

**RAFİNERİ SİSTEMLERİ VE ISI DEĞİŞTİRİCİLERİNDE
YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ**

Erdoğan ARIKAN

**YÜKSEK LİSANS TEZİ
MAKİNE EĞİTİMİ**

**GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

HAZİRAN 2012

ANKARA

Erdoğan ARIKAN tarafından hazırlanan “RAFİNERİ SİSTEMLERİ VE ISI DEĞİŞTİRİCİLERİNDE YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ” adlı bu tezin Yüksek Lisans tezi olarak uygun olduğunu onaylarım.

Prof. Dr. Halit KARABULUT

.....

Tez Danışmanı, Makine Eğitimi Anabilim Dalı

Bu çalışma, jürimiz tarafından oy birliği ile Makine Eğitimi Anabilim Dalında Yüksek Lisans tezi olarak kabul edilmiştir.

Prof. Dr. Adnan SÖZEN

.....

Enerji Sistemleri Anabilim Dalı, G.Ü.

Prof. Dr. Halit KARABULUT

.....

Makine Eğitimi Anabilim Dalı, G.Ü.

Prof. Dr. H. Serdar YÜCESU

.....

Makine Eğitimi Anabilim Dalı, G.Ü.

Doç. Dr. Can ÇINAR

.....

Makine Eğitimi Anabilim Dalı, G.Ü.

Yrd. Doç. Dr. Nureddin DİNLER

.....

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı, G.Ü.

Tarih: 29/06/2012

Bu tez ile G.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu Yüksek Lisans derecesini onamıştır.

Prof. Dr. Şeref SARIOĞLU

.....

Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürü

TEZ BİLDİRİMİ

Tez içindeki bütün bilgilerin etik davranış ve akademik kurallar çerçevesinde elde edilerek sunulduğunu, ayrıca tez yazım kurallarına uygun olarak hazırlanan bu çalışmada bana ait olmayan her türlü ifade ve bilginin kaynağına eksiksiz atıf yapıldığını bildiririm.

Erdoğan ARIKAN

**RAFİNERİ SİSTEMLERİ VE ISI DEĞİŞTİRİCİLERİNDE
YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ
(Yüksek Lisans Tezi)**

Erdoğan ARIKAN

**GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ
Haziran 2012**

ÖZET

Ham petrolün damıtılması buharlaştırma ve yoğuşurma işlemlerini içeren bir süreçtir. Buhar halindeki hidrokarbonlar farklı sıcaklıklarda yoğuşturularak petrol esaslı sıvı yakıtlar elde edilir. Yoğuşma olayı buharın kendinden daha soğuk bir yüzeye temas etmesi ile gerçekleşir. Söz konusu soğuk yüzeylerin sıcaklığını sabit tutmak için su sirkülasyonu ile soğutmak gerekmektedir. İçerisinde geniş bir yoğuşma yüzeyi bulunan ısı değiştiricilerine yoğuşturucu denmektedir. Yoğuşturucular çok çeşitli şekillerde tasarlanabilmekte olup geniş kapasiteli yoğuşturucularda buhar halindeki hidrokarbonlar bir borunun iç yüzeyinde ya da dış yüzeyinde yoğuşmaktadır.

Bu tezde yoğuşma konusunda geliştirilen matematik modellerin kapsamlı bir literatür incelemesi yapılmış ve dizel yakıtının yoğuşması çalışılmıştır. En basit matematik model Nusselt analizi olup, bu analizde sıcaklığı sabit olan bir yüzey üzerinde yoğuşan buharın yer çekimi etkisi ile aktığı kabul edilmektedir. Gelişmiş matematik modellerde buhar süpürmesi, yoğuşmanın olduğu yüzeydeki sıcaklık değişimleri, yoğuşmuş tabakanın ivmeli akışı, yoğuşmuş tabaka içerisindeki basınç değişimleri, girdap viskozitesi, girdap ısı iletimi, yoğuşmuş tabaka içerisindeki türbülans ve yoğuşmaz gazların etkileri gibi etkenler hesaba katılmaktadır. Bu tezde ileri düzeyde geliştirilmiş bir model

olan Nicol-Wallace modeli ile Nusselt modelinin verdiği sonuçların bir kıyaslaması da yapılmıştır.

Bilim Kodu : 708.3.026
Anahtar Kelimeler : Yoğuşma, Buhar Süpürmesi, Yoğuşturucu, Rafineri
Sayfa Adedi : 109
Tez Yöneticisi : Prof. Dr. Halit KARABULUT

**REFINERY SYSTEMS AND CONDENSATION HEAT TRANSFER IN
HEAT EXCHANGERS**

(M. Sc. Thesis)

Erdoğan ARIKAN

**GAZİ UNIVERSITY
INSTITUTE OF SCIENCE AND TECHNOLOGY**

June 2012

ABSTRACT

Distillation of crude oil is a process consisting of evaporation and condensation phenomena. The petroleum based liquid fuels are obtained via condensing the vapor of crude oil at different temperatures. Condensation occurs when the vapor particles contact to a cooler surface than the vapor itself. To keep the temperature of the surface at a constant value, the surface is cooled with a cooling water circulation. The heat exchangers involving large condensation surface inside itself are named as condenser. Condensers are designed at very different configurations. In a condenser having large enough capacity the vapor condensers at the inner or outer surface of a circular pipe.

In this thesis a comprehensive literature review of the mathematical models devised for condensation is carried out and an application to the condensation of diesel fuel vapor is made. The simplest mathematical model is the Nusselt approximation where it is assumed that the vapor condenses on an isothermal surface and moves with the effect of gravity. In elaborated mathematical models the vapor shear, temperature variation of the surface on which the condensation occurs, acceleracting motion on the condensate, pressure variation with in the condensate, eddy viscosity, eddy heat transfer, turbulent flow on the condensate and effects of noncondesable gasses are taken into the consideration. In this

thesis the results obtained from the Nicol-Wallace model, which is a elaborated model, is compared to the result obtained from the Nusselt model.

Science Code : 708.3.026

Key Words : Condensation, Vapour Shear, Condenser, Refinery

Page Number : 109

Adviser : Prof. Dr. Halit KARABULUT

TEŞEKKÜR

Çalışmalarım boyunca değerli yardım ve katkılarıyla beni yönlendiren Hocam Prof. Dr. Halit KARABULUT'a, yine kıymetli tecrübelerinden faydalandığım Hocam Prof. Dr. H. Serdar YÜCESU'ya teşekkürü bir borç bilirim.

İÇİNDEKİLER

Sayfa

ÖZET	iv
ABSTRACT	vi
TEŞEKKÜR.....	viii
İÇİNDEKİLER.....	ix
ÇİZELGELERİN LİSTESİ.....	xiv
ŞEKİLLERİN LİSTESİ.....	xv
SİMGELER VE KISALTMALAR.....	xvii
1. GİRİŞ	1
2. LİTERATÜR TARAMASI.....	4
3. PETROL.....	9
3.1. Petrolün Bileşimi.....	9
3.1.1. Genel yapı	9
3.1.2. Petroldeki hidrokarbon bileşikleri	9
3.1.3. Petroldeki hidrokarbon olmayan bileşikleri.....	10
3.2. Petrolün Graviteye Bağlı Olarak Sınıflandırılması.....	11
3.3. Dizel Yakıtının Özellikleri.....	12
4. RAFİNERİ SİSTEMLERİ	13
4.1. Rafineri	13
4.2. Rafinerideki Temel Akış Diyagram Şeması	14
4.3. Rafinerideki Temel Arıtım Süreçleri	15
4.3.1. Damıtma.....	15
4.3.2. Parçalama (kraking).....	16

	Sayfa
4.3.2. Yenileştirme (reforming)	17
4.3.4. Polimerleştirme	17
4.3.5. Alkilleme.....	18
4.3.6. İzomerleştirme.....	18
4.3.7. Kükürt giderme.....	18
4.3.8. Hidrotreating	19
4.3.9. Isıtma ve soğutma operasyonları	19
4.4. Ham Petrolden Elde Edilen Başlıca Rafineri Ürünleri.....	19
4.4.1. Gaz ürünler.....	20
4.4.2. Sıvı ürünler (beyaz ürünler)	20
4.4.3. Katı ve ağır ürünler (siyah ürünler)	20
5. ISI DEĞİŞTİRİCİLERİ	21
5.1. Isı Geçiş Mekanizmasına Göre Sınıflama	21
5.2.1. İki tarafta da tek fazlı akış.....	21
5.2.1. Bir tarafta tek fazlı diğer tarafta çift fazlı akış	22
5.2.1. İki tarafta da çift fazlı akış	22
5.2. Isı Değiştiricilerinin Konstrüksiyonları.....	22
5.2.1. Borulu ısı değiştiricileri	22
5.2.2. Levhalı ısı değiştiricileri	25
5.2.3. Kanatlı yüzeyli ısı değiştiricileri	26
5.2.4. Rejeneratif ısı değiştiricileri.....	27
5.2.5. Karıştırmalı ısı değiştiricileri	28

