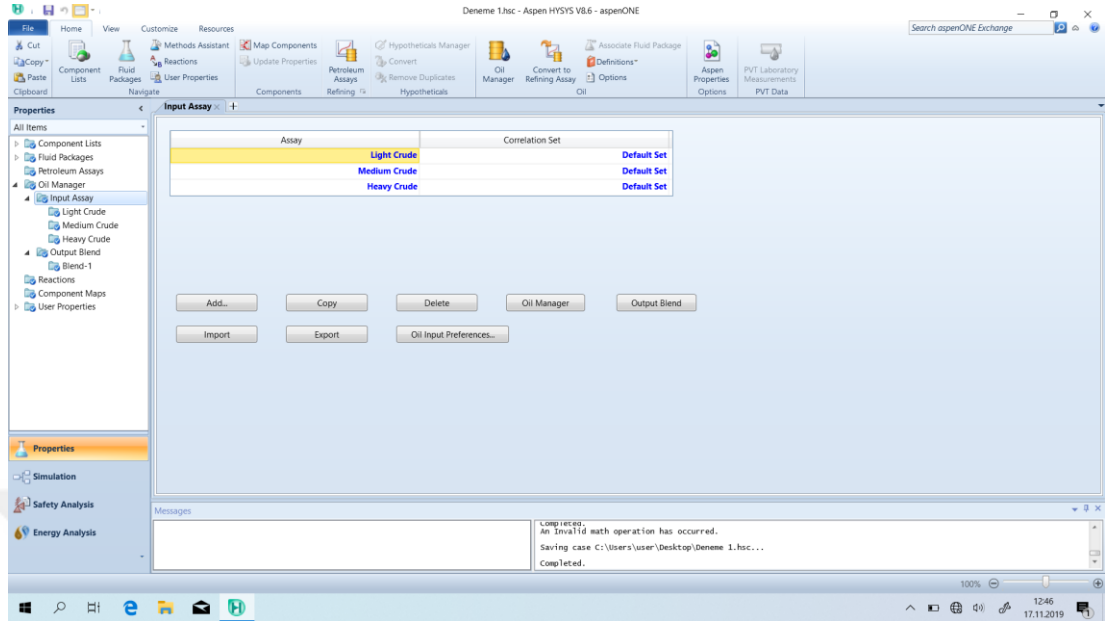
Şekil 5.7 : Karışımın sülfür oranlarının tanımlanması.

## 5.2 Oluşturulan Ham Petrol Karışımlarından Sisteme Girecek Olan Beslemenin Oluşturulması

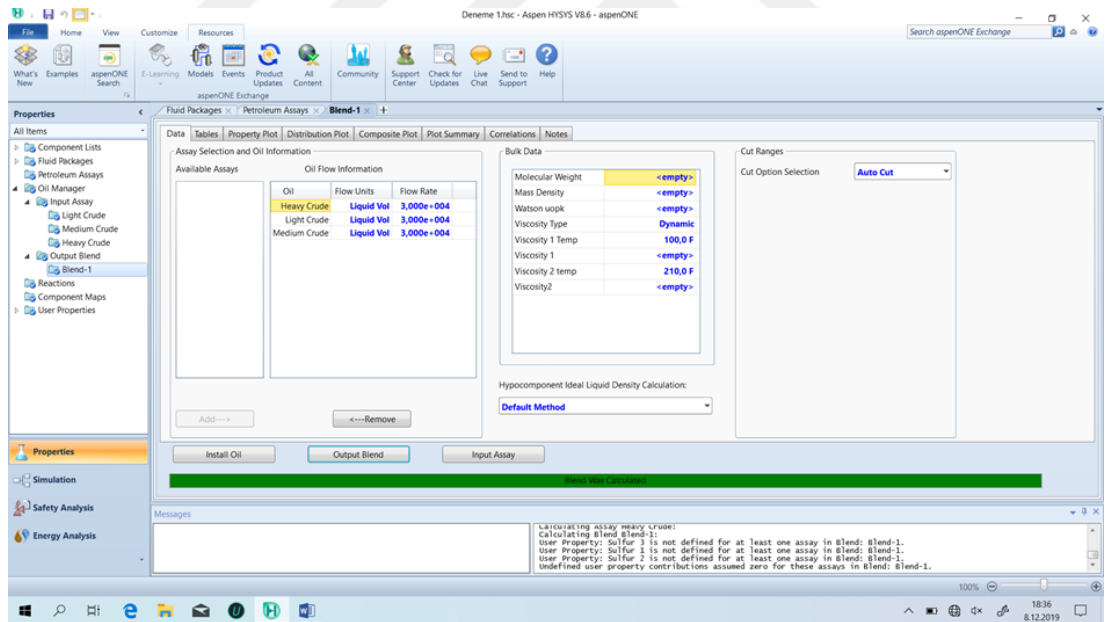
Üç ayrı petrol karışımının birleştirilmesi ve tek bir karışım haline getirilmesi için Aspen Plus yazılımındaki Output Blend sekmesi kullanılmış ve üç karışım da aynı akış



debisi ile karıştırılarak bir adet besleme karışımı elde edilmiştir, bu karışıma Blend-1 ismi verilmiştir. Karışımlar için debi olarak, 30.000 varil/gün kullanılmıştır (Şekil 5.8).



Şekil 5.8 : Input Assay ekranında oluşturulan karışımların görüntülenmesi.



Şekil 5.9 : Blend-1 isimli besleme karışımının oluşturulması.

Sisteme beslenecek olan besleme karışımı elde edildikten sonra Oil Manager sekmesinden ilgili karışım seçilmiş ve Install butonu kullanılarak besleme simülasyona tanımlanmıştır (Şekil 5.9).

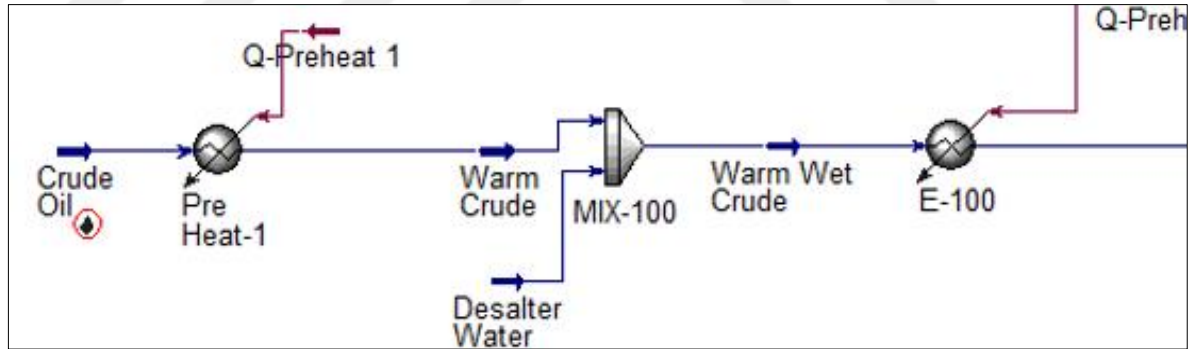
### 5.3 Simülasyon ve Akış Diyagramının Oluşturulması

Birinci aşamada, Bölüm 5.2.'de oluşturulma aşamaları anlatılan ham petrol beslemesi simülasyonda iki farklı ısı değiştiriciden geçirilerek ısıtma işlemine tabi tutulmuştur. Bu iki ısı değiştirici arasına bir adet tuz giderici (karıştırıcı) ekipman eklenerek kolona girişten önce, besleme içerisindeki tuz giderimi sağlanmıştır. Beslemenin simülasyona giriş şartları için belirlenen veriler Çizelge 5.4'de özetlenmiştir.

**Çizelge 5.4 :** Beslemenin sisteme giriş şartları.

Beslemenin Simülasyona Giriş Şartları	
Petrol Karışımı Besleme:	37,77°C, 300 psig (20,41 atm), 101.000 varil/gün
Birinci Isıtıcı Çıkışı:	126,66°C, 294 psig (20 atm)
Karıştırıcı Çıkışı:	126,66°C, 294 psig (20 atm), 500 varil/gün
İkinci Isıtıcı Çıkışı:	232,22°C, 260 psig (17,7 atm)

İkinci aşamada, besleme ikinci ısıtıcıdan çıktıktan sonra atmosferik distilasyon kolonuna giriş yapmadan önce kolona entegre halde çalışan bir diğer ısıtıcıda kolon giriş sıcaklığına getirilmiştir (Şekil 5.10).



**Şekil 5.10 :** Beslemenin ısıtılması ve beslemeden tuz giderme işleminin yapılması için oluşturulan diyagram.

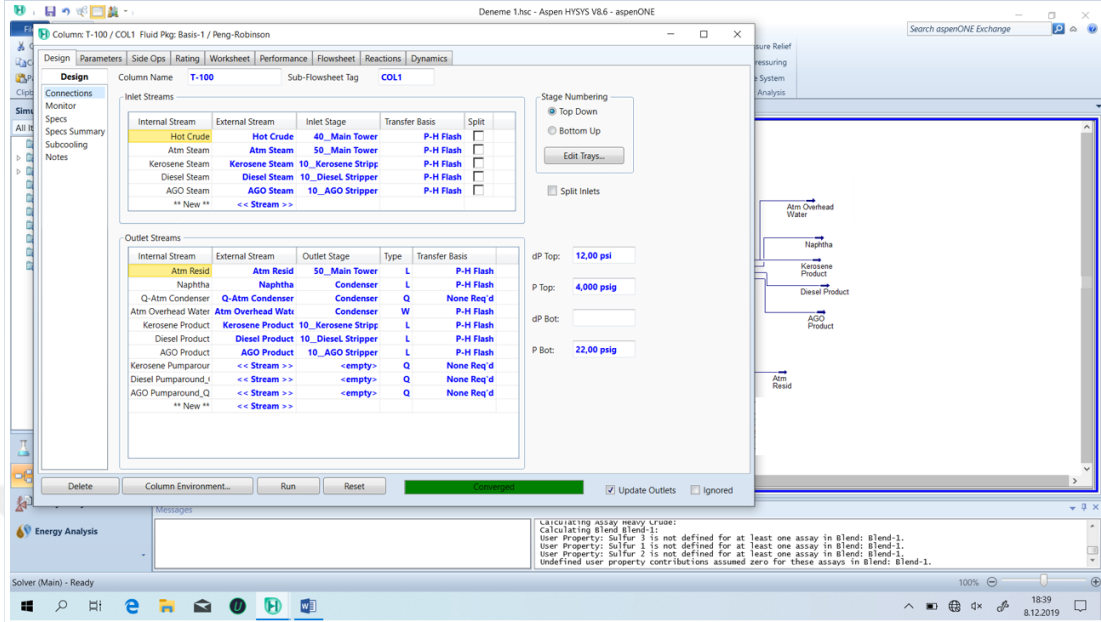
Üçüncü aşamada atmosferik distilasyon kolonu oluşturulmuştur. Atmosferik distilasyon kolonu Çizelge 5.5'te verilen operasyon şartlarına göre simüle edilmiştir. Çizelgede, raf sayısı, raf randımanı, yoğunlaştırıcı verileri, basınç, sıcaklık ve besleme verileri; yan ürünler için gaz – sıvı ayırıcılarının çalışma şartları ile bu ayırıcıların ilgili akış verileri ve pumparound ekipmanlarının çalışma şartları ve ilgili akış verileri sunulmuştur.