5.3. Isı Değiştiricilerinin Uygulama Alanları	29
6. YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ	31
6.1. Yoğuşma İşlemi	31
6.2. Yoğuşma Çeşitleri	31
6.2.1. Damlacık yoğuşması	31
6.2.2. Film yoğuşması	32
6.2.3. Doğrudan temas ile yoğuşma	33
6.2.4. Homojen yoğuşma	33
6.3. Yoğuşma Eşitlikleri	34
6.4. Sınır Şartları	35
7. MATEMATİKSEL YAKLAŞIMLAR	37
7.1. Sıvı Film Tabakanın Yerçekimi Etkisi İle Akması Hali	37
7.1.1. Düz yüzeylerde oluşan yoğuşma	37
7.1.2. Dairesel yüzeylerde oluşan yoğuşma	45
7.2. Sıvı Film Tabakanın Buhar Süpürmesi İle Akması Hali	48
7.3. Silindirik Borunun Cıdarı İçerisindeki Sıcaklık Dağılımı İçin Enerji Denklemi	55
8. SAYISAL HESAPLAMALAR ve SONUÇLARI DEĞERLENDİRME	57
8.1. İçerisinden Soğutucu Akışkan Geçen Silindirik Boru Üzerindeki Yoğuşmanın Nusselt Yaklaşımı	58
8.2. İçerisinden Soğutucu Akışkan Geçen Silindirik Boru Üzerindeki Yoğuşmanın Nicol-Wallace Yaklaşımı	64
9. SONUÇ VE ÖNERİLER	73

Sayfa

KAYNAKLAR.....	75
EKLER.....	78
EK-1. Dairesel Nusselt analizi ile dizel yakıtının yoğunlaşmasının program kodları	79
EK-2. Nicol-Wallace analizi ile dizel yakıtının yoğunlaştırılması için kayma gerilmesi tespitinin program kodları	82
EK-3. Nicol-Wallace analizinde buhar süpürmesinin mevcut olduğu dizel yakıtının yoğunlaştırılmasının program kodları	83
EK-4. Nicol-Wallace analizinde buhar süpürmesinin mevcut olmadığı dizel yakıtının yoğunlaştırılmasının program kodları	84
EK-5. 80°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairese Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığının ve yüzey sıcaklıklarının değerleri	85
EK-6. 80°C dizel yakıtının yoğunlaşması ile ilgili olarak dairese Nusselt analizinde belirlenen yoğunlaşan dizel yakıtı miktarı	87
EK-7. 60°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairese Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığının ve yüzey sıcaklıklarının değerleri	88
EK-8. 60°C dizel yakıtının yoğunlaşması ile ilgili olarak dairese Nusselt analizinde belirlenen yoğunlaşan dizel yakıtı miktarı	90
EK-9. 40°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairese Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığının ve yüzey sıcaklıklarının değerleri	91
EK-10. 40°C dizel yakıtının yoğunlaşması ile ilgili olarak dairese Nusselt analizinde belirlenen yoğunlaşan dizel yakıtı miktarı	93
EK-11. 20°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairese Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığının ve yüzey sıcaklıklarının değerleri.....	94
EK-12. 20°C dizel yakıtının yoğunlaşması ile ilgili olarak dairese Nusselt analizinde belirlenen yoğunlaşan dizel yakıtı miktarı	96
EK-13. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için belirlenen kayma gerilmesi değerleri.....	97
EK-14. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi Least-Square ekstrapolasyonu ile belirlenen kayma gerilmesi değerleri	99
EK-15. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için $TS = 80^{\circ}C$ ’de belirlenen sıvı film tabakası değerleri.....	101
EK-16. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için $TS = 60^{\circ}C$ ’de belirlenen sıvı film tabakası değerleri.....	102
EK-17. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için $TS = 40^{\circ}C$ ’de belirlenen sıvı film tabakası değerleri.....	103

Sayfa

EK-18. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için $TS = 20^{\circ}C$ 'de belirlenen sıvı film tabakası değerleri.....	104
EK-19. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için $TS = 80^{\circ}C$ 'de buhar süpürmesi ihmal edilerek belirlenen sıvı film tabakası değerleri.....	105
EK-20. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için $TS = 60^{\circ}C$ 'de buhar süpürmesi ihmal edilerek belirlenen sıvı film tabakası değerleri.....	106
EK-21. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için $TS = 40^{\circ}C$ 'de buhar süpürmesi ihmal edilerek belirlenen sıvı film tabakası değerleri.....	107
EK-22. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için $TS = 20^{\circ}C$ 'de buhar süpürmesi ihmal edilerek belirlenen sıvı film tabakası değerleri.....	108
ÖZGEÇMİŞ.....	109

ÇİZELGELERİN LİSTESİ

Çizelge	Sayfa
Çizelge 3.1. Ham petrolün graviteye bağlı olarak sınıflandırılması.....	11
Çizelge 3.2. Dizel yakıtının özellikleri.....	12
Çizelge 4.1. Petrolde bulunan bazı hidrokarbonların kaynama noktaları.....	16
Çizelge 8.1. Dizel yakıtının termofiziksel özellikleri..	58

ŞEKİLLERİN LİSTESİ

Şekil	Sayfa
Şekil 4.1. Rafineri akış diyagram	14
Şekil 4.2. Damıtma kulesi	15
Şekil 4.3. Isıl yolla parçalama işleminin moleküler gösterimi	17
Şekil 5.1. Yoğuşturucu çalışma detayı.....	21
Şekil 5.2. Düz borulu tip ısı değiştiricisi.....	23
Şekil 5.3. Spiral ısı değiştiricisi	24
Şekil 5.4. Gövde borulu ısı değiştiricisi.....	24
Şekil 5.5. Contalı levhalı ısı değiştiricisi	25
Şekil 5.6. Lamelli ısı değiştiricisi	26
Şekil 5.7. Borulu kanatlı ısı değiştiricisi	27
Şekil 5.8. Ceketli, serpantinli ve düz kanatlı karıştırıcı kap.....	29
Şekil 6.1. Damlacık yoğuşması	32
Şekil 6.2. Film yoğuşması	32
Şekil 6.3. Doğrudan temas ile yoğuşma.....	33
Şekil 6.4. Homojen yoğuşma	33
Şekil 6.5. Silindirik yüzeydeki sıvı film tabakanın gösterimi	35
Şekil 7.1. Düzlem yüzeyde oluşan sıvı film tabakanın gösterimi	37
Şekil 7.2. Dairesel yüzeyde oluşan sıvı film tabakanın gösterimi.....	45
Şekil 7.3. Yoğuşmuş sıvı film tabakanın silindir yüzeyindeki akışının gösterimi ..50	
Şekil 7.4. Silindirik cidarının içerisindeki gridler	56

Şekil	Sayfa
Şekil 8.1. Silindirik boru üzerindeki sıvı film tabakasının gösterimi	58
Şekil 8.2. $T_s=80^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıcaklık farkı-sıvı film tabaka kalınlığı grafiği....	60
Şekil 8.3. $T_s=60^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıcaklık farkı-sıvı film tabaka kalınlığı grafiği....	61
Şekil 8.4. $T_s=40^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıcaklık farkı-sıvı film tabaka kalınlığı grafiği....	62
Şekil 8.5. $T_s=20^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıcaklık farkı-sıvı film tabaka kalınlığı grafiği....	63
Şekil 8.6. Nusselt analizi için ısı transferi katsayısı-sıcaklık aralığı grafiği.....	63
Şekil 8.7. Nicol-Wallace analizindeki buhar süpürmesinin gösterimi.....	64
Şekil 8.8. Viskoz buhar sınır tabaka içerisindeki hız profilleri.....	66
Şekil 8.9. Kayma gerilmesi değerlerinin x aralığına bağlı değişimi	66
Şekil 8.10. $T_s=80^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıvı film tabakası- x değeri grafiği.....	69
Şekil 8.11. $T_s=60^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıvı film tabakaları- x değeri grafiği.	69
Şekil 8.12. $T_s=40^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıvı film tabakaları- x değeri grafiği.	70
Şekil 8.13. $T_s=20^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıvı film tabakaları- x değeri grafiği.	71
Şekil 8.14. Nicol-Wallace analizi için ısı transferi katsayısı-sıcaklık aralığı grafiği..	71

SİMGELER VE KISALTMALAR

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

Simgeler	Açıklama
P	Basınç, N/m^2
α_x	Bölgesel ısı iletim katsayısı, W/m^2K
r_o	Dış çap, m
μ	Dinamik viskozite, kg/ms
h_{fg}	Entalpi, Kj/Kg
α	Isı iletim katsayısı, W/m^2K
r_i	İç çap, m
τ	Kesme gerilimi, N/m^2
ν_l	Kinematik viskozite, m^2/s
m	Kütle, kg
Nu	Nusselt sayısı
α_ϕ	Ortalama ısı iletim katsayısı, W/m^2K
Nu^*	Ortalama Nusselt sayısı
Pr	Prandtl Sayısı
Re	Reynold Sayısı
T	Sıcaklık, $^{\circ}C$
ΔT	Sıcaklık Değişimi, $^{\circ}C$
δ_l	Sıvı film kalınlığı, m
ϕ	Streamline fonksiyonu
L	Uzunluk, m
g	Yerçekimi ivmesi, m/s^2
ρ	Yoğunluk, kg/m^3

Kısaltmalar**P****v****w****g****i****l****c** **∞** **Açıklama**

Basınç

Buhar

Duvar

Gaz

İç yüzey

Sıvı

Soğutma suyu

Sonsuzluk

1. GİRİŞ

Siyah veya koyu yeşil renkte pis kokulu bir madde olan ham petrolün ilk rastlandığı yerler kaya boşlukları olup, ismini Latince,petra(taş) ve oleum(yağ) kelimelerinden almaktadır [1].Yüzyıllardır insanlar tarafından bilinmekte olan petrolün geniş anlamda endüstride kullanılması oldukça yenidir. Ham petrolün kullanılabilir yakıtlara dönüştürüldüğü sistemlere rafineri denmektedir. Rafineri sistemlerinde damıtma, izomerleştirme, hidrokraking, katalitik kraking gibi birçok işlem gerçekleştirilmektedir [2].

Rafineri; silah, kimya ve ağır metal sanayilerinden sonra en çok enerjinin tüketildiği üçüncü sanayi dalıdır. En çok enerji tüketiminin olduğu işlemler ise damıtma, kükürdün arıtılması, yenileştirme (reforming), alkilleştirme ve aromat yapımı işlemleridir [2]. Damıtma işleminde ham petrole uygulanan işlemlerin en önemlileri; buharlaştırma ve yoğunlaştırma olup bu tezde yoğunlaştırma işleminde açığa çıkan ısıнын bertaraf edilmesi incelenecektir.

Yoğuşma gaz fazından sıvı fazına geçiş olarak tanımlanabilir. Bazı kimyasal ürünlerin üretilmesi (petrol ürünleri dahil), enerji üretilmesi ve bazı makinelerin çalışması (soğutma ve iklimlendirme makineleri gibi) yoğuşma olayı yardımı ile gerçekleşmektedir. Bu sebeple yoğuşmanın endüstrideki önemi çok büyüktür. İçerisinde yoğuşma olayı olan cihazlara yoğunlaştırucu (kondenser) denmektedir.

Buhar molekülleri kendi sıcaklığından daha düşük sıcaklığa haiz bir katı yüzeye temas ettiğinde üzerindeki ısı enerjisini boşaltmak suretiyle bir faz değişimine uğrarlar. Sıvılaşmış moleküller aynı yüzey üzerinde birikmek suretiyle bir sıvı tabakası oluştururlar. Bu tabakanın kalınlığı belirli bir değere ulaştığında tabakaya etkiyen harici kuvvetler, sıvı ile yüzey arasındaki yapışma kuvvetini yenmek suretiyle sıvının yüzey üzerindeki akış hareketini başlatır. Sıvı tabakaya etkiyen daimi kuvvet yerçekimi kuvvetidir. Sıvı tabaka harekete geçtiğinde sıvı tabaka ile

katı yüzey arasında akışı engellemeye yönelik bir viskoz akış kuvveti de oluşur. Ayrıca yoğunlaşmış sıvı tabakanın çevresindeki buhar tabakanın hareketinden dolayı da bir viskoz yüzey kuvveti oluşur. Bu kuvvete ara yüzey sürtünmesi denmektedir ve buharın akış yönüne göre yoğunlaşmış tabakanın kalınlaşması veya incelmesine etki eder.

Bazı hallerde yoğunlaştırulacak olan buhar kızgın buhardır. Böyle hallerde buhar tabakası ile sıvı tabakası arasında ilave bir ısı transferi gerçekleşir. Bu ısıya maddenin kızgınlık ısısı denmektedir. Kızgınlık ısısı buhar tabakadan konveksiyonla sıvı tabakaya oradan da katı yüzeye ve soğutma sıvısına aktarılır. Eğer yoğunlaşmanın olduğu yüzeyin sıcaklığı buharın doyma sıcaklığının aşağısında kalıyor ise sıvı tabakadan katı yüzeye aşırı soğutma ısısı adı verilen bir miktar ısı daha aktarılır.

Bu tezde doymuş haldeki dizel yakıt buharının, içerisinden soğutma sıvısı geçen silindirik bir boru üzerindeki yoğunlaşması ele alınmıştır. Bu konuda kapsamlı araştırmalar yapılmış olup Nusselt analizi [3], Shekriladze-Gomelaury analizi [4] ve Nicol-Wallace analizi [5] olarak bilinen yaklaşımlar en çok tanınan yarı analitik yaklaşımlardır.

Nusselt yaklaşımı en eski yöntem olup basit olmasına rağmen, deneysel bulgularla yeterince uyumlu sonuçlar vermektedir. Nusselt analizinde dikkate alınan yegâne dış kuvvet, yerçekimi kuvvetidir. Shekriladze-Gomelaury analizinde Nusselt'ten farklı olarak buhar tabakası ile sıvı tabakası arasındaki ara-yüzey gerilmesi de dikkate alınmıştır. Shekriladze-Gomelaury analizinden elde edilen sonuçların deneysel bulgularla iyi uyuşmadığı bilinmektedir. Nicol-Wallace analizi de buhar tabaka ile sıvı tabaka arasındaki ara-yüzey sürtünmesini dikkate almaktadır. Shekriladze-Gomelaury analizi ile Nicol-Wallace analizinin farkı ara yüzey sürtünmesinin farklı şekillerde hesaplanmasıdır. Bu tezin kapsamı Nusselt ve Nicol-Wallace analizi ile sınırlı tutulmuştur. Bu tezde dış yüzey sıcaklığı verilmiş olan silindirik bir borunun

dış yüzeyindeki yoğuşma olayında açığa çıkan ısıнын transferi Nusselt ve Nicol-Wallace yaklaşımları ile hesaplanmaktadır. Hesaplamalar $80^{\circ}C$, $60^{\circ}C$, $40^{\circ}C$ ve $20^{\circ}C$ yüzey sıcaklıkları için yapılmıştır.

2. LİTERATÜR TARAMASI

Bell ve Panchall(1978), yoğuşma olayının muhtelif yönlerini tartışmışlar ve yoğuşmayı dört gruba ayırmışlardır. Birinci grup damlacık yoğuşması olup, bu durumda yoğuşmanın olduğu yüzeyin tamamı sıvı tarafından örtülmemektedir. Yoğuşmanın başlangıcında mm^2 başına 10^4 mertebesinde damlacık bulunmaktadır. Kısa süre sonra bunlar büyüyerek büyük damlacıklara dönüşmektedir. Oluşan büyük damlacıklar yerçekimi etkisi ile bulunduğu yerden uzaklaşmakta ve yerini yeni damlacıkların oluşmasına bırakmaktadır. Bazı maddelerin yoğuşması hep damlacık yoğuşması şeklinde olup bu tür yoğuşmalar için matematiksel model oluşturulamamıştır. İkinci grup yoğuşma film yoğuşması olup yüzeyin tamamı bir sıvı filmi tabakası tarafından örtülmektedir. Sıvı tabakanın akışını akışkanlar mekaniğinin temel yasaları yönetmektedir. Endüstriyel yoğuşturucularda görülen yoğuşma bu sınıfa girmektedir. Bu yoğuşmanın ilk analizi Nusselt tarafından yapılmıştır. Üçüncü grup yoğuşma doğrudan temas ile yoğuşma olup, bir buharın farklı cinsten bir sıvıya temas etmesi ile olur. Buharın yoğuşması ile oluşan sıvı ile yoğuşmayı sağlayan soğutma sıvısı biri birine karışmamaktadır. Dördüncü grup homojen yoğuşma olup, atmosferdeki su buharının atmosfer içerisinde bulunan toz veya benzer katı partiküllerle temas ederek yoğuşmasıdır [6].

Film yoğuşmanın ilk analitik incelemesi 1916 yılında Nusselt(1916), tarafından yapılmıştır. Bu analizde buhar süpürmesi ve yoğuşmuş tabakanın hareketinin ivmesi göz ardı edilmektedir. Yoğuşmuş sıvının akışının laminar olduğu kabul edilmektedir. Sıvı tabaka içerisindeki sıcaklık değişiminin lineer olduğu varsayılmaktadır. Analizde sıvı tabakanın kalınlığını veren bir eşitlik türetilmekte ve Newton'un soğutma yasası kullanılarak ısı taşınım katsayısı belirlenmektedir. Nusselt analizi hem düz yüzey üzerindeki yoğuşma için hem de silindirik boru üzerindeki yoğuşma için yapılmıştır [3].

Yoğuşmuş sıvı tabakanın çevresindeki buhar içerisinde, zorlanmış bir hareket var ise böyle hallerde sıvı tabaka ile buhar tabakası arasında çok kuvvetli bir ara yüzey sürtünmesi oluşarak sıvı tabakayı süpürür. Bu olay buhar süpürmesi olarak tabir edilmektedir. Shekriladze ve Gomelaury(1966), buhar tabaka ile yoğuşmuş sıvı tabaka arasındaki ara yüzey sürtünmesini hesaplarken $\tau = \dot{m}(U_{\infty} - U_i)$ eşitliğini kullanmışlardır. Bu eşitlikte $\dot{m}$ yüzeye doğru olan kütle akısını göstermektedir. Bu analiz ile belirlenen yoğuşma ısı transferi gerçek haldekenden fazla çıkmıştır. Deneysel bulgular ile teorik bulgular arasında büyük sapmalar görülmüştür [4].