**Çizelge 5.5 : Atmosferik kolon operasyon şartları.**

Tip	Kabul Edilen Parametreler
Raf Sayısı/Randımanı	50 adet 1-6: %80 7-10: %50 11-16: %70 17-30: %50 31-39: %30 40: %100 41-50: %30
Yoğuşturucu Verileri	Çıkış: 54,44°C Distilat: 30.200 varil/gün Yoğuşturucu: 4 psig (0,27 atm)
Basınçlar	En Üst Raf: 12 psig (0,82 atm) En Alt Raf: 22 psig (1,5 atm)
Sıcaklık	Yoğuşturucu: 121°C En Alt Raf: 343°C
Besleme Yeri	Ham Petrol: 40. Raf Buhar: 50. Raf, 9071 kg/sa, 260°C, 150 psig (10,2 atm) Kerosen: 10 raf, %30 randıman Kerosen Çekişi: 10. raf, buhar dönüşü: 6.raf Kerosen Ayırıcı Buhar Girişi: 260°C, 150 psig (10,2 atm)
Yan Ürünler için Gaz-Sıvı Ayırıcı	Dizel: 10 raf, %30 randıman Dizel Çekişi: 20.raf, buhar dönüşü: 16.raf Dizel Ayırıcı Buhar Girişi: 260°C, 150 psig (10,2 atm) AGO: 10 raf, %30 randıman AGO Çekişi: 30.raf, buhar dönüşü: 26.raf AGO Ayırıcı Buhar Girişi: 260°C, 150 psig (10,2 atm) Kerosen Çekiş: 10. raf, dönüş: 7.raf Kerosen Akış: 25.000 varil/gün Dönüş Sıcaklığı: 93,33°C
Pumparound	Dizel Çekiş: 20.raf, dönüş: 17.raf Dizel Akış: 15.000 varil/gün Dönüş Sıcaklığı: 121°C AGO Çekişi: 30.raf, dönüş: 27.raf AGO Akış: 10.000 varil/gün Dönüş Sıcaklığı: 176,66°C

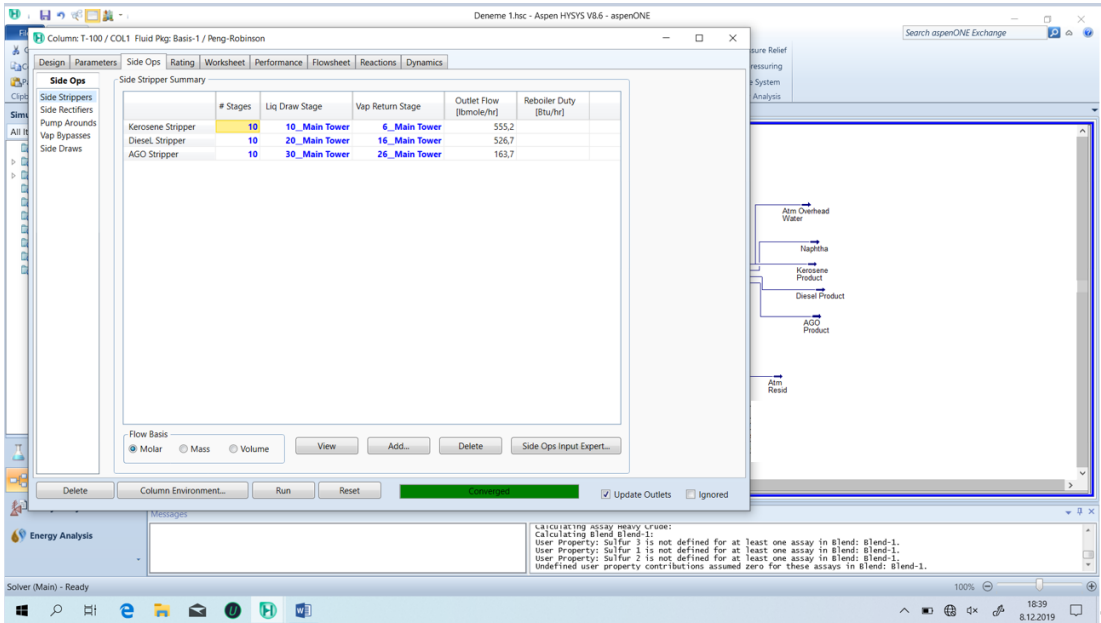
Yazılımda atmosferik kolon verileri tanımlanmış ve Şekil 5.11 - Şekil 5.13'te gösterildiği üzere kolon, ayırıcı, pumparound veri girişleri yapılmıştır. Akımların

birbirine olan bağlantıları Design sekmesi üzerinden yapıldıktan sonra giriş ve çıkış akımları tanımlanmıştır.

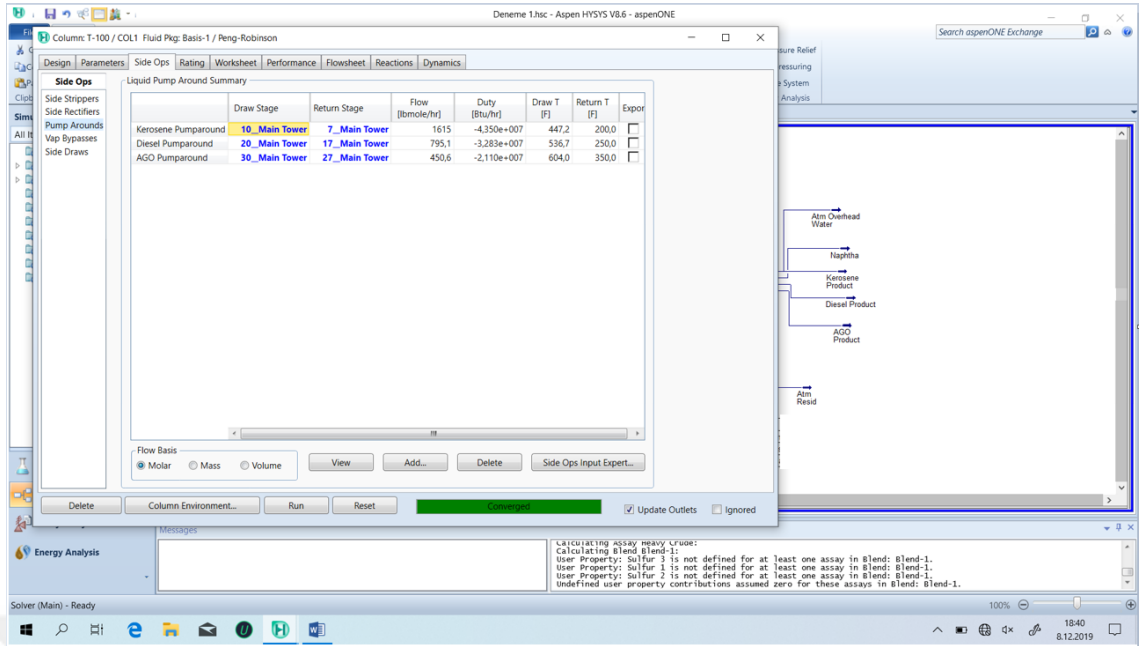


Şekil 5.11 : Kolon verilerinin tanımlanması.

Kolon çıkışında elde edilecek olan nafta, kerosen, dizel ve atmosferik gas oil ürünleri üç ayrı ayrıncı kolon ile ana kolondan çekilecek şekilde bir akış şeması oluşturulmuştur ve nafta dışında her ürün için birer pumparound eklenmiştir. Kolon raf sayıları, geri döngü seviyeleri, akış hızları ve pumparound özellikleri Çizelge 5.5'te verilen şekilde tanımlanmıştır.



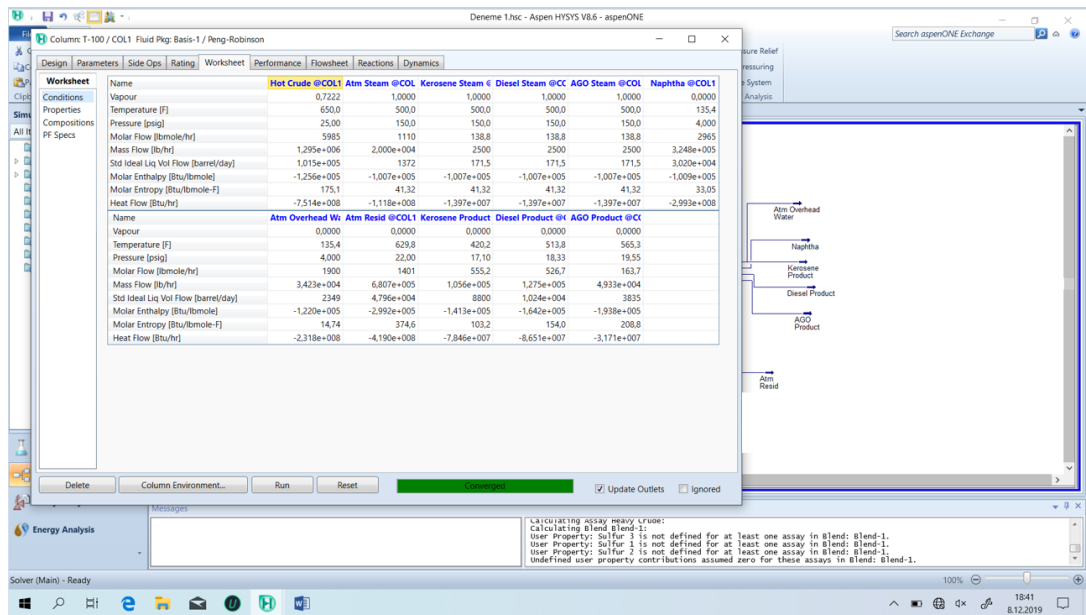
Şekil 5.12 : Yan ürün ayrıncı verilerinin tanımlanması.



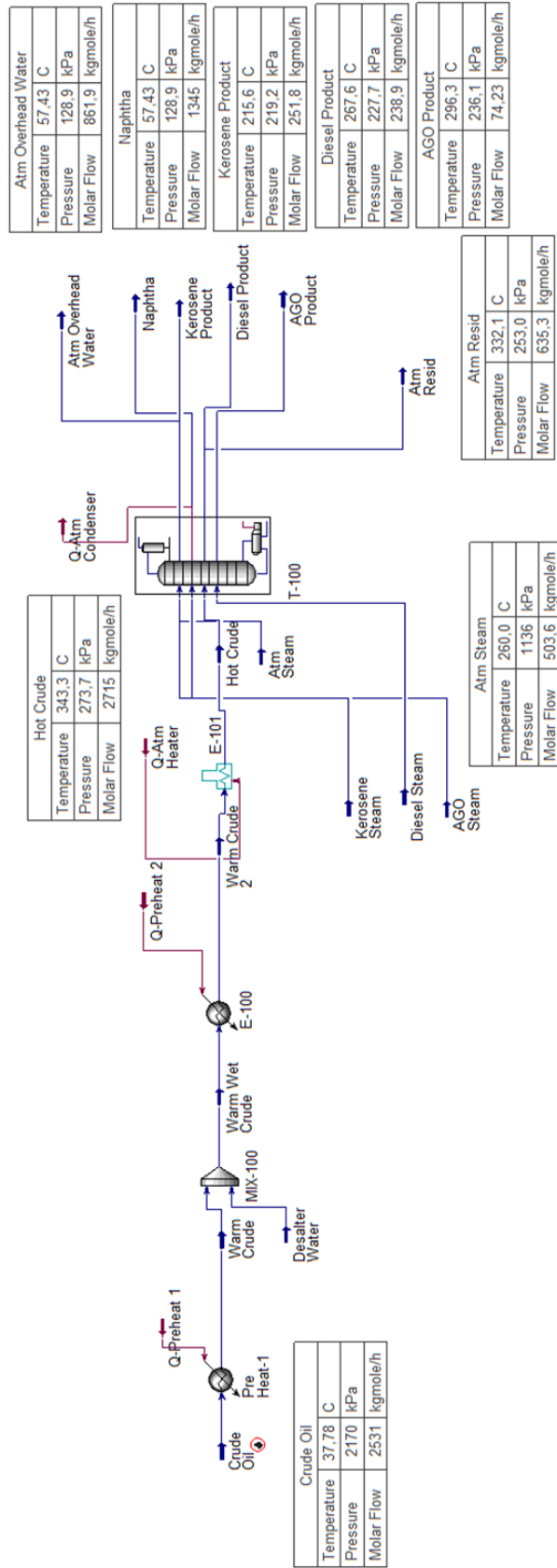
Şekil 5.13 : Pumparound verilerinin tanımlanması.

#### 5.4 Simülasyonun Çalıştırılması

Simülasyonu oluşturan tüm ekipmanlara ait veriler doğru şekilde tanımlandıktan sonra yazılım çalıştırılmış ve mevcut giriş koşullarında işletilen kolondaki ham petrol distilasyonu sonucu oluşturulan ürünlerin fiziksel-kimyasal özelliklerine ulaşılmıştır. Bununla beraber, distilasyon prosesinde rol oynayan diğer ekipmanların da entalpi, sıcaklık, basınç değerleri gözlemlenebilmektedir (Şekil 5.14, Şekil 5.15).



Şekil 5.14 : Distilasyon kolonu ürün çıkış verileri.



Şekil 5.15 : Ham petrol atmosferik distilasyonu akış diyagramı.

## 5.5 Simülasyonun Değişen Parametrelerle Tekrar Çalıştırılması ve Sonuçların Gözlemlenmesi

Bu çalışmada ilk aşama olarak, Çizelge 5.5'te belirlenen proses girdi verileri kullanılarak Aspen Plus v.8.6 yazılımında bir atmosferik distilasyon kolonu işletilmiş ve çıkış verileri kaydedilmiştir. Çalışmanın ikinci aşamasında aynı akış diyagramı ve simülasyon, ham petrol besleme yeri, besleme sıcaklığı ve besleme debisi parametreleri belli oranda değiştirilerek tekrar çalıştırılmış ve sonuçlar kaydedilmiştir. Değiştirilen parametreler ve değişim oranları Çizelge 5.6'da verilmiştir.

**Çizelge 5.6 :** Atmosferik kolon operasyon değişim parametreleri.

Besleme Yeri (Raf)	Besleme Sıcaklığı (°F)	Besleme Sıcaklığı (°C)	Besleme Debisi (varil/gün)
20	625	329,44	94.400
30	650	343,33	95.000
40	700	371,11	101.000
	750	398,89	110.000
			120.000

Elde edilen sonuçlar, bu sonuçların birbirlerine kıyasla gösterdiği farklılıklar, farklılığın sisteme etkisi ve bu etkilerin sebepleri ve yorumlar Bölüm 6'da sunulmuştur.

## **6. SONUÇ VE ÖNERİLER**

Çalışmanın bu bölümünde, Aspen Plus v8.6 yazılımında Çizelge 5.5'te özetlenmiş olan başlangıç verileri ile çalıştırılan ham petrol distilasyonu simülasyonunun Çizelge 5.6'da özetlenen değişim verilerine göre tekrar çalıştırılması sonucunda elde edilen veriler ve bu verilere ait yorumlar sunulmuştur.

### **6.1 Sonuçlar ve Yorumlar**

Yapılan çalışmaya göre, standart kolon operasyon şartlarının sabit tutulması kaydı ile üç farklı besleme yeri değişimine karşılık ürün debisi ve sıcaklık değişimleri, dört farklı besleme sıcaklığına karşılık ürün debisi ve sıcaklık değişimleri ve beş farklı besleme debisi değişimine karşılık ürün özellikleri değişimi değerlendirilmiş ve sonuçlar yorumlanmıştır. Parametrelerin değişim aralıkları sabit operasyon noktalarının etrafında kalacak şekilde seçilmiştir.

Başlangıç verilerinin Aspen Plus v8.6 yazılımında simüle edilmesi ile elde edilen program çıktıları ve sonuçlara ait örnekler Bölüm 6.1.1'de verilmiştir. Tüm parametre değişimlerine karşılık elde edilen yazılım çıktıları EK A'da sunulmuştur.

#### **6.1.1 Başlangıç verileri ile çalıştırılan sürece ait yazılım sonuçları örneği**

Bu bölümde Çizelge 5.5'te belirlenen besleme girdi ve kolon operasyon şartlarına göre çalıştırılan simülasyondan elde edilen veri seti, girdi ve çıktı bilgileri bir örnek olarak çizelge halinde sunulmuştur. Şekil 6.1 ve Şekil 6.2'de sırasıyla kolon sıcaklık, basınç profilleri gösterilmiştir.

Tüm değişim parametreleri ile çalıştırılan simülasyonlara ait çıktı bilgileri EK A'da ayrıca paylaşılmıştır.



**Çizelge 6.1 : Başlangıç verilerine göre çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.**

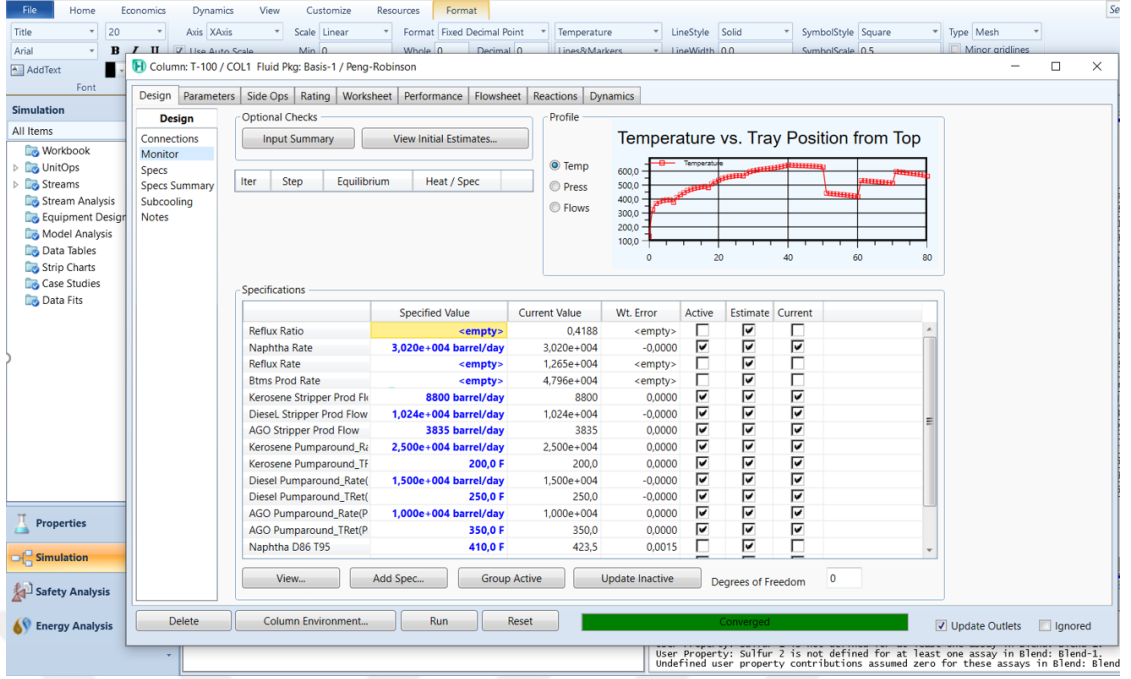
İsim	Ürün Verileri											
	Nafta (US Birim)	Nafta (SI Birim)	ATM Kolonlu Su (US Birim)	ATM Kolonlu Su (SI Birim)	ATM Dp (US Birim)	ATM Dp (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınç [psig-atm]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	135,41	57,45	135,42	57,46	629,82	332,12	420,02	215,57	513,70	267,61	565,28	296,26
Debi [lb/hr-kg/sa]	324.824,64	147.337,86	34.234,00	15.528,27	680.734,51	308.775,73	105.627,39	47.911,74	127.520,83	57.842,43	49.335,03	22.377,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	30,200,07	30,200,07	2,348,83	2,348,83	47,963,17	47,963,17	8,800,03	8,800,03	10,240,19	10,240,19	3,835,13	3,835,13
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-100.933,22	-234.771,68	-121.967,18	-283.696,88	-299.154,88	-695.837,24	-141.318,03	-328.707,15	-164.227,10	-381.993,88	-193.756,08	-450.678,57

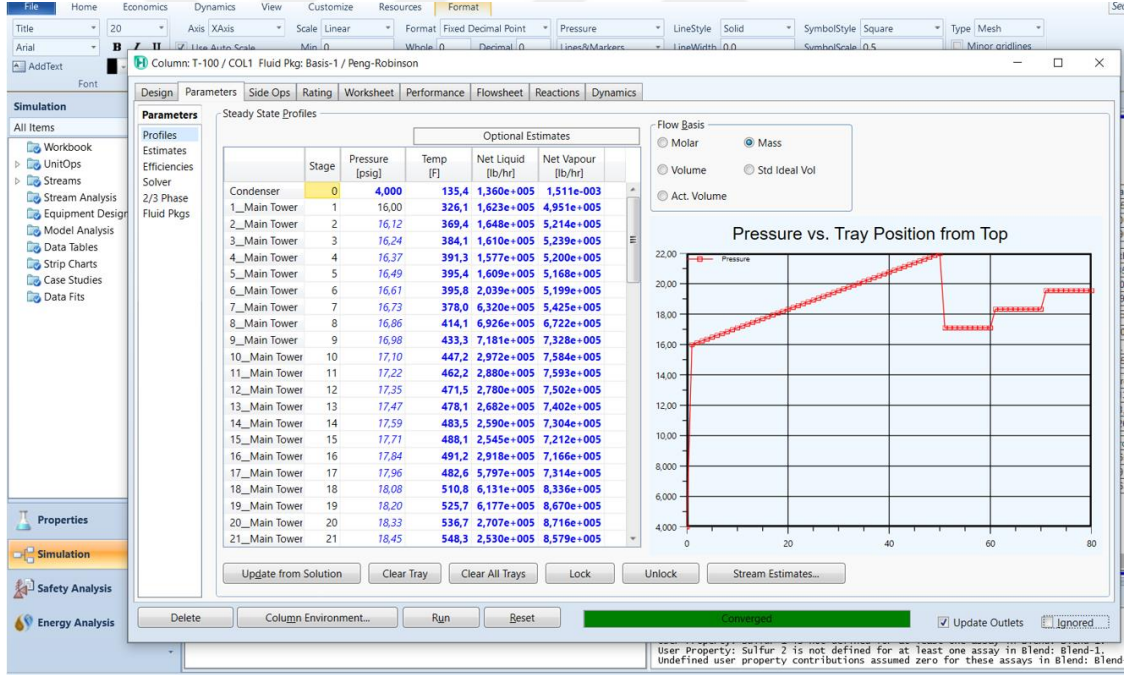
Name	Kolon Bilgileri	
	US Birim	SI Birim
Number of Stage	T-100	
Top Stage Temperature [F]	50,00	
Bottom Stage Temperature [F]	250,00	121,11
Top Stage Pressure [psig]	565,30	296,28
Bottom Stage Pressure [psig]	4,00	0,27
Reflux Flow/Total Liq Flow	22,00	1,50
	0,42	

İsim	Besleme Akımları													
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	Dizel Buhar (SI Birim)	AGO Buhar (US Birim)	AGO Buhar (SI Birim)
Basınç [psig-atm]	300,00	20,42	25,00	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	650,00	343,33	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Debi [lb/hr-kg/sa]	1.287.479,98	583.990,62	1.294.767,44	587.296,15	7.287,46	3.305,53	20.000,00	9.071,84	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	101,000,00	101,000,00	101,500,00	101,500,00	500,00	500,00	1.372,22	1.372,22	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,72	0,72	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211.886,60	-492.850,34	-125.560,87	-292.055,83	-119.603,99	-278.200,09	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-100.678,92	-100.678,92	-100.678,92



Şekil 6.1 : Kolon içi sıcaklık profilinin kontrolü.

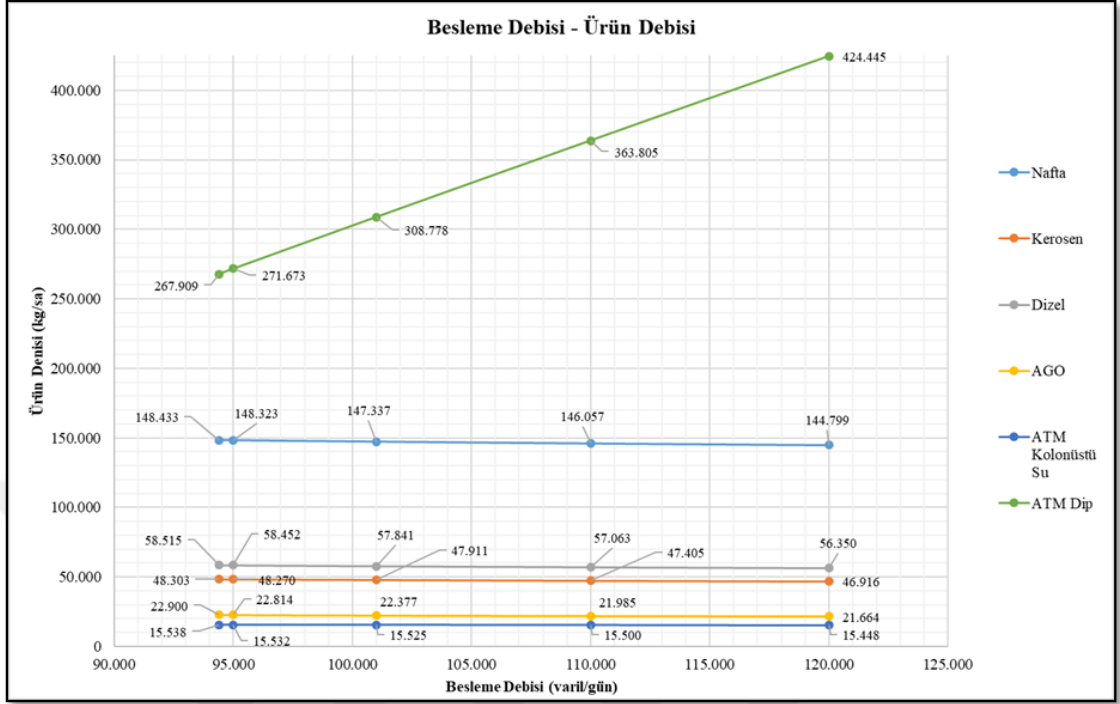


Şekil 6.2 : Kolon içi basınç profilinin kontrolü.