Hakikatte herhangi bir yüzey üzerinde oluşan yoğuşmada, yoğuşmuş tabakanın akışı esnasında ivmeli hareket kaçınılmazdır. Sparrow ve Gregg(1959), tarafından yapılan çalışmada düşey konumlu düz yüzey üzerindeki laminar film yoğuşmada akışı yöneten denklemler hem ivmeli hem de ivmesiz hal için benzerlik (smilarity) transformasyonu kullanılarak sıradan denklemlere dönüştürülmüş ve sayısal metotlarla çözülmüştür. Her iki hal için elde edilen sonuçlar kıyaslanmıştır. $Pr_l \approx 1$ olduğu hallerde ivmeli ve ivmesiz hareketin ısı taşınım katsayılarının birbirine yakın olduğu görülmüştür [7].

Yoğuşmuş sıvı tabakanın akışı esnasında, çevredeki buhar tabaka içerisinde kendiliğinden bir hareket doğmaktadır. Bu hareketin kaynağı sıvı tabaka ile buhar tabakanın ara yüzeyindeki viskoz sürtünmedir. Koh ve arkadaşları (1962), bu sürtünmenin yoğuşmuş sıvı tabakanın kalınlığı üzerinde yarattığı etkiyi incelemişlerdir. Hem sıvı tabakanın hem de buhar tabakanın hareket denklemlerini benzerlik (similarity) transformasyonu kullanarak sıradan diferansiyel denklemlere dönüştürmüşler ve çözmüşlerdir. Likit metaller istisna edilirse diğer endüstriyel maddelerin yoğuşmasında ara yüzey viskoz sürtünmesinin etkisinin çok az olduğu görülmüştür [8].

Bazı hallerde buharın içerisinde bir miktar yoğuşmaz gazlar karışmaktadır. Sparrow ve Eckert (1961), yoğuşmaz gazların yoğuşma ısı transferi üzerindeki etkilerini incelemişlerdir. Yaptıkları analizde buhar ve yoğuşmuş sıvı tabakanın hareketini yöneten genel hareket denklemlerine ilave olarak kütle transferi eşitliklerini de kullanmışlardır. Yaptıkları analizde buharın içerisinde çok cüzi miktarda karışmış olan yoğuşmaz gazların bile ısı transferi üzerinde yüzde yüzden fazla etkiler yarattığını görmüşlerdir [9].

Fujii ve Uehara(1972), Shekriladze ve Gomelaury tarafından yapılan kabullerin gerçekçi olmadığını vurgulayarak ara yüzey sürtünmesini daha farklı bir şekilde hesaplamışlardır. Kullandıkları yöntemde buhar tabaka içerisindeki hız dağılımının kuadratik olduğunu kabul etmişlerdir. Benzerlik (similarity) transformasyonunukullanarak problemi iki diferansiyel denkleme dönüştürmüşlerdir. Fuji ve Uehara'nın elde ettikleri çözümsonuçlarının deneysel verilerle daha uyumlu olduğu görülmüştür [10].

Denny ve Mills (1969), dairesel yüzeyler üzerinde gerçekleşen yoğuşmada, buhar süpürmesinin etkisini incelemek için bir çalışma yürütmüşlerdir. Bu çalışmada, Shekriladze ve Gomelaury'nin yarıda bıraktıkları probleme açık bir çözüm bulmayı amaçlamışlardır. Ara yüzey kesme gerilimini hesaplamak için Shekriladze ve Gomelaury'nin geliştirdikleri denklemleri kullandılar. Bu eşitlik yüzeye etkileyen kütle akısı fazla olduğu durumda, yoğunlaşan sıvı filmi etkileyen süpürmenin tamamen momentum transferine bağlı olduğu varsayımına dayanmaktadır [11].

Rose(1983), silindirik boru üzerindeki yoğuşmada, yoğuşmuş sıvı tabaka içerisindeki basınç değişiminin etkisini incelemek için bir çalışma yapmıştır. Rose, borunun arka yüzeyinde ara yüzey viskoz sürtünmesi ve basınç gradyanı zıt yönde olduğu zaman, arka yüzey ile ilgili teorik hesap yapmanın imkânsız olduğunu vurgulamıştır. Borunun üst yüzeyindeki sıvı tabaka ince olduğu zaman ısı transferi güçlenmekte, yoğuşma miktarı artmakta ancak arka yüzeyde buhar süpürmesi olmadığı için sıvı

tabakanın kalınlığında ani artışlar görülmektedir. Bu artış, alt yüzeydeki ısı transferini sınırlamak suretiyle borunun alt ve üst yüzeyinde olan toplam ısı transferini sabit kılmaktadır [12].

Karabulut ve Ataer(1996), yatay eksenindeki bir boru üzerinde oluşan laminar film yoğuşmasını analiz etmek için numerik bir yöntem sundular. Düzenledikleri denklemlerde yerçekimi ve viskoz kuvvetler terimlerine ek olarak atalet kuvveti ve konveksiyon terimlerini de kapsayacak şekilde analizlerini geliştirmişlerdir. Esas olarak yoğuşmadaki buhar süpürmesinin etkisini incelemişler ve sonuç olarak, buhar sınır tabakasının boru yüzeyinden ayrılmasının, sıvı film tabaka kalınlığının artışı üzerinde önemli etkisi olduğunu vurgulamışlardır [13].

Sarma ve arkadaşları (1998), yatay eksenindeki boru etrafında yüksek hızla akan buharın yoğuşması üzerine çalışma yapmışlardır. Saf buharın akışından dolayı oluşan, süpürme kuvvetini, yüzeyin direncini, yoğunlaşan film tabakasının dış etkenleri olarak ele almışlardır. Üst durgunluk noktası dışındaki bölgede, akış rejimi türbülanslı rejim olarak varsayılmıştır. Buharın kırılma noktasındaki etkisi göz ardı edilmiştir. Yoğuşturucu boru üzerinde yüksek hızla yoğunlaşan buharın, ara yüzeyindeki süpürmesini tahmin etmek için Colburn'un örneklemesini uygulamak başarılı bulundu [14].

Chen ve Hu (2003), Sarma ve arkadaşlarının oluşturduğu modeli kullanarak yarı oval yüzeyde gerçekleşen türbülanslı film yoğuşmasına ilişkin bir çalışma yürütmüşlerdir. Bu çalışmada buhar sınır tabaka ayrılması ve yüzey gerilmelerinin etkileri göz ardı etmişlerdir. Froude sayısının ve sistem basıncının ısı transferi karakteristikleri üzerindeki etkileri incelenmiş ve tartışılmıştır [15].

Kutateladze ve Gogonin(1985), yatay tüp dizisi üzerinden akan buharın yoğuşmasını incelemek üzere iki adet test düzeneği hazırlamışlardır. Deneylerde R-12 ve R-21 maddeleri kullanılmış ve sonuçlar daha önceki çalışmalarla karşılaştırılmıştır.

Sonuçlar göstermektedir ki; buhar hızının düşük olduğu durumlarda, ısı transferi miktarı yoğuşan film tabakanın akış miktarıyla ilişkilidir [16].

Dukler(1960), tarafından, düşey ince filmlerin içerisindeki hız ve sıcaklık dağılımları için yeni denklemler türetilmiştir. Sıvı filmin içerisinde girdap viskozitesi ve girdap ısı iletiminin mevcut olduğu kabul edilmiştir. Bu denklemler çok karmaşık olduğu için çözüm işlemi sayısal yöntemle yapılmıştır. Belirlenen hız ve sıcaklık profilleri kullanılarak ortalama ısı transferi katsayısı ve sıvı tabaka kalınlığı hesaplanmıştır [17].

Lee (1964), tarafından yapılan bir çalışmada türbülanslı Nusselt modeli için ısı transferi katsayıları tekrar hesaplanmıştır. Lee'nin hesaplamaları Nusselt'in modelinden farklı olarak, anafor şeklindeki türbülanslı akış hareketlerini içermektedir. Sıradan sıvılar için, belirlenmiş olan yüksek ısı transferi katsayısının deneysel verilerle uyum içerisinde olduğu belirlenmiştir. Fakat sıvı metaller için uyumsuz olduğu görülmüştür. Lee küçük Prandtl sayıları için, Dukler'in verdiği sonuçların kabul edilemez olduğunu belirtmiştir [18].

Mosaad(1999), meyilli dairesel tüp üzerinde oluşan serbest ve zorlanmış konveksiyonlu laminar film yoğuşmasını çalışmıştır. Ara yüzey kesme geriliminin belirlenmesine ilişkin bazı değerler elde etmiştir. Buhar hızının ve yerçekimi kuvvetinin, bölgesel ve ortalama Nusselt sayıları üzerindeki etkilerini sayısal yöntemlerle araştırmıştır. Mosaad aynı zamanda meyilli tüp için, ortalama Nusselt sayısını hesaplamak adına açık ve basit bir formül geliştirmiştir [19].