### 6.1.2 Ham petrol besleme debisi değişiminin ürün ve süreç üzerine etkileri

Çalışmanın bu bölümünde, diğer kolon operasyon verileri sabit tutulmak kaydıyla ham petrol besleme debisindeki değişimin kolondan çıkan ürün özelliklerine ve kolon operasyon şartlarına etkisi değerlendirilmiştir. Karşılaştırma için baz alınan kolon operasyon verileri Çizelge 5.5'te verilmiştir.

Ham petrol besleme debisi varil/gün cinsinden, kolon çıkışından alınan ürün debileri kg/sa cinsinden değerlendirilmiştir.



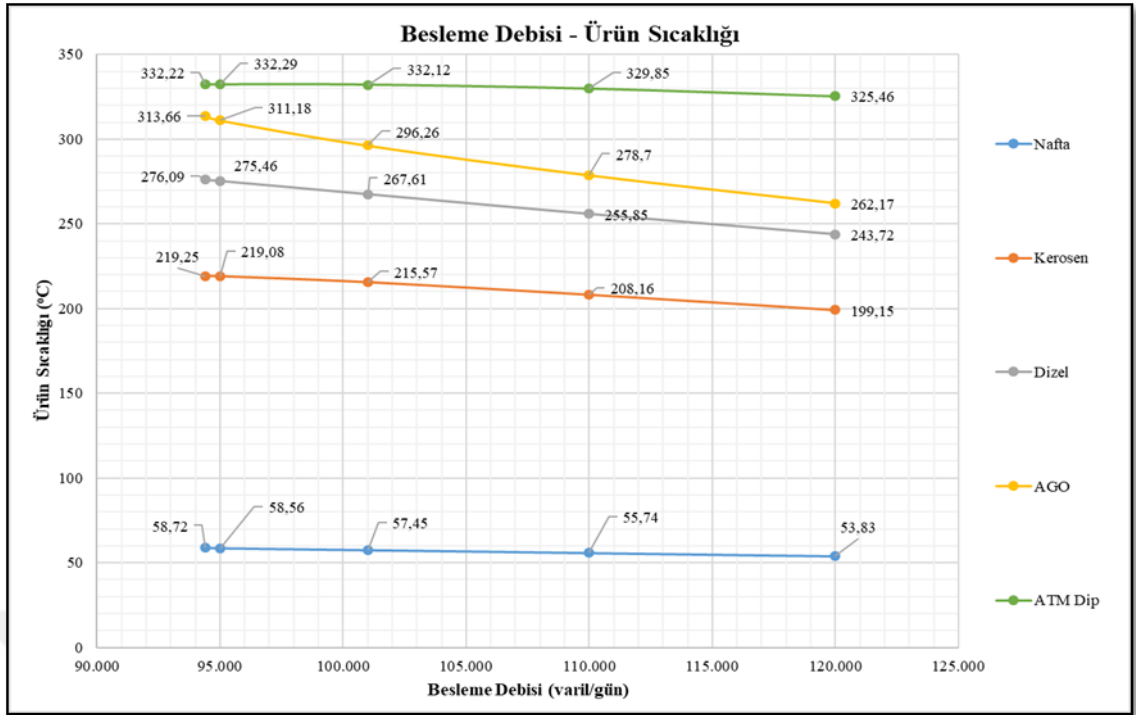
Şekil 6.3 : Besleme debisine karşılık ürün debisi.

Sonuçlar, besleme debilerinin 94.400 varil/gün ile 120.000 varil/gün aralığında 5 farklı değeri için alınmıştır. Yazılım çıktısı olan sonuçlar Ek A'da sunulmuştur.

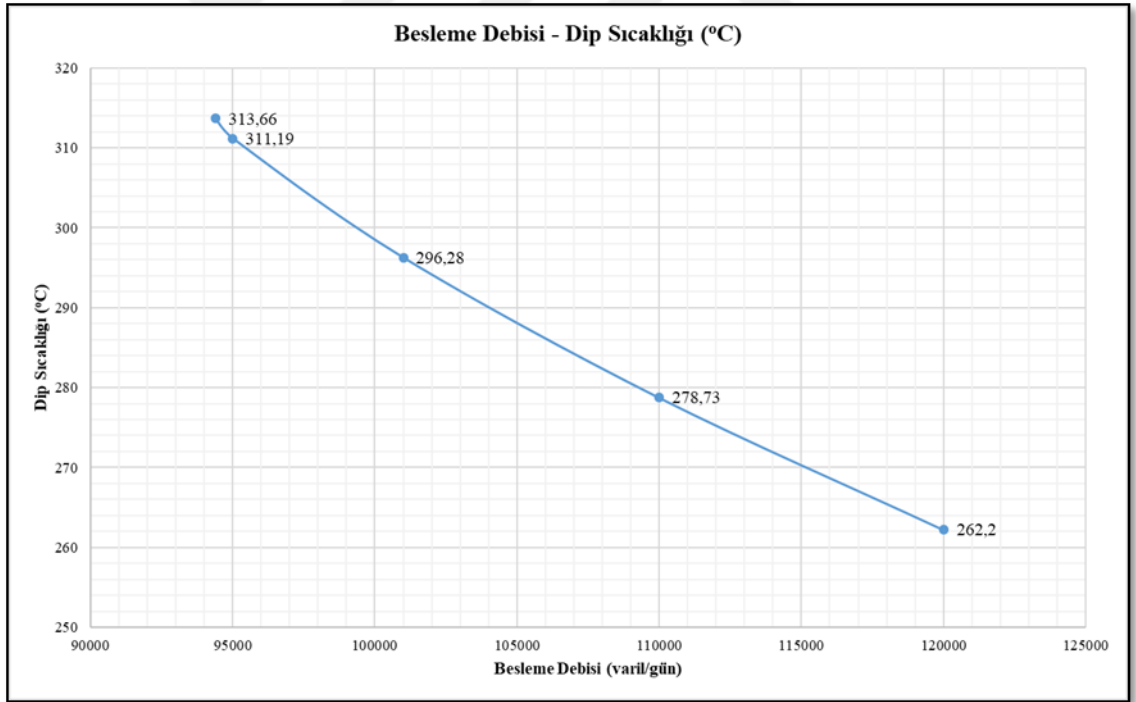
Şekil 6.3'te besleme debisinin artırılmasına rağmen, ürün debisinin azaldığı, dip miktarının arttığı gözlenmiştir. Prensipinde bir sistemde girdi debisinin artmasının çıkacak olan ürün debisinin de artışı ile sonuçlanması beklenirken ürün debileri azalmıştır. Bunun sebebi, besleme debisinin artırılmış olmasına rağmen, buhar (ısı) girdisinin artırılmaması sebebiyle kolon boyu sıcaklıkların düşmesi ve buharlaşmanın azalmasıdır.

Sistemde, buharlaşmanın azalması damıtma randımanını olumsuz etkilediğinden kolondan çıkan ürün debisi düşmüş, dip debisi artmıştır. Ürün ve kolon sıcaklıklarındaki düşüş Şekil 6.4 ve Şekil 6.5'ten gözlenebilir.

Rafinerilerde, dönem koşullarında ihtiyaç duyulan ve üretim planlarına dahil edilen distilasyon ürünlerinin günlük dağılımının değişmesi arzu edilen bir uygulama olmadığı için kolon boyu sıcaklık profilinin sabit tutulması gerekmektedir.



Şekil 6.4 : Besleme debisine karşılık ürün sıcaklığı.



Şekil 6.5 : Besleme debisine karşılık dip sıcaklığı.

Debi artışı ile distilasyon ürünü dağılımının da orantılı artırılması amaçlandığı durumlarda, besleme sıcaklığının artırılması fırında koklaşma ihtimali yarattığından ve kolon içi sıcaklık profilini dolayısıyla ürün dağılımını etkilediğinden tercih edilen bir uygulama değildir. Debi artışı gerektiği zamanlarda sıcaklık profilinin sabit

tutulması, buhar (ısı) girdisinin de artırılması ile başarılabilir. Besleme debisinin artırılması ile birlikte kolonun alt noktasından yapılan buhar (ısı) girdisi de kademeli olarak artırılmış böylece dip sıcaklığının artırılması sağlanmıştır. Artan dip sıcaklığı ile dip ürünlerinin buharlaşma oranları artmış ve aynı zamanda kolon içi sıcaklık değerleri yükselmiştir.

Ham petrol besleme debisi değişim verileri belirlenirken kullanılacak en düşük besleme debisi olarak 94.400 varil/gün alınmıştır. Ham petrol besleme debisinin minimum değerinin belirlenmesinde, sürece beslenen diğer akışkanların (su, buhar vb.) sabit tutulan debileri ve bu debilerin ham petrol ile karışma oranları de göz önünde bulundurulmuştur.

### **6.1.3 Besleme yeri değişiminin ürün ve süreç üzerine etkileri**

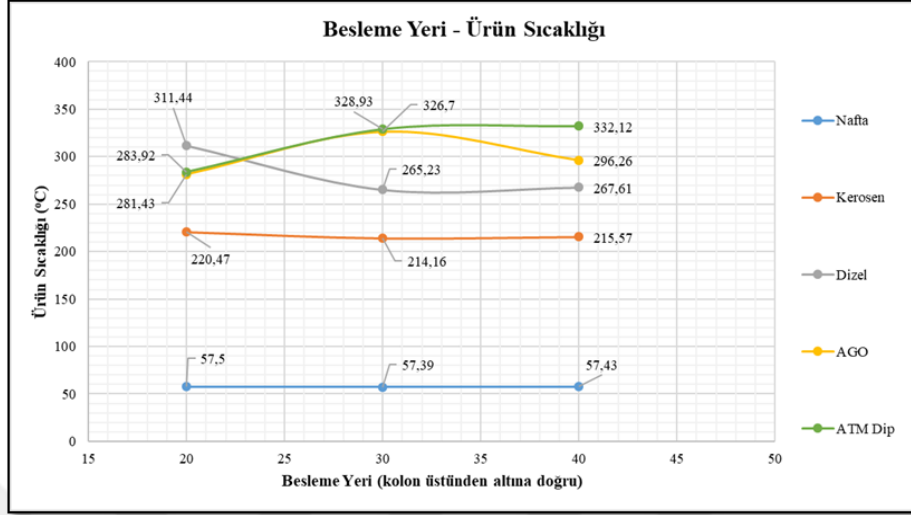
Çalışmanın bu bölümünde, diğer kolon operasyon verileri sabit tutulmak kaydıyla ham petrolün kolona beslendiği raf seviyesi değişiminin kolondan çıkan ürün debisine ve sıcaklığına etkisi değerlendirilmiştir. Besleme yeri haricinde, karşılaştırma için baz alınan kolon operasyon verileri Çizelge 5.5'te verilmiştir.

Simülasyon, üç farklı besleme yeri için çalıştırılmış ve sonuçlar kaydedilmiştir. Yazılım çıktısı olan sonuçlar EK A'da sunulmuştur. Kolon çıkışından alınan ürün debileri kg/sa cinsinden, sıcaklık °C cinsinden değerlendirilmiştir.

Damıtma kolonlarında besleme yeri, sisteme giriş yapacak olan besleme kompozisyonu ile kolon kompozisyonunun benzerliği dikkate alınarak belirlenir ve bir tasarım parametresidir. Besleme yeri seçiminde genel eğilim, besleme girdisinin kolon operasyon şartlarının en az etkileneceği, besleme fırın çıkış kompozisyonu ile kolon boyu kompozisyonunun benzer olduğu bir noktadan yapılmasıdır. Burada amaç rafinerinin güncel ihtiyacına yönelik bir damıtma süreci yürütülürken kolon içi değişkenlerinin istikrarını sağlamak, bu sayede hem kolon verimini maksimum seviyede tutmak hem de işletmede kolona ait operasyon giderlerini minimuma indirmektir. Besleme sıcaklığının sabit tutulduğu durumda besleme yerinin kolon boyunca değiştirilmesinin etkileri Şekil 6.6 - Şekil 6.8'de özetlenmiştir.

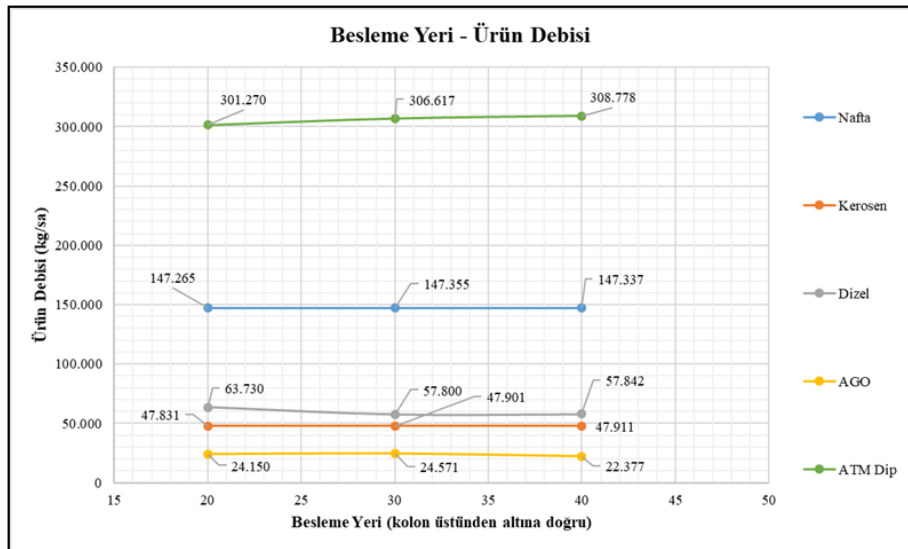
Şekil 6.6'dan görüleceği üzere 343°C'de bulunan besleme akışı, kolonun üst kısımlarındaki nispeten soğuk tepsilere verildiği zaman bu kısımlarda sıcaklık artışına sebep olmaktadır. Örnek verecek olursak; besleme 40 numaralı tepsi yerine, 30 numaralı tepside yapıldığında AGO ürün sıcaklığı 296,26°C'den 326,7°C'ye

yükselmektedir. Bunun sebebi, AGO ürününün beslemenin yapıldığı 30 numaralı tepsi seviyesinden çekilmesidir. Aynı şekilde, 20 numaralı tepside çekilen dizel ürününün sıcaklığı besleme bu seviyeye alındığında artmaktadır.



**Şekil 6.6 :** Besleme yerine karşılık ürün sıcaklığı.

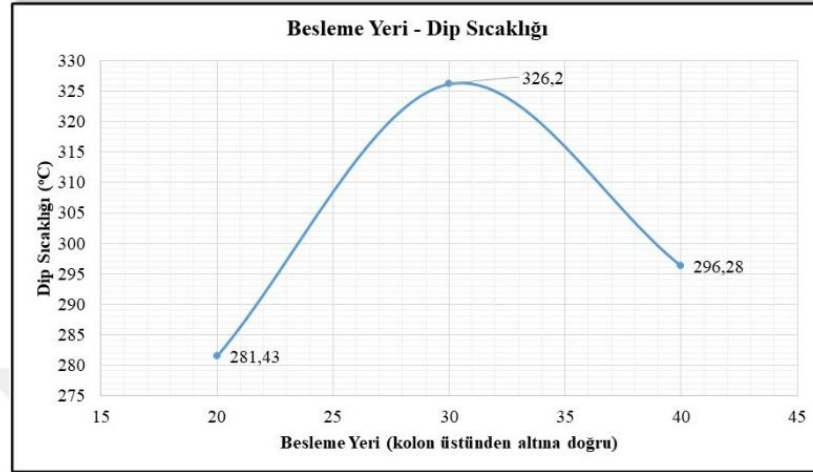
Şekil 6.7’de ise aynı değişikliklerin ürün debisine etkileri görülmektedir. Buna göre, besleme hangi ürün çıkış noktasına yakın yapılırsa sıcaklıkla beraber o ürünün de çıkış debisini artırmaktadır. Üst kademelerdeki yerel sıcaklıkların ve akış debilerinin artması hafif ürünlerin damıtılmasında randımanı görece artırmış olup dip ürün miktarı besleme seviyesi yükseldikçe azalmıştır.



**Şekil 6.7 :** Besleme yerine karşılık ürün debisi.

Besleme yerine karşılık dip sıcaklığı grafiğine bakıldığında en yüksek dip sıcaklığına beslemenin 30. raftan yapıldığı durumda erişildiği gözlenmiştir. Buharlaşmanın

maksimum düzeyde sağlanabilmesi ve bu sayede distilasyon veriminin maksimum düzeyde tutulabilmesi için dip sıcaklığının da maksimumda olması beklenir. Şekil 6.8'e bakıldığında kolon verimini maksimum düzeyde tutmak için optimum besleme yerinin 30. raf olduğu görülmektedir.

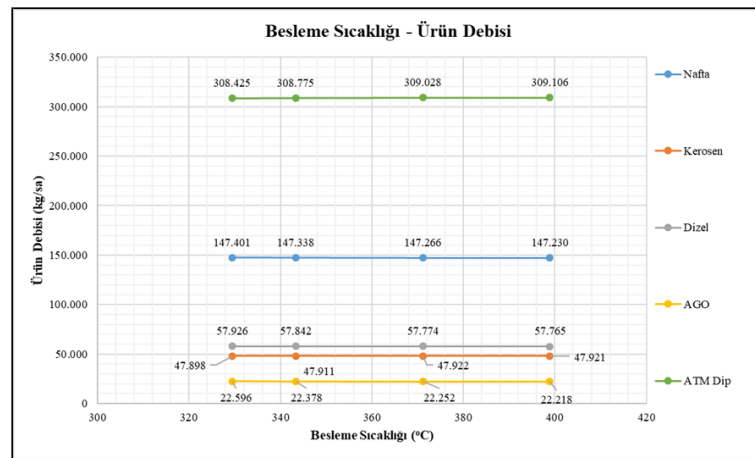


Şekil 6.8 : Besleme yerine karşılık dip sıcaklığı.

#### 6.1.4 Besleme sıcaklığı değişiminin ürün ve süreç üzerine etkileri

Çalışmanın bu bölümünde, diğer kolon operasyon verileri sabit tutulmak kaydıyla ham petrolün kolona besleme sıcaklığı değişiminin kolondan çıkan ürün debisine ve sıcaklığına etkisi değerlendirilmiştir. Besleme sıcaklığı haricinde, karşılaştırma için baz alınan kolon operasyon verileri Çizelge 5.5'te verilmiştir.

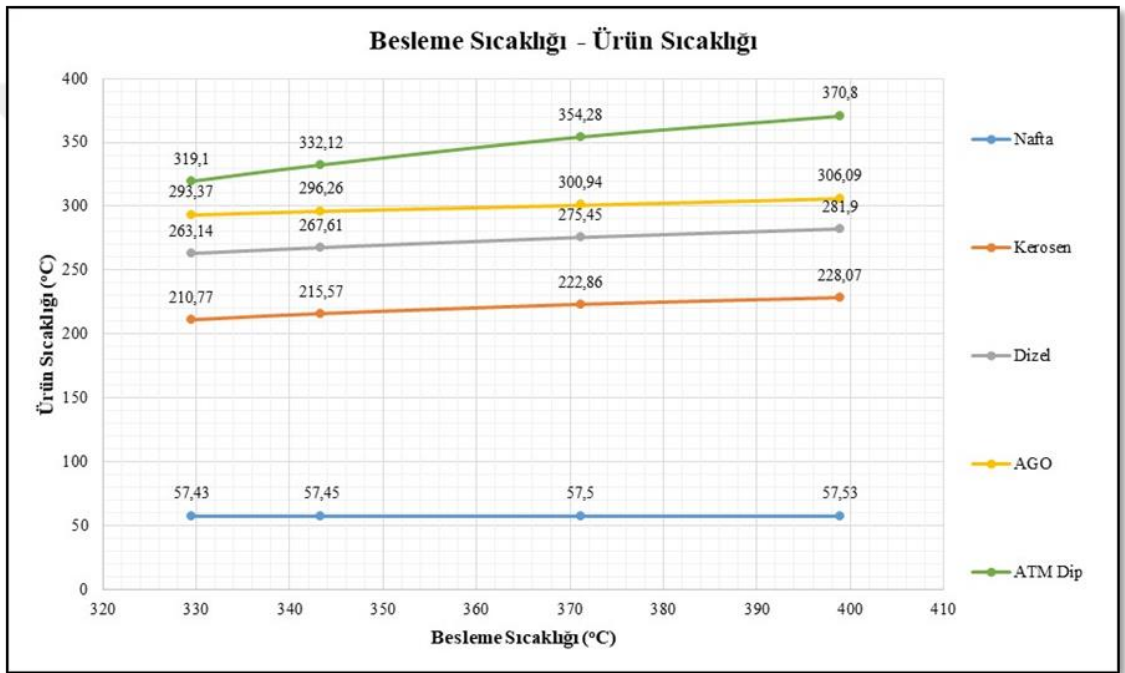
Simülasyon, dört farklı besleme sıcaklığı için çalıştırılmış ve sonuçlar kaydedilmiştir. Yazılım çıktısı olan sonuçlar EK A'da sunulmuştur. Kolon çıkışından alınan ürün debileri kg/sa cinsinden, sıcaklık °C cinsinden değerlendirilmiştir.



Şekil 6.9 : Besleme sıcaklığına karşılık ürün debisi.

Şekil 6.9'den görüleceği gibi diğer kolon operasyon şartları sabit tutulmak kaydı ile besleme sıcaklığının artırılmasının ürün debilerine ciddi bir etkisi yoktur. Besleme debisi artırılmaksızın besleme sıcaklığının artırılması ürün debilerini değiştirmemekle birlikte ürün kompozisyonlarını değiştirmektedir. Şekil 6.10 ve Şekil 6.11'dan kolon boyu, ürün ve dip sıcaklıklarının arttığı gözlenmiştir.

Ürün sıcaklıklarının yükselmesi, ürünlerde kaynama noktası daha yüksek bileşenlerin bulunduğu anlamına gelmektedir. Kısacası besleme sıcaklığı artırıldıkça dipte daha ağır ürünlerin kaldığı ve genel olarak tüm ürünlerin daha ağır bileşenlerden oluştuğu anlaşılmaktadır.

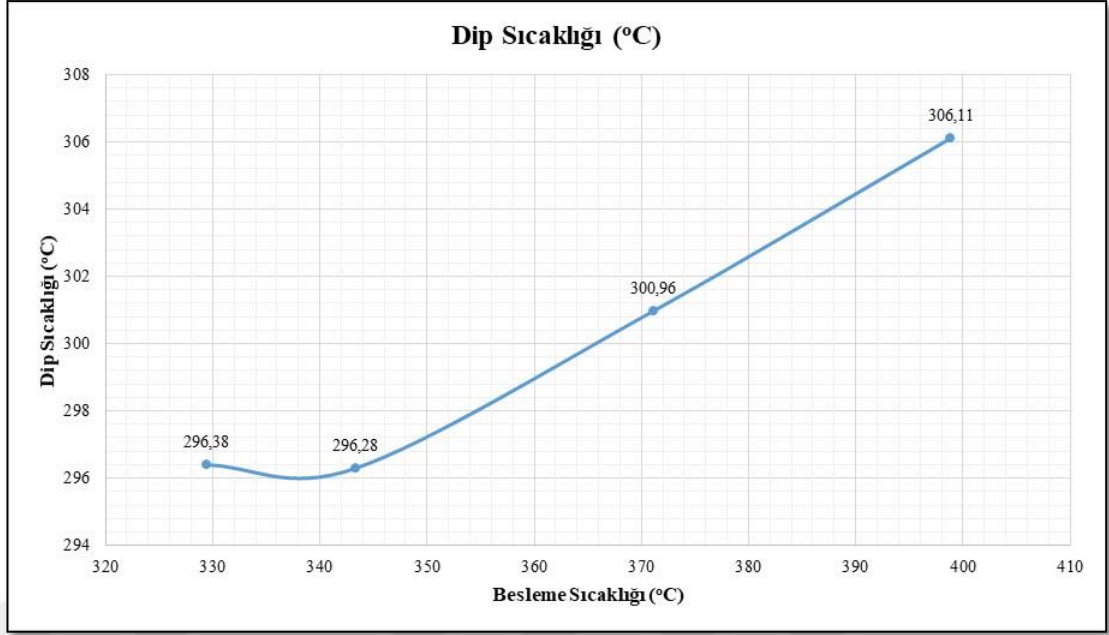


**Şekil 6.10 :** Besleme sıcaklığına karşılık ürün sıcaklığı.

Bir distilasyon kolonunda, besleme giriş sıcaklığının değiştirilmesi kolon sıcaklık profilini değiştirmektedir. Ürünlerin çekildiği nozulların kolon üzerindeki yükseklikleri ve bağlı oldukları tepsiler kolon tasarımı esnasında belirlenmiş ve operasyon sırasında değiştirilemeyeceği için, besleme sıcaklığının değiştirilmesi bu nozullardan çekilecek ürünlerin kesme noktalarını değiştirmektedir.