Karabulut (1991), yatay boru üzerindeki buhar süpürmeli yoğuşma olayını deneysel ve teorik olarak incelemiştir. Gerek buhar tabaka gerek sıvı tabaka için laminar akış denklemlerini kullanmıştır. Atalet, basınç değişimi, ara yüzey gerilmesi, aşırı soğutma, aşırı kızgınlık ısılarını da kapsayan bir model geliştirmiştir [20].

3. PETROL

Ham petrol, 1'den 60'a kadar karbon atomu içeren hidrokarbon moleküllerinin karışımıdır. Hidrokarbonların özellikleri, moleküllerindeki karbon ve hidrojen atomlarının sayısına ve düzenlenmesine bağlıdır. En basit hidrokarbon molekülü bir karbon ve dört hidrojen içeren metandır. Tüm diğer petrol hidrokarbonları bu molekülden türer. Ham petrol %84 karbon, %14 hidrojen, %1-3 kükürt ve %1'den az azot, oksijen, metaller ve tuzlardan oluşur [21].

3.1. Petrolün Bileşimi

Petrolün, organik maddelerin, milyonlarca yıl önce bakterilerin ve doğal katalizörlerin etkisi ile parçalanmaları sonucu oluştuğu kabul edilir. Petrolde bulunduğu ileri sürülen 3000 kadar hidrokarbonun parafinler, olefinler, naftenler ve aromatikler olmak üzere dört sınıfta gruplandırılabilceği genellikle kabul edilir [2,21].

3.1.1. Genel yapı

Genellikle, dört karbon atomundan daha az karbon atomu içeren hidrokarbonlar doğal şartlarda gaz halindedir; 5-19 karbon atomu içeren moleküller sıvı, 20 ve daha fazla karbon atomu içeren moleküller ise katıdır [24].

3.1.2. Petroldeki hidrokarbon bileşikleri

Parafinler

Genel formüller, C_nH_{2n+2} 'dir. Petrol içinde C_1 - C_{40} parafinlerinin varlığı saptanmıştır. Değişik yapıdaki izomerlerin miktarları petrolün niteliklerini belirleyen unsurlardan biridir. İzomer, aynı sayıda karbon ve hidrojen atomu içeren, fakat karbon

atomlarının düzenlemeleri farklı olduğundan değişik fiziksel ve kimyasal özellikler gösteren maddelerdir[2].

Olefinler

Genel formülleri C_nH_{2n} 'dir. Düşük sıcaklıkta kaynayan olefinler petrolde bulunmazken, yüksek sıcaklıkta kaynayan olefinlerden bazılarının varlığını araştırmıştır. Olefinlerin, karbon atomları arasında iki ve ya üç bağ bulunduğu için doymamış bileşiklerdir [2].

Naftenler (Sikloparafinler)

Genel formülleri C_nH_{2n} 'dir. Doymuş bileşikler olduklarından kimyasal güçleri olefinler ve aromatlara göre daha azdır [2].

Aromatlar

Genel formülleri C_nH_{2n-6} 'dır. Yüksek doymamışlık oranı nedeni ile bu sınıftaki maddeler çok fazla kimyasal güce sahiptirler. Benzen, tolüen gibi küçük aromatlar petrolde pek bulunmazlar da poliaromatlar (iki ya da daha çok halkalı) petrolün yüksek sıcaklıkta kaynayan kesimlerinde her zaman vardır [2].

3.1.3. Petroldeki hidrokarbon olmayan bileşikler

Sülfür bileşikleri

Ham petrolde kükürt ya hidrojen sülfür (H_2S) halinde, ya bileşikler halinde ya da elementel sülfür şeklinde bulunur ve ısı dayanıklılıkları zayıftır; rafinasyon sırasında parçalanarak hidrojen sülfür ve basit organik sülfür bileşiklerine dönüşürler [24].

Oksijenli bileşikler

Rafineri akımlarından elde edilen verilerden de yararlanılarak yapılan analizlerde, petroldeki oksijenli bileşiklerin çoğunun karmaşık yapılı karboksilik asitler, fenoller ve kresoller olduğu saptanmıştır. Bu bileşikler asidik karakterde olduğu için ham petrolden uzaklaştırılmaları gerekmektedir [24].

Nitrojenli bileşikler

Ham petrollerin çoğunda nitrojen miktarı, ağırlıkça %0,1'den azdır. Nitrojenli bileşikler ısıya dayanıklı olduklarından hafif rafineri akımlarında cüzi miktarlarda bulunurken, yüksek kaynayan fraksiyonlarda daha fazladır. Nitrojen, hafif fraksiyonlarda bazik bileşikler şeklindedir, daha ağır fraksiyonlarda ise, çoğunlukla baz olmayan haldedir ve cüzi miktarlarda bakır ve nikel içerebilir [24].

3.2. Petrolün Graviteye Bağlı Olarak Sınıflandırılması

Gravite

Amerikan Petrol Enstitüsü (API) tarafından çıkarılan ve özgül ağırlığa bağlı API gravite tanımı, bütün dünyada petrolün sınıflandırılması için kabul edilmiştir. Gravite, uluslararası bir birim olup genelde 10 ile 48 arasında değişmektedir. Gravite petrolün yoğunluğu anlamına gelmez.

Yoğunlukla ters orantılı olup formülü aşağıdaki gibidir,

$$\text{Petrolün Yoğunluğu} = 141,5 / (\text{Petrolün Gravitesi} + 131,5). \quad (3.1)$$

Çizelge 3.1. Ham petrolün graviteye bağlı olarak sınıflandırılması [25]

Hafif	≥ 31
Orta	20-31
Ağır	10-20
Tabii Bitümen	≤ 10

Graviteye bağlı sınıflandırmalar verilen aralıklar arasında değişebilmektedir [22].

3.3. Dizel Yakıtının Özellikleri

Çizelge 3.2’de dizel yakıtının rafineride belirlenmiş termofiziksel özellikleri verilmektedir. Çizelge 3.2’de belirtilen setan sayısı, yakıtın kendi kendine tutuşabilme kabiliyetini gösteren ölçüye denir.

Çizelge 3.2. Dizel yakıtının özellikleri [23]

Özellik	Birim	Değer	Sınır
Yoğunluk (15°C’de)	kg/m ³	820-845	
250°C’de damıtma	% hacim	65	En çok
350°C’de damıtma	% hacim	85	En az
360°C’de damıtma	% hacim	95	En az
Kükürt	mg/kg	10	En çok
Karbon kalıntısı	% ağırlık	0,30	En çok
Setan sayısı		51	En az
Su	mg/kg	200	En çok
Toplam kirlilik	mg/kg	24	En çok

4. RAFİNERİ SİSTEMLERİ

4.1. Rafineri

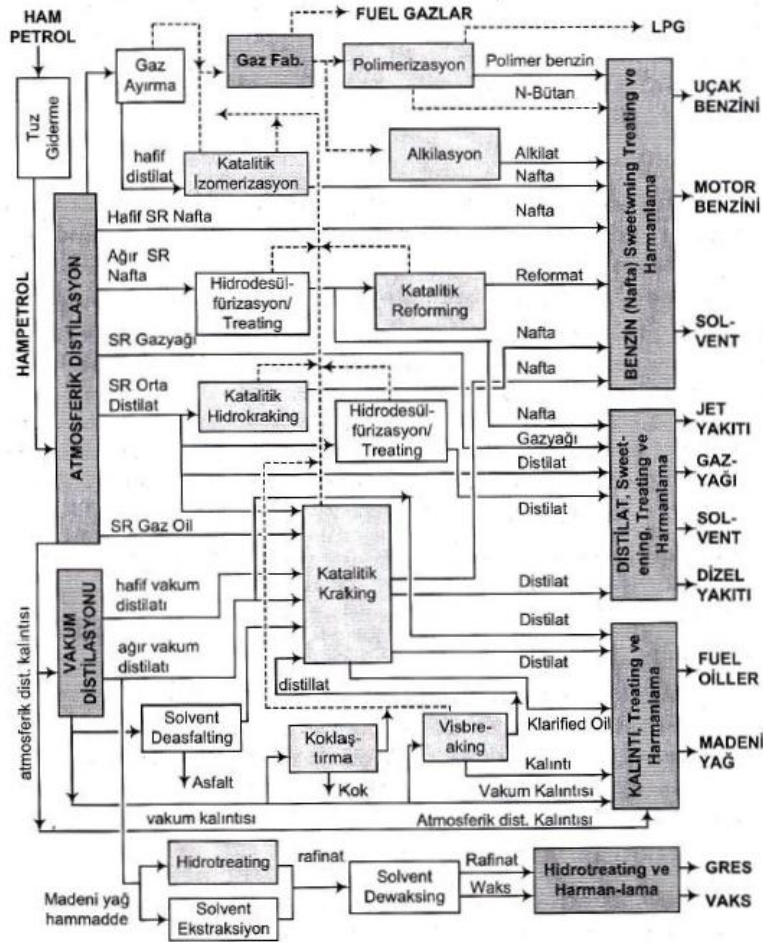
Ham petrolü arıtıp kullanılabilir ürünlere dönüştüren sistemlere rafineri sistemleri adı verilir.