Bir rafineride ürünlerin kesme noktaları o günkü piyasa şartlarında maksimum karı elde edecek şekilde belirlenir. Besleme sıcaklığı, belirli bir nozuldan çekilecek olan ürünün kesme noktası aralığını belirlemeye yardımcı bir kontrol parametresidir.





Şekil 6.11 : Besleme sıcaklığına karşılık dip sıcaklığı.

## 6.2 Öneriler

Bu çalışmada, ASPEN Plus yazılımı kullanılarak bir petrol distilasyon kolonu simüle edilmiş ve değişen proses operasyon parametrelerinin ürün kompozisyonu ve kolon içi süreç koşullarına etkisi incelenmiştir. Bu amaçla, simüle edilen distilasyon prosesi üzerinde birbirinden farklı besleme yeri, besleme sıcaklığı ve besleme debisi parametreleri kullanılarak elde edilen sonuçlar yorumlanmıştır.

Yapılan simülasyonda buhar (ısı) girdisi artırılmaksızın besleme debisinin artırılmasının dip debisini artırdığı ve kolon verimini olumsuz etkilediği gözlenmiştir. Bir distilasyon prosesinde besleme debisinin artırılması ile beraber ürün debilerinin de artırılması arzu edileceğinden bu durumun sağlanması için buhar (ısı) girdisinin de artırılması yerinde olacaktır.

Endüstride işletilmekte olan bir ham petrol damıtma kolonu ve bağlı ekipmanları seçilerek simüle edilmesi ve yazılım çıktılarının işletme veri tabanından elde edilecek olan değerlerle karşılaştırılarak simülasyonun doğruluğunun tespit edilmesi, gelecek bir çalışmanın konusu olarak önerilebilir.

## KAYNAKLAR

- [1] Samborskaya, M., Gryaznova, I., Volf, A., (2015). Pre-desing Optimization of Crude Oil Distillation Flowsheet. *Procedia Chemistry*, 15, 134-142.
- [2] Waheed, M. & Oni, A. (2015). Performance Improvement of a Crude Oil Distillation Unit, *Applied Thermal Engineering*, 75, 315-324.
- [3] Dilmaç, Ö. F. (2011). *Bir Ham Petrol Destilasyon Ünitesinin Kullanılabilir Enerji ve Termoekonomik Analizi*. (Yüksek Lisans Tezi). Yıldız Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.
- [4] Ledezma, M., Jobson, M., Smith, R., (2018). Simulation-Optimization Based Design of Crude Oil Distillation Systems with Preflash Units. *Industrial and Engineering Chemical Research*, 9821-9830.
- [5] Sotelo, D., Favela, A., Sotelo, C., Jimenez, G., Gallegos, L. (2017). Design and Implementation of a Control Structure for Quality Products in a Crude Oil Atmospheric Distillation Column. *ISA Transactions*, 71, 573-584.
- [6] Luo, Y., Wang, L., Wang, H., Yuan, X., (2015). Simultaneous Optimization of Heat-integrated Crude Oil Distillation Systems. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 23, 1518-1522.
- [7] Sowani, K. (2017). *Design and Optimization of an Atmospheric Distillation Unit in an Oil Refinery*. (Yüksek Lisans Tezi). Atılım Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Ankara.
- [8] Ahmed, A. (2018). *Process Simulation and Optimization of a Crude Oil Distillation Unit*. (Yüksek Lisans Tezi). Fırat Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Elazığ.
- [9] Sektöre Dair. (2019). Erişim: 09 Eylül 2019, <http://www.tpao.gov.tr/?mod=sektore-dair&contID=96>.
- [10] Jones, D. S. (2006). An Introduction to Crude Oil and Its Processing. D. S. Jones ve P. P. Pujado (Eds.), *Handbook of Petroleum Processing* içinde (s. 1-45). The Netherlands: Springer.
- [11] Roussel, J., & Boulet, R. (1995a). Fractionation and Elemental Analysis of Crude Oil and Petroleum Fractions. J. Wauquier (Ed.), *Crude Oil Petroleum Products Process Flowsheets, Petroleum Refining* içinde ( s. 1-38). France: Editions Technip.
- [12] Sonel, N. (1997). *Petrol Jeolojisi*. Ankara: A.Ü.F.F Döner Sermaye İşletmesi Yayınları.
- [13] Fahim, M. A., Alshahaf, T. A., Elkilan, A., (2010). *Fundamentals of Petroleum Refining*. Great Britain: Elsevier.
- [14] Roussel, J., & Boulet, R. (1995b). Characterization of Crude Oils and Petroleum Fractions. J. Wauquier (Ed.), *Crude Oil Petroleum Products Process Flowsheets, Petroleum Refining* içinde ( s. 90-134). France: Editions Technip.

- [15] **Yıldırım, S.** (2003). *Dünyada ve Türkiye’de Petrol.* (Uzmanlık Tezi). T.C Başbakanlık Müsteşarlığı Ekonomik Araştırmalar ve Değerlendirme Genel Müdürlüğü, Ankara.
- [16] **BP Statistical Review of World Energy.** (2018). Erişim: 15 Temmuz 2019, <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2018-full-report.pdf>.
- [17] **BP Statistical Review of World Energy.** (2019). Erişim: 15 Temmuz 2019, <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2019-full-report.pdf>.
- [18] **Ruble, I.** (2019). The U.S. Crude Oil Refining Industry: Recent Developments, Upcoming Challenges and Prospects for Exports. *The Journal of Economic Asymmetries*, 20, 1-20.
- [19] **Sektöre Dair.** (2019). Erişim: 09 Eylül 2019, <http://www.tpao.gov.tr/?mod=sektore-dair&contID=98>.
- [20] **Petrol.** (2019). Erişim: 16 Ağustos 2019, <https://www.enerji.gov.tr/tr-TR/Sayfalar/Petrol>.
- [21] **Türkiyede Petrol Üretimi.** (2019). Erişim: 12 Haziran 2019, <https://www.petform.org.tr/arama-uretim-sektoru/turkiyede-petrol-uretimi/>.
- [22] **Petrol İstatistikleri.** (t.y.). Erişim: 14 Ağustos 2019, [http://www.mapeg.gov.tr/petrol\\_istatistik.aspx](http://www.mapeg.gov.tr/petrol_istatistik.aspx).
- [23] **Genel Kimya Laboratuvarı Föyü.** (t.y.). Erişim: 20 Aralık 2019, <https://cdn.bartın.edu.tr/cevre/d2a58cf6-55c1-42ad-b4dc-e05c5446656e/genel-kimya-laboratuvari-foyu.pdf>.
- [24] **Distillation Columns: Product Composition Control.** (2013). Erişim: 20 Aralık 2019, <https://www.controleng.com/articles/distillation-columns-product-composition-control-process-identification-models/>.
- [25] **Seader, J. D. & Henley, E. J.** (1998). *Separation Process Principles.* USA: John Wiley and Sons.
- [26] **Kimya Müdenhisliği Laboratuvarı Deney Föyü.** (2014). Erişim: 16 Aralık 2019, <http://www.selcuk.edu.tr/dosyalar/files/046016/Distilasyon.pdf>.
- [27] **Jones, D. S.** (2006). The Atmospheric and Vacuum Crude Distillation Units. D. S. Jones ve P. P. Pujado (Eds. ), *Handbook of Petroleum Processing* içinde (s. 111-187). The Netherlands: Springer.
- [28] **Distillation.** (2019). Erişim: 04 Nisan 2019, <http://www.essentialchemicalindustry.org/processes/distillation.html>.
- [29] **Dauda, I., Jobson, M., Gonzalo, G.,** (2017). Optimization-Based Desing of Crude Oil Distillation Units Using Rigorous Simulation Models. *Industrial and Engineering Chemical Research*, 56 (23), 6728-6740.
- [30] **Wahaneed, M. A. & Oni, A. O.** (2015). Performance Improvement of a Crude Oil Distillation Unit, *Applied Thermal Engineering*, 75, 315-324.
- [31] **Alhammedi, H. Y.** (2008). A Systematic Procedure for Optimizing Crude Oil Distillation Systems, *Computer Aided Chemical Engineering*, 25, 169-174.

- [32] Ulyev, L., Vasiliev, M., Boldyryev, S., (2018). Process Integration of Crude Oil Distillation with Technological and Economic Restrictions. *Journal of Environmental Management*, 222, 454-464.
- [33] Anantpinijwatna, A. (2018). Coke Formation Model in Crude Oil Furnace for Maintenance, *Computer Aided Chemical Engineering*, 43, 73-78.
- [34] Xingang, L., Chengtian, C., Jinsheng, S., (2018). Enhanced Product Quality in Lubricant Type Vacuum Distillation Unit by Implementing Dividing Wall Column. *Chemical Engineering and Process Intensification*, 123, 1-11.
- [35] Szklo, A. & Schaeffer, R. (2007). Fuel Specification, Energy Consumption and CO<sub>2</sub> Emission in Oil Refineries, *Energy*, 32 (7), 1075-1092.
- [36] Waheed, M. A., Oni, A. O., Adejuyigbe, S. B., Adewumi, B. A., (2014). Thermo-economic and Environmental Assessment of a Crude Oil Distillation Unit of a Nigerian Refinery. *Applied Thermal Engineering*, 66, 191-205.
- [37] Benali, T., Tondeur, D., Jaubert, J. N., (2012). An Improved Crude Oil Atmospheric Distillation Process for Energy Integration: Part I: Energy and Exergy Analyses of the Process When a Flash is Installed in the Preheating Train. *Applied Thermal Engineering*, 32, 125-131.
- [38] Benali, T., Tondeur, D., Jaubert, J. N., (2012). An Improved Crude Oil Atmospheric Distillation Process for Energy Integration: Part II: New Approach for Energy Saving by Use of Residual Heat. *Applied Thermal Engineering*, 40, 132-144.
- [39] **Temperature Control in Distillation Tower.** (2019). Erişim: 03 Mart 2019, [http://www.industrialseparation.com/20130604\\_temperature-control-in-distillation-tower.html](http://www.industrialseparation.com/20130604_temperature-control-in-distillation-tower.html).
- [40] Wang, Z., Li, W., Zhao, H., (2012). Effect of Adding Pump-Around Circuits and Reducing Stripping Steam Flow Rate on the Improving Energy Efficiency and Increasing Processing Capacity of the Atmospheric Column. *Advanced Materials Research*, 550-553, 939-942.
- [41] Lin, S. Q., Liang, W. J., Zhao, Z. D., Xu, C. M., (2000). *Petroleum Refining Process*. Beijing: Petroleum Industry Press.
- [42] Yeniova, H. (2007). *Ayrırma Kolonlarının Tasarımı-1* [PDF belgesi]. Erişim: 20 Temmuz 2019, <http://www.yeniova.info/Subjects/1369421801.pdf>.
- [43] Lee, S. H. & Binkley, M. J. (2011). Optimized Design for Distillation Feed, *Hydrocarbon Processing*, 90 (6), 101-105.
- [44] **Optimum Feed Tray Location in a NGL Fractionation Column.** (2018). Erişim: 30 Şubat 2018, [https://www.petroskills.com/blog/entry/00\\_totm/feb18-fac-optimum-feed-tray-location-in-an-ngl-fractionation-column?page=4#.XgJo4egzZPY](https://www.petroskills.com/blog/entry/00_totm/feb18-fac-optimum-feed-tray-location-in-an-ngl-fractionation-column?page=4#.XgJo4egzZPY).
- [45] Kister, H. Z. (1992). *Distillation Design*. New York: McGraw-Hill Company.
- [46] Lee, S. H., Cuhon, S., Buttridge, I., (2009). Minimizing energy consumption in distillation units, *AIChE Spring National Meeting*. Florida, Nisan.
- [47] ASPEN. (t.y.). Erişim: 15 Ekim 2019, <https://www.chems.msu.edu/resources/tutorials/ASPEN>.
- [48] Al-Malah, K. (2016). *Aspen Plus: Chemical Engineering Applications*. Birleşik Arap Emirlikleri: Wiley.