20. yüzyılın başından beri sürekli gelişen petrol arıtım teknolojisi bugün en üst düzeyine ulaşmıştır. Pek çok sürecin ve işlemin artık standartlaştığı bu sanayi dalında en son önemli yenilik 1970’li yıllardaki hidrokraking sürecinin ticari uygulanmasıdır. Bunun yanında petrokimya tesislerine girdi sağlamak için büyük rafinerilerde önemli değişiklikler yapılmıştır. Son yılların rafineri yapımına getirdiği en büyük değişiklik, rafinerilerin petrol kaynağına değil, tüketim kaynağına daha yakın yerlere yapılmasıdır [2].

Rafinerinin yapımında dikkat edilecek iki önemli ölçüt vardır.

- Üretimi istenen ürünlerin tür ve miktarları,
- İşlenecek petrolün türü [2].

4.2. Rafinerideki Temel Akış Diyagram Şeması



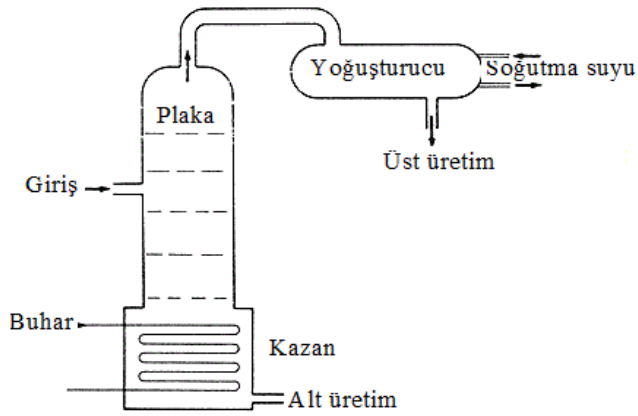
Şekil 4.1. Rafineri akış diyagram [24]

Şekil 4.1’de bir rafinerinin akış şeması gösterilmiştir. Bölüm 4.3’te tanıtılacak olan temel süreçlerin hemen hepsinin uygulandığı bu rafineride tüm ürünler üretilmektedir. Geçmiş yıllarda sadece beyaz ürünlerin üretildiği bir rafineri sistemi olmasına rağmen günümüzde ağır yağlarında üretimi mevcuttur.

Yedi ayrı birimde benzin üretilmesine rağmen piyasaya son zamanlarda kurşunsuz 95 ve kurşunsuz 97 olmak üzere iki cins benzin çıkmaktadır [22,24].

4.3. Rafinerideki Temel Arıtım Süreçleri

4.3.1. Damıtma



Şekil 4.2. Damıtma kulesi [24]

Ham petrolün kaynama aralığı dar, tüketim alanlarına daha uygun kesimlere ayrılması işlemidir. Şekil 4.2’te damıtma kulesinin çalışma prensibi gösterilmiştir. Ham petrolün bir kazan aracılığı ile buharlaştırılıp daha sonra bir yoğusturucu aracılığı ile yoğuşması işlemi, damıtma işlemi olarak adlandırılmaktadır. Petrolde bulunan ve kaynama noktaları Çizelge 4.1’de gösterilen hidrokarbonlar incelendiğinde, bunların kaynama noktaları arasındaki farkın yaklaşık olarak 500°C’yi bulduğu görülmektedir [2].

Çizelge4.1. Petrolde bulunan bazı hidrokarbonların kaynama noktaları [2]

Hidrokarbon	Formülü	Kaynama Noktası (°C)
Etan	C_2H_6	-88,6
n-Pentan	C_5H_{12}	36,1
n-Oktan	C_8H_{18}	125,7
n-Hekzadekan	$C_{16}H_{34}$	280
Sikloheksan	C_6H_{12}	80,7
Benzen	C_6H_6	80,1
α -Metil Naftalin	$C_{11}H_{10}$	244,5

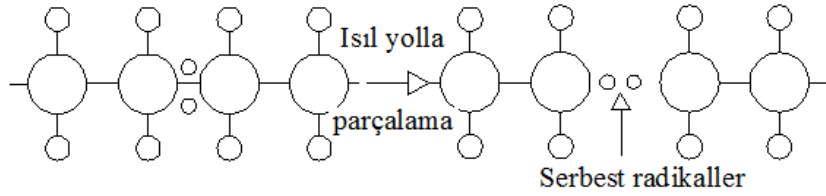
Atmosfer basıncında yapılan damıtma sonucu kaynama noktaları birbirine yakın olanlar kesimler halinde toplanırlar ve birincil ürünleri oluştururlar; hafif benzin ya da nafta (40-120°C), gazyağı (200-350°C) gibi. Kaynama noktası 300-350°C'den yukarıda olanlar ise vakum altında damıtılırlar [22,24].

4.3.2. Parçalama (kraking)

Kaynama noktası yüksek hidrokarbonları ısıtıl yada katalitik yollarla parçalayıp kaynama noktaları düşük, ancak piyasa değeri yüksek olan ürünlere dönüştürülürler [25].

Isıl yolla parçalama

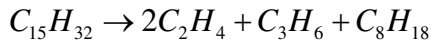
Isıl yolla parçalama, yüksek sıcaklıklar ve basınçlarda büyük hidrokarbon moleküllerinin daha düşük moleküllere parçalama işlemleridir; elde edilen ürünlerde, çift bağlı ürünlerin (doymamış bileşikler) oranı daha yüksektir [24].



Şekil 4.3. Isıl yolla parçalama işleminin moleküler gösterimi [24]

Katalitik yolla parçalama

İşlemde hidrokarbonlar ve çok ince taneli toz halindeki katalizör karıştırılır ve yüksek sıcaklıktaki reaksiyon bölmesine aktarılır. Karışım bir sıvı gibi davranır, bu nedenle işlem akışkan katalitik parçalama veya akışkan yataklı katalitik parçalama olarak tanımlanır. Katalitik parçalama işlemlerinde, genellikle zeolit (kristal yapıda hidrasyona uğramış alüminyum silikatlarıdır) katalizörler kullanılır [24].



4.3.3. Yenileştirme (reforming)

Karbon sayılarını değiştirmeksizin, ağır benzin kesimindeki hidrokarbonların yapısını katalitik tepkimelerle değiştirip yüksek değerli benzin yapılmasıdır [25].

4.3.4. Polimerleştirme

Parçalama sonrası oluşan C_3 ve C_4 olefinlerinin iki, üç ya da dört tanesini bir araya getirip yüksek değerli ürün yapımıdır [22].

Olefin hammadde ısıtılarak sülfür ve diğer istenmeyen bileşikler uzaklaştırılır. Katalitik işlemde, hammadde ve katı bir fosforik asit katalizörden geçirilir veya sıvı fosforik asitle temas ettirilir; bu aşamada ekzotermik bir polimerizasyon reaksiyonu

meydana gelir. Reaktörden çıkan ürünler kimyasal dengeleyici (stabilizatör) veya ayrıştırıcı (fraksiyonlayıcı) sistemlere gönderilerek doymuş hidrokarbonlarla reaksiyona girmemiş gazlara ayrılır [24].

4.3.5. Alkilleme

Küçük bir olefinle bir izoparafini birleştirip dallı yapıya sahip ve oktan sayısı yüksek hidrokarbon yapımıdır. Elde edilen bu hidrokarbon yapıya ise alkilat adı verilmektedir [25].

Alkilat tüm motor yakıtları için en iyi harmanlama fraksiyonudur; yüksek oktanlı, kararlı, yanma ısısı yüksek, buhar basıncı düşük, dallanmış-zincirli parafinik hidrokarbonların bir karışımıdır [24].

4.3.6. İzomerleştirme

Aynı karbon sayısına sahip olan hidrokarbonların, ticari değeri yüksek olanını ya da belli bir süreç için gerekli olanını diğerinden elde etmektir [25].

Parçalama ünitelerinden alınan benzinlerin yeterli oktan sayısına sahip olmayışından, yenileştirme ve izomerleştirme işlemleriyle yüksek oktanlı benzin elde edilir [24].

4.3.7. Kükürt giderme

Satılan ürünlerin çoğu yakıt olarak kullanıldığından yanma sonucu SO_2 , COS vb. oluşmaması için ürünlerin içindeki kükürt kimyasal yollarla ayrılır. En önemli kükürt giderme işlemi hidrosülfürizasyondur [25].

4.3.8. Hidrotreating

Hidrosafıtırma da denilen bu işlem den sonra moleküllerin büyüklüklerinde önemli derecede küçülmeler oluşmaz. Hidrotreating, akışkan katalizörlükrakinge benzer, fakat farklı katalizörler, daha düşük sıcaklıklar, daha yüksek basınç ve hidrojen gazı kullanılır. Bu işlemle ağır yağlar, benzin ve gazyağı bileşenlerine parçalanır [24].

4.3.9. Isıtma ve soğutma operasyonları

Isıtma operasyonları

İşlem ısıtıcıları ve ısı değıştiricileri hammaddeyi, damıtma kulelerinde ve rafineri işlemlerinde reaksiyon sıcaklığına gelinceye kadar ısıtırlar. Isı değıştiricileri ya buhar ya da sıcak hidrokarbon kullanılır. Buhar ya da sıcak hidrokarbonlar işlemin diğ er bazı bölümlerinden transfer edilirler [24].

Soğutma operasyonlar

Damıtma kulelerinde ısının uzaklaştırılması gerekir; bunun için hava, ısı değıştiricileri, fanlar, gaz soğutucuları, sıvı soğutucular ve tepe yoğunlaştırucuları kullanılır. Bir veya daha fazla işlem ünitesine servis verebilen mekanik buhar sıkıştırma sisteminde, bir buharlaştırıcı, sıkıştırıcı, soğutucu, kontrol mekanizmaları ve bağlantı boruları bulunur [24].

4.4. Ham Petrolden Elde Edilen Başlıca Rafineri Ürünleri

Hidrokarbonların özellikleri, moleküllerindeki karbon ve hidrojen atomlarının sayısına ve düzenlenmesine bağlıdır. Bu sayılara ve düzenlenmelere bağlı olarak ise ham petrolden elde edilen rafineri ürünleri sınıflandırılmaktadır [24].

4.4.1. Gaz ürünler

- Rafineri yakıt gazı: metan-etan karışımı,
- Sıvılaştırılmış petrol gazları(LPG): propan-bütan karışımı [1].

4.4.2. Sıvı ürünler (beyaz ürünler)

- Nafta: 165°C–185°C arasında kaynayan hidrokarbonların oluşturduğu işlenmemiş benzin,
- Çözücüler: Petrol eteri ve tiner gibi belirli kaynama noktalı nafta kısımları,
- Benzin: Pentan-nonan arası hidrokarbonlar karışımı,
- Jet yakıtı: Nafta-gaz yağı karışımı,
- Gazyağı: 190°C-240°C arası kaynama noktasına sahip hidrokarbonlar karışımı,
- Motorin: 240°C-290°C arası kaynama noktasına sahip hidrokarbonlar karışımı,
- Değişik tür yağlama yağları[1].

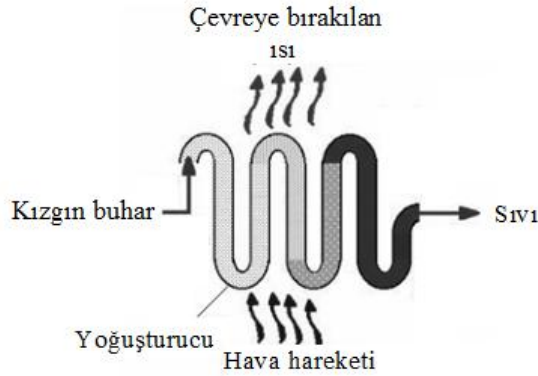
4.4.3. Katı ve ağır ürünler (siyah ürünler)

- Gres yağları,
- Değişik tür vaks yağları,
- Değişik tür yakıt yağları(fuel-oil),
- Asfalt, zift, katran,
- Kükürt [1].

5. ISI DEĞİŞTİRİCİLERİ

Isıl uygulamalarda en çok karşılaşılan ve en önemli işlemlerden birisi, farklı sıcaklıklardaki iki veya daha fazla akışkan arasındaki ısı değişimidir. Bu değişimin yapıldığı cihazlar, genelde ısı değiştiricileri olarak adlandırılmaktadır [26]. Termik santraller, kimya ve gıda endüstrisi, elektronik sanayi, çevre mühendisliği, atık ısının geri kazanımı, uzay çalışmaları, soğutma, ısıtma ve iklimlendirme tesisleri, yağ soğutma üniteleri ve tıp alanı ısı değiştiricilerinin başlıca uygulama alanlarıdır [28].

Yoğuşturucu, ısı değiştiricisi olup soğutma çevriminde kompresör tarafından sıkıştırılarak basıncı ve sıcaklığı yükseltilmiş olan soğutucu buharından, bu noktada ısı alarak dış ortama bırakan ve böylece buharın yoğuşmasını sağlayan cihazdır [27].



Şekil 5.1. Yoğuşturucu çalışma detayı [27]

5.1. Isı Geçiş Mekanizmasına Göre Sınıflama

5.1.1. İki tarafta da tek fazlı akış

Isı değiştiricisinin iki tarafındaki tek fazlı akışlarda, akışkan hareketi bir pompa veya vantilatör ile tahrik edilen zorlanmış ya da yoğunluk farkının doğurduğu doğal akış

sayesinde gerçekleşir. Oda ısıtıcıları, taşıt radyatörleri ve hava soğutmalı ısı değiştiricileri önemli uygulamalarındandır [27].

5.1.2. Bir tarafta tek fazlı, diğer tarafta çift fazlı akış

Bu ısı değiştiricilerinin bir taraflarında zorlanmış ve tek fazlı akış varken, diğer taraflarında yoğunlaşmakta olan iki fazlı akış (sıvı-buhar karışımı) vardır. Bunlara ait örnek, termik santrallerin yoğunlaştırıcıları verilebilir [26].

5.1.3. İki tarafta da çift fazlı akış

Bu tip ısı değiştiricilerinin bir taraflarında buharlaşma, diğer taraflarında yoğunlaşma işlemi vardır. Bunlar hidrokarbonların damıtılmasında ve yüksek basınçlı buhar kullanarak alçak basınçlı buhar elde edilmesinde kullanılır [26].

5.2. Isı Değiştiricilerinin Konstrüksiyonları

Konstrüksiyon özelliklerine göre ısı değiştiricileri borulu, genişletilmiş yüzeyli, levhalı ve rejeneratif olmak üzere dört sınıfa ayrılmıştır [26,28]. Borulu ısı değiştiricilerinde genellikle dairesel kesitli borular kullanılmaktadır. Levhalı ısı değiştiricilerinde ısı transferi yüzeyini genişletmek için, yüzeylere dalgalı form kazandırılmıştır. Genişletilmiş yüzeyli ısı değiştiricilerinde ise amaç, ısıtma yüzeylerine verilen çıkıntılar yardımıyla; boyutlar büyümeden ısı transfer yüzeyini büyütür, ısı transfer oranını arttırmaktır [28].

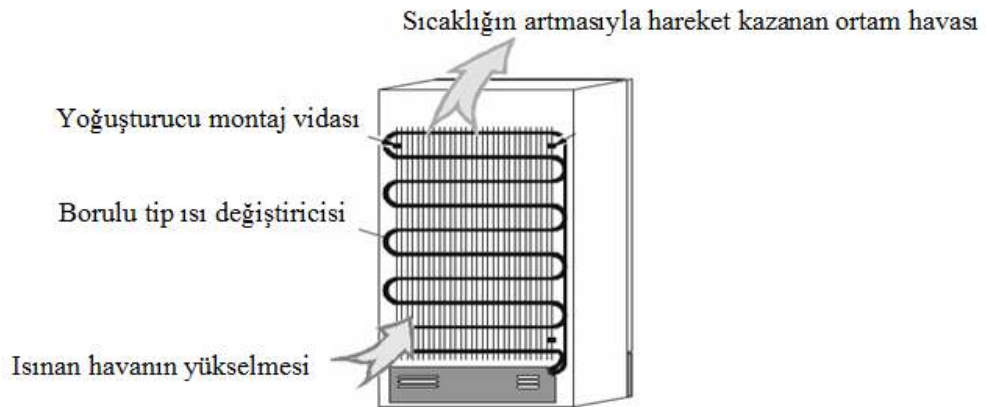
5.2.1. Borulu ısı değiştiricileri

Bu tip ısı değiştiricilerinde eliptik, dikdörtgen veya dairesel kesitli borular kullanılır. Boru çapının, boyunun ve düzenlenmesinin kolayca değiştirilebilmesi nedeniyle projelendirmede büyük kolaylıklar sağlanır. Ayrıca dairesel kesitli boruların, diğer

geometrik şekillere göre yüksek basınçlara dayanabilmeleri nedeniyle, bu tip ısı değıştircileri yüksek basınçlı ortamlarda rahatlıkla kullanılabilir [24].

Düz borulu tip ısı değıştircileri

Borulu ısı değıştircilerinde genellikle dairesel kesitli borular kullanılmaktadır [26]. Pratikte çift borulu olanların yanı sıra, boru demetinde yapılmış olanlarına da rastlamak mümkündür. Çift borulu olanlar, en basit ısı değıştirci tipidir [26]. Şekil 5.2’de görülen ısı değıştircisi ev tipi bir buzdolabının yoğuşturucusunu temsil etmektedir [27].