[49] **Crude Tower Simulation HYSYS v.8.6.** (2016). Erişim: 27 Ağustos 2019, [https://inside.mines.edu/~jjechura/Refining/Crude\\_Tower\\_Simulation\\_HYSYS\\_v8.6.pdf](https://inside.mines.edu/~jjechura/Refining/Crude_Tower_Simulation_HYSYS_v8.6.pdf).

[50] **Aspen Plus 10.2 User Guide.** (2000). Erişim: 14 Eylül 2019, <https://web.ist.utl.pt/ist11038/acad/Aspen/AspUserGuide10.pdf>.

[51] **Gil Chaves, I. D., Lopez, J. R. G., Zapata, J. L., Robayo, A. L., Nino, G. R.,** (2015). *Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering*. Switzerland: Springer.



## EKLER

### EK A: Değişen parametreler ile çalıştırılan simülasyonlara ait çıktı verileri

**Çizelge A.1 : 329,44 °C besleme sıcaklığı ile çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.**

İsim	Ürün Verileri											
	Natfa (US Birim)	Natfa (SI Birim)	ATM Kolonları Su (US Birim)	ATM Kolonları Su (SI Birim)	ATM Dp (US Birim)	ATM Dp (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınç [psig-ama]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	135,37	57,43	135,38	57,44	606,38	319,10	411,39	210,77	505,66	263,14	565,47	296,37
Dokü [lb/hr-kg/sd]	324,963,68	147,400,93	34,216,40	15,520,29	679,961,59	308,425,14	104,597,10	47,898,00	127,706,54	57,924,66	49,817,05	22,596,62
İdeal Sıvı Hattındaki Akış [vniil/gnu]	30,200,17	30,200,17	2,347,62	2,347,62	47,963,27	47,963,27	8,800,02	8,800,02	10,240,27	10,240,27	5,835,10	5,835,10
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-101,116,30	-235,197,52	-121,967,86	-283,696,47	-302,535,53	-706,026,68	-141,967,82	-330,218,38	-166,834,34	-388,104,86	-205,667,78	-478,385,32

İsim	Kolon Bilgileri	
	US Birim	SI Birim
İsim	T-100	
Raf Sayısı	50,00	
Kolon Üstü Sıcaklığı [F°-C°]	250,00	121,11
Kolon Dp Sıcaklığı [F°-C°]	565,49	296,38
Kolon Üstü Basıncı [psig-ama]	4,00	0,27
Kolon Dp Basıncı [psig-ama]	22,00	1,50
Geri dönüş Akışı/T oplam Sıvı Akışı	0,27	

İsim	Besleme Akımları													
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	Dizel Buhar (SI Birim)	AGO Buhar (US Birim)	AGO Buhar (SI Birim)
Basınç [psig-ama]	300,00	20,42	25	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	625	329,44	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Dokü [lb/hr-kg/sd]	1,287,479,98	583,990,62	1,294,767,44	587,396,15	7,287,46	3,305,53	20,000,00	9,071,84	2,500,00	1,133,98	2,500,00	1,133,98	2,500,00	1,133,98
İdeal Sıvı Hattındaki Akış [vniil/gnu]	101,000,00	101,000,00	101,500,00	101,500,00	500,00	500,00	1,372,22	1,372,22	1,372,22	1,372,22	1,372,22	1,372,22	1,372,22	1,372,22
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,69	0,69	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211,886,60	-492,850,34	-129,867,88	-302,073,99	-119,603,99	-278,200,09	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18

Çizelge A.2 : 371,11 °C besleme sıcaklığı ile çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.

İsim	Ürün Verileri											
	Nafsa (US Birim)	Nafsa (SI Birim)	ATM Kolonlu Su (US Birim)	ATM Kolonlu Su (SI Birim)	ATM Dip (US Birim)	ATM Dip (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basmaç [psig-atm]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	135,51	57,50	135,51	57,51	669,71	354,28	433,16	222,86	527,81	275,45	573,70	300,94
Debi [lb/ir-kg/sa]	324,666,80	147,266,26	34,234,16	15,528,34	681,292,03	309,028,61	105,650,48	47,922,21	127,369,91	57,773,97	49,058,13	22,252,37
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	30,199,90	30,199,90	2,348,84	2,348,84	47,965,00	47,965,00	8,800,10	8,800,10	10,239,01	10,239,01	3,834,23	3,834,23
Buhar Faz Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-100,721,53	-234,279,29	-121,965,52	-283,693,02	-287,990,92	-669,869,77	-140,061,70	-325,784,91	-161,019,90	-374,533,89	-185,699,70	-431,939,35

Kolon Bilgileri	
US Birim	SI Birim
T-100	
Raf Sayısı	50,00
Kolon Üstü Sıcaklık [F°-C°]	121,11
Kolon Dip Sıcaklığı [F°-C°]	300,96
Kolon Üstü Basıncı [psig-atm]	4,00
Kolon Dip Basıncı [psig-atm]	22,00
Geridönüş Akışı Toplam Sıvı Akışı	0,77

İsim	Besleme Akımları													
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye (US Birim)	Tuz Gidericiye (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	Dizel Buhar (SI Birim)	AGO Buhar (US Birim)	AGO Buhar (SI Birim)
Basmaç [psig-atm]	300,00	20,42	25,00	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	700,00	371,11	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Debi [lb/ir-kg/sa]	1,287,479,98	583,990,62	1,294,767,44	587,296,15	7,287,46	3,305,53	20,000,00	9,071,84	2,500,00	1,133,98	2,500,00	1,133,98	2,500,00	1,133,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	101,000,00	101,000,00	101,500,00	101,500,00	500,00	500,00	1,372,22	1,372,22	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53
Buhar Faz Kesri	0,00	0,00	0,77	0,77	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211,886,60	-492,850,34	-116,868,90	-271,838,24	-119,603,99	-278,200,09	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18

Çizelge A.3 : 398,89 °C besleme sıcaklığı ile çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.

İsim	Ürün Verileri											
	Nafta (US Birim)	Nafta (SI Birim)	ATM Kolonüstü Su (US Birim)	ATM Kolonüstü Su (SI Birim)	ATMDip (US Birim)	ATM Dip (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınç [psig-atm]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	135,56	57,53	135,56	57,54	699,44	370,80	442,52	228,07	539,42	281,90	582,95	306,09
Debi [lb/hr-kg/sa]	324.587,62	147.230,35	34.247,04	15.534,18	681.463,40	309.106,35	105.648,34	47.921,24	127.350,50	57.765,17	48.983,37	22.218,46
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	30.200,03	30.200,03	2.349,72	2.349,72	47.965,41	47.965,41	8.799,70	8.799,70	10.239,11	10.239,11	3.833,71	3.833,71
Buhar Faz Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-100.611,06	-234.022,34	-121.964,54	-283.690,74	-278.351,29	-647.447,89	-139.010,25	-323.339,22	-159.048,27	-369.947,86	-182.243,91	-423.901,15

Kolon Bilgileri	
US Birim	SI Birim
İsim	
Raf Sayısı	T-100
Kolon Üstü Sıcaklık [F°-C°]	50,00
Kolon Dıp Sıcaklığı [F°-C°]	250,00
Kolon Üstü Basıncı [psig-atm]	121,11
Kolon Dıp Basıncı [psig-atm]	583,00
Kolon Dıp Basıncı [psig-atm]	4,00
Gerideğiği Akışı/Toplam Sıvı Akışı	0,27
	1,50
	1,20

İsim	Besleme Akımları													
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	Dizel Buhar (SI Birim)	AGO Buhar (US Birim)	AGO Buhar (SI Birim)
Basınç [psig-atm]	300,00	20,42	25,00	25,00	1,70	1,70	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	750,00	398,89	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Debi [lb/hr-kg/sa]	1.287.479,98	583.990,62	1.294.767,44	587.296,15	7.287,46	3.305,53	20.000,00	9.071,84	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	101.000,00	101.000,00	101.500,00	101.500,00	500,00	500,00	1.372,22	1.372,22	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53
Buhar Faz Kesri	0,00	0,00	0,81	0,81	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211.886,60	-492.850,34	-108.082,20	-251.400,28	-119.603,99	-278.200,09	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18



Çizelge A.4 : Besleme rafı: 20. raf olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.

İsim	Ürün Verileri											
	Nişa (US Birim)	İfa (SI Birim)	ATM Kolonistü Su (US Birim)	ATM Kolonistü Su (SI Birim)	ATM Dp (US Birim)	ATM Dp (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınç [psig-atm]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	135,50	57,50	135,50	57,50	543,06	283,92	428,85	220,47	592,60	311,44	538,58	281,43
Debi [lb/hr-kg/sa]	324,664,28	147,265,12	34,200,19	15,553,76	664,186,46	301,269,67	105,449,28	47,830,95	140,502,17	63,730,66	53,241,61	24,149,97
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	30,200,10	30,200,10	2,352,68	2,352,68	47,963,59	47,963,59	8,799,99	8,799,99	10,240,01	10,240,01	3,835,00	3,835,00
Büyük Faz Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Emniyet [Btu/lbmole - J/mol]	-100,716,63	-234,267,89	-121,965,75	-283,693,56	-278,919,76	-648,770,16	-138,971,53	-323,249,17	-249,417,11	-580,146,69	-284,985,75	-662,879,70

Kolon Bilgileri	
İsim	US Birim
Raf Sayısı	T-100
Kolon Üstü Sıcaklık [F°-C°]	50,00
Kolon Dp Sıcaklık [F°-C°]	250,00
Kolon Üstü Basınç [psig-atm]	538,58
Kolon Dp Basınç [psig-atm]	4,00
Geri dönüş Akışı/Toplam Sıvı Akışı	22,00
	1,50
	0,73

Besleme Akımları														
İsim	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (SI Birim)	ATM Bular (US Birim)	ATM Bular (SI Birim)	Kerosen Bular (US Birim)	Kerosen Bular (SI Birim)	Dizel Bular (US Birim)	Dizel Bular (SI Birim)	AGO Bular (US Birim)	AGO Bular (SI Birim)
Basınç [psig-atm]	300,00	20,42	25,00	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	650,00	343,33	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Debi [lb/hr-kg/sa]	1,287,479,98	583,990,62	1,294,767,44	587,296,15	7,287,46	3,305,33	20,000,00	9,071,84	2,500,00	1,133,98	2,500,00	1,133,98	2,500,00	1,133,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	101,000,00	101,000,00	101,500,00	101,500,00	500,00	500,00	1,372,22	1,372,22	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53
Büyük Faz Kesri	0,00	0,00	0,72	0,72	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Emniyet [Btu/lbmole - J/mol]	-211,886,60	-492,850,34	-125,560,87	-292,055,83	-119,603,99	-278,200,09	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18	-100,678,92	-234,180,18

Çizelge A.5 : Besleme rafı: 30. raf olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.

İsim	Ürün Verileri											
	Nafta (US Birim)	Nafta (SI Birim)	ATM Kolonlu Su (US Birim)	ATM Kolonlu Su (SI Birim)	ATM Dp (US Birim)	ATM Dp (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınç [psi-g-amm]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	135,30	57,39	135,30	57,39	624,08	328,93	417,49	214,16	509,41	265,23	619,16	326,20
Debi [lb/hr-kg/sa]	324.862,84	147.355,18	34.177,86	15.502,80	675.975,10	306.616,90	105.604,11	47.901,18	127.428,82	57.800,70	54.170,75	24.571,42
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	30.200,01	30.200,01	2.344,98	2.344,98	47.963,52	8.800,00	10.240,00	10.240,00	10.240,00	3.835,00	3.835,00	3.835,00
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Enthalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-100.991,03	-234.906,14	-121.969,38	-283.701,99	-288.622,64	-671.139,14	-141.406,84	-328.913,73	-164.087,37	-381.668,86	-294.420,88	-684.825,92

İsim	Kolon Bilgileri	
	US Birim	SI Birim
Raf Sayısı	T-100	
Kolon Üstü Sıcaklığı [F°-C°]	50,00	
Kolon Dp Sıcaklığı [F°-C°]	250,00	
Kolon Üstü Basıncı [psi-g-amm]	619,17	326,20
Kolon Dp Basıncı [psi-g-amm]	4,00	0,27
Geridönü Akışı [Toplam Sıvı Akışı]	22,00	1,50
	0,37	

İsim	Besleme Akranları											
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	AGO Buhar (SI Birim)
Basınç [psi-g-amm]	300,00	20,42	25,00	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	650,00	343,33	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Debi [lb/hr-kg/sa]	1.287.479,98	583.990,62	1.294.767,44	587.296,15	7.287,46	3.305,53	20.000,00	9.071,84	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varil/gün]	101.000,00	101.000,00	101.500,00	101.500,00	500,00	500,00	1.372,22	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53
Buhar Faz Kesri	0,00	0,00	0,72	0,72	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Enthalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211.886,60	-492.850,34	-125.560,87	-292.055,83	-119.603,99	-278.200,09	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18

Çizelge A.6 : Besleme debisi: 94.400 v/g olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.

İsim	Ürün Verileri											
	Nafta (US Birim)	Nafta (SI Birim)	ATM Kolonistü Su (US Birim)	ATM Kolonistü Su (SI Birim)	ATM Dıp (US Birim)	ATM Dıp (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınç [psig-اتم]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	137,69	58,72	137,70	58,72	630,00	332,22	426,64	219,25	528,97	276,09	596,58	313,66
Debi [lb/ir-kg/sa]	327.238,68	148.432,85	34.254,88	15.537,74	590.639,77	267.909,47	106.491,04	48.303,48	129.003,80	58.515,09	50.485,42	22.899,78
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [vartl/gun]	30.200,16	30.200,16	2.350,26	2.350,26	41.360,15	41.360,15	8.799,84	8.799,84	10.239,96	10.239,96	3.834,96	3.834,96
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-103.795,49	-241.429,35	-121.924,82	-283.598,34	-309.613,82	-720.164,85	-147.665,36	-343.471,10	-174.347,69	-405.534,47	-216.484,39	-503.544,86

Kolon Bilgileri	
İsim	SI Birim
Raf Sayısı	T-100
Kolon Üstü Sıcaklık [F°-C°]	50
Kolon Dıp Sıcaklığı [F°-C°]	250
Kolon Üstü Basınç [psig-اتم]	596,5930768
Kolon Dıp Basınç [psig-اتم]	4
Genleşme Akışı/Toplam Sıvı Akışı	22
	0,17768211

İsim	Besleme Akımları											
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	Dizel Buhar (SI Birim)
Basınç [psig-اتم]	300,00	20,42	25,00	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	650,00	343,33	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Debi [lb/ir-kg/sa]	1.203.347,63	545.828,86	1.210.635,09	549.134,39	7.287,46	3.305,53	20.000,00	9.071,84	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [vartl/gun]	94.400,00	94.400,00	94.900,00	94.900,00	500,00	500,00	1.372,22	1.372,22	171,53	171,53	171,53	171,53
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,72	0,72	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211.886,60	-492.850,34	-125.420,45	-291.729,22	-119.603,99	-278.200,09	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18

**Çizelge A.7 : Besleme debisi: 95.000 v/g olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.**

İsm	Nafta (US Birim)	Nafta (SI Birim)	ATM Kolonistü Su (US Birim)	ATM Kolonistü Su (SI Birim)	ATM Ddp (US Birim)	ATM Ddp (SI Birim)	Ürün Verileri					
							Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınç [psig-ann]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F-C°]	137,42	58,56	137,42	58,56	332,29	426,35	219,08	527,83	275,46	592,13	311,18	
Debi [lb/hr-Ag/sa]	326.998,14	148.323,74	34.243,76	15.332,70	598.937,15	271.673,10	106.415,45	48.269,20	128.864,53	58.451,92	50.295,99	22.813,86
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varlı/gün]	30.200,03	30.200,03	2.349,50	2.349,50	41.960,32	41.960,32	8.800,00	10.240,00	3.835,00	3.835,00	0,00	
Buhar Faz Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-103.509,14	-240.763,30	-121.930,04	-283.610,50	-308.868,24	-718.430,61	-147.054,89	-342.051,14	-173.340,94	-403.192,75	-212.761,63	-494.885,67

İsm	Kolon Bilgileri	
	US Birim	SI Birim
Raf Sayısı	T-100	
Kolon Üstü Sıcaklık [F-C°]	50,00	121,11
Kolon Ddp Sıcaklığı [F-C°]	250,00	311,19
Kolon Üstü Basınç [psig-ann]	4,00	0,27
Kolon Ddp Basınç [psig-ann]	22,00	1,50
Çerçeve Akış/Toplam Sıvı Akış	0,20	

İsm	Besleme Akımları											
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Green Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Green Su (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	Dizel Buhar (SI Birim)
Basınç [psig-ann]	300,00	20,42	25,00	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F-C°]	100,00	37,78	650,00	343,33	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Debi [lb/hr-Ag/sa]	1.210.996,02	549.298,11	1.218.283,48	552.603,64	7.287,46	3.305,53	20.000,00	9.071,84	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [varlı/gün]	95.000,00	95.000,00	95.500,00	95.500,00	500,00	500,00	1.372,22	1.372,22	171,53	171,53	171,53	171,53
Buhar Faz Kesri	0,00	0,00	0,72	0,72	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211.886,60	-492.850,34	-125.433,95	-291.760,63	-119.603,99	-278.200,09	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18

**Çizelge A.8 : Besleme debisi: 110.000 v/g olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.**

İsim	Ürün Verileri											
	Nafta (US Birim)	Nafta (SI Birim)	ATM Kolonistü Su (US Birim)	ATM Kolonistü Su (SI Birim)	ATM Dİp (US Birim)	ATM Dİp (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınc [psig-atm]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	132,33	55,74	132,35	55,75	625,73	329,85	406,70	208,16	492,54	255,85	533,67	278,70
Debi [lb/hr-kg/sa]	322.002,59	146.057,80	34.171,59	15.499,96	802.053,14	363.804,89	104.512,16	47.405,88	125.804,20	57.063,78	48.468,27	21.984,82
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [vaml/gun]	30.201,22	30.201,22	2.344,55	2.344,55	56.967,73	8.799,28	8.799,28	8.799,28	10.239,99	10.239,99	3.835,31	3.835,31
Buhar Fan Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-97.771,76	-227.418,10	-122.024,31	-283.829,76	-285.835,80	-664.856,93	-134.032,73	-311.761,48	-153.521,07	-357.091,55	-178.183,46	-414.456,51

Kolon Bilgileri	
İsim	SI Birim
Raf Sayısı	50,00
Kolon Üstü Sıcaklık [F°-C°]	250,00
Kolon Dİp Sıcaklığı [F°-C°]	533,71
Kolon Üstü Basıncı [psig-atm]	4,00
Kolon Dİp Basıncı [psig-atm]	22,00
Geni dögü Akışı/Toplam Sıvı Akışı	0,76

İsim	Besleme Akımları													
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	Dizel Buhar (SI Birim)	AGO Buhar (US Birim)	AGO Buhar (SI Birim)
Basınc [psig-atm]	300,00	20,42	25,00	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	650,00	343,33	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Debi [lb/hr-kg/sa]	1.402.205,92	636.029,39	1.409.493,38	639.334,92	7.287,46	3.305,53	20.000,00	9.071,84	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98
İdeal Sıvı Hacimsel Akış [vaml/gun]	110.000,00	110.000,00	110.500,00	110.500,00	500,00	500,00	1.372,22	1.372,22	1.372,22	1.372,22	1.372,22	1.372,22	1.372,22	1.372,22
Buhar Fan Kesri	0,00	0,00	0,72	0,72	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211.886,60	-492.850,34	-125.727,12	-292.442,53	-119.603,99	-278.200,09	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18

**Çizelge A.9 : Besleme debisi: 120.000 v/g olarak çalıştırılan simülasyona ait sonuçlar.**

İsim	Ürün Verileri											
	Nafta (US Birim)	Nafta (SI Birim)	ATM Kolonistü Su (US Birim)	ATM Kolonistü Su (SI Birim)	ATM Dp (US Birim)	ATM Dp (SI Birim)	Kerosen (US Birim)	Kerosen (SI Birim)	Dizel (US Birim)	Dizel (SI Birim)	AGO (US Birim)	AGO (SI Birim)
Basınç [psi-g-attm]	4,00	0,27	4,00	0,27	22,00	1,50	17,10	1,16	18,33	1,25	19,55	1,33
Sıcaklık [F°-C°]	128,90	53,83	128,92	53,84	617,84	325,46	390,47	199,15	470,69	243,72	503,90	262,17
Deği [lb/ir-kg/sa]	319.226,25	144.798,47	34.058,41	15.448,62	935.743,00	424.445,54	103.432,60	46.916,20	124.231,46	56.350,40	47.761,70	21.664,33
İdeal Sıvı Hacimed. Akış [varit/gün]	30.200,56	30.200,56	2.336,78	2.336,78	66.971,30	66.971,30	8.799,96	8.799,96	10.241,13	10.241,13	3.836,15	3.836,15
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-94.900,74	-220.740,08	-122.088,26	-283.978,50	-274.216,26	-637.829,75	-127.464,04	-296.482,62	-144.545,25	-336.213,69	-166.032,68	-386.193,67

İsim	Kolon Bilgileri	
	US Birim	SI Birim
Raf Sayısı	T-100	
Kolon Üstü Sıcaklık [F°-C°]	50,00	
Kolon Dp Sıcaklık [F°-C°]	250,00	121,11
Kolon Üstü Basınç [psi-g-attm]	503,97	262,20
Kolon Dp Basınç [psi-g-attm]	4,00	0,27
Gerilme Akışı/Toplamı Sıvı Akışı	22,00	1,50
	1,18	

İsim	Besleme Akımları													
	Ham Petrol (US Birim)	Ham Petrol (SI Birim)	Sıcak Ham Petrol (US Birim)	Sıcak Ham Petrol (SI Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (US Birim)	Tuz Gidericiye Giren Su (SI Birim)	ATM Buhar (US Birim)	ATM Buhar (SI Birim)	Kerosen Buhar (US Birim)	Kerosen Buhar (SI Birim)	Dizel Buhar (US Birim)	Dizel Buhar (SI Birim)	AGO Buhar (US Birim)	AGO Buhar (SI Birim)
Basınç [psi-g-attm]	300,00	20,42	25,00	25,00	1,70	294,00	20,01	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00	10,21	150,00
Sıcaklık [F°-C°]	100,00	37,78	650,00	343,33	260,00	126,67	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00	500,00	260,00
Deği [lb/ir-kg/sa]	1.529.679,19	693.850,24	1.536.966,65	697.155,78	7.287,46	3.305,53	20.000,00	9.071,84	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98	2.500,00	1.133,98
İdeal Sıvı Hacimed. Akış [varit/gün]	120.000,00	120.000,00	120.500,00	120.500,00	500,00	500,00	1.372,22	1.372,22	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53	171,53
Buhar Fazı Kesri	0,00	0,00	0,72	0,72	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Molar Entalpi [Btu/lbmole - J/mol]	-211.886,60	-492.850,34	-125.884,51	-292.808,64	-119.603,99	-278.200,09	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18	-100.678,92	-234.180,18

## ÖZGEÇMİŞ

**Ad-Soyad** : Yasemin PEKCOŞKUN  
**Doğum Tarihi ve Yeri** : 21 Temmuz 1992, Bursa  
**E-posta** :

### ÖĞRENİM DURUMU:

- **Lisans** : 2015, Eskişehir Osmangazi Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Kimya Mühendisliği Bölümü
- **Yüksek Lisans** : Bursa Teknik Üniversitesi, Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