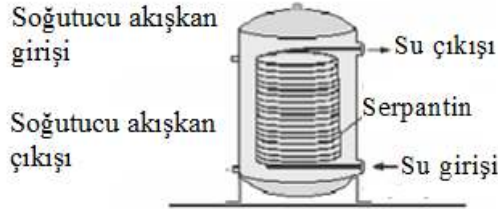


Şekil 5.2. Düz borulu tip ısı değıştircisi [27]

Spiral borulu ısı değıştircileri

Spiral tip ısı değıştircileri genellikle havuz ve depolarda bulunan akışkanların sıcaklık kontrolü için kullanılır. Konstrüksiyonları basit ve maliyetleri düşüktür [28]. Bir veya daha fazla borudan spiral ile bu spiralin dışındaki bir depodan meydana gelirler. Bu tipteki değıştircilerde ısı genleşmesinin oluşturduğu gerilme problemleri yoktur. Helisel şekilde yapılabilen serpantin adımı, sarım çapı ve alanı uygun bir

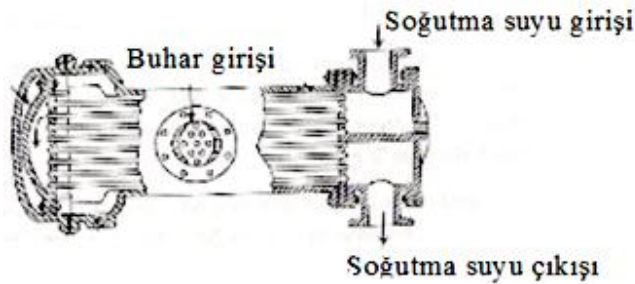
şekilde seçilebilir. Boru çapı tipik olarak depo çapının 1/30 kadarı, serpantin helis adımı, boru çapının iki katı kadarı olarak seçilebilir [26].



Şekil 5.3. Spiral ısı değiştiricisi [27]

Gövde borulu ısı değiştiricileri

Gövde borulu ısı değiştiricisi, silindirik bir gövde ile bu gövde içine yerleştirilmiş birbirine paralel borulardan meydana gelir. Akışkanların biri gövdenin dışından, diğeri boruların içinden akar. Gövde içindeki akış şaşırtma levhaları yardımıyla yönlendirilir [28]. Bu ısı değiştiricilerinin temel parçaları; borular, gövde, iki baştaki kafalar, boruların tespit edildiği ön ve arka aynalar ile gövde içindeki akışı yönlendiren ve borulara destek olabilen yönlendirme levhaları veya destek çubuklarıdır. Bu ısı değiştiricilerinin petrol rafinerilerinde, termik santrallerde, kimya endüstrisinde çok fazla uygulama alanı görülebilmektedir [26].



Şekil 5.4. Gövde borulu ısı değiştiricisi [24]

5.2.2. Levhalı ısı değıştircileri

Levhalı ısı değıştircilerinde ısı, ince levhalı yüzeylerden oluşan kanatlardan geçer. Bu tip ısı değıştircileri, yüksek basınç ve sıcaklığa çıkamazlar. Contalı levhalı, spiral levhalı ve lamelli olmak üzere üç grupta incelenirler [28].

Contalı levhalı ısı değıştircileri

Akışkanların geçebilmesi için dört tarafında delik bulunan metal levhalar paket haline getirilirken uygun contalar kullanılır. Genellikle fabrikasyon olarak üzerlerine dalgalı form verilen bu levhalar düşey olarak yerleştirilerek, sıkıştırma çubukları ile sıkıştırılır. Dalgalı form, levhaların rijitliğini arttırmasının yanı sıra, akışın türbülanslı olmasını da sağlar. Levhalar arasındaki boşluklardan, sıcak ve soğuk akışkanlar birbirlerine karışmadan akarlar. İstenildiğinde sisteme levha ilave edilerek veya çıkartılarak ısı kapasitesi değıştirilebilir [26].



Şekil 5.5. Contalı levhalı ısı değıştircisi [26]

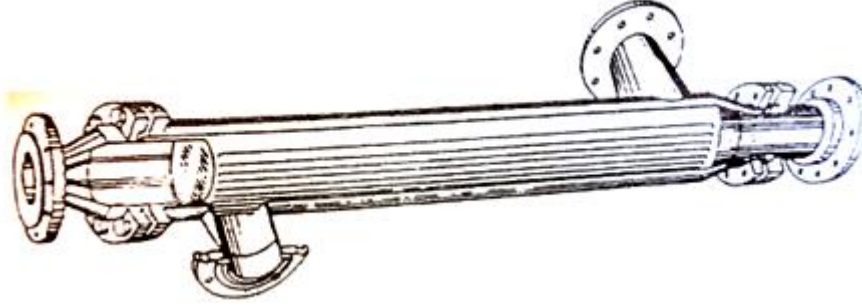
Spiral levhalı ısı değıştircileri

Bu ısı değıştircileri, 150 mm ile 1800 mm genişliğindeki iki ince metal levhanın spiral şeklinde sarılması ile elde edilir. İki levha arasına konulan saplamalar ile düzgün bir aralık sağlanabilir. Levhaların iki tarafı contalı kapaklar ile kapatılır. Akışkanlar birbirlerine göre paralel veya ters yönde akıtılabilir. Temizlenmeleri

kolay olduğundan bu ısı değıştircileri tortu yapabilen viskoz akışkanlar için çok uygundur [26].

Lamelli ısı değıştircileri

Bu ısı değıştircisi, bir gövde içine yassılanmış borulardan yapılan bir demetin yerleştirilmesi ile elde edilir. Bu borulara lamel adı verilir ve genellikle nokta veya elektrikli dikiş kaynağı ile birbirlerine tutturulur. Akışkanlardan birisi yassılanmış lamelli borular içinden akarken, diğerk akışkan bu lamellerin arasından akar. Gövde içinde ayrıca yönlendirme levhaları yoktur. Akış tek geçişli olup, akışkanlar birbirlerine göre ters veya paralel olarak akabilir [26].



Şekil 5.6. Lamelli ısı değıştircisi [26]

5.2.3. Kanatlı yüzeyli ısı değıştircileri

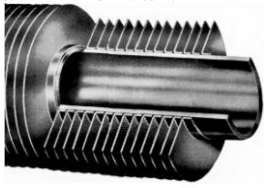
Borulu ve levhalı ısı değıştircilerinin ısı etkenliğini arttırılmak istenir ise, asıl ısıtma yüzeylerine kanat adı verilen çıkıntılar ilave edilerek ısıtma yüzeyleri büyütülebilir. Bu durumda, küçük hacimde daha fazla ısı geçişi sağlanabilmesine karşın, yüzeylere ilave edilen çıkıntıların oluşturduğu ilave basınç kayıpları göz önünde bulundurulmalıdır [28].

Levhalı kanatlı ısı değıştircileri

Bu tip ısı değıştircilerinde kanatlar, paralel levhalar halindeki yüzeyler arasına mekanik olarak preslenerek, lehimlenerek veya kaynak edilerek tespit edilir. İki tarafında da gaz akışkanla çalışan ısı değıştircilerinde her iki tarafa da kanat, gaz ve sıvı akışkanlar ile çalışan ısı değıştircilerinde ise genellikle sadece gaz tarafına kanat konur. Bazen kanatlara değışik formlar verilerek akışkanın kendi içinde karışması da sağlanabilir [26].

Borulu kanatlı ısı değıştircileri

Bir tarafından gaz, diğerk tarafından sıvı akan bu tip ısı değıştircilerinde, sıvı tarafındaki ısı taşıyım katsayısı daha yüksektir, bu nedenle çoğunlukla sıvı akışkan tarafı kanat gerektirmez. Diğerk taraftan mukavemet bakımından uygun geometri silindir olduğundan, ısı değıştircilerinde yüksek basınçlı akışkan boru içinden akıtılır. Bu yüzden pratikte dairesel veya oval kesitli boru dışındaki kanatlı yüzeyler ile daha çok karşılaşılır [26].



Şekil 5.7. Borulu kanatlı ısı değıştircisi [27]

5.2.4. Rejeneratif ısı değıştircileri

Bu tip ısı değıştircilerinde ısı önce sıcak akışkan tarafından bir ortamda depo edilir, daha sonra soğuk akışkana verilir. Isı geçişı dolaylıdır. Bunlara bazen rejeneratör adı

da verilir. Rejeneratör içinde, ısının depolandığı gözenekli elemanlara ise dolgu maddesi veya matris adı verilir. Rejeneratörlerin başlıca üstünlükleri şunlardır:

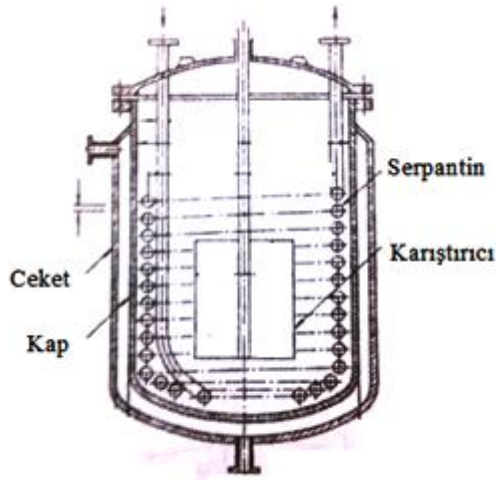
- Yüzey alanı yoğunluğu çok büyük değerlere çıkabilir,
- Diğer ısı değiştiricilerine göre ilk yatırım masrafı daha azdır,
- Sistemin kendi kendini temizleme özelliği vardır [28].

Bunlara karşılık bu ısı değiştiricinin sakıncaları ise şunlardır:

- Sadece gaz akışkan kullanılabilir,
- Sıcak ve soğuk akışkanlar arasında her zaman bir miktar kaçak vardır,
- Akışkanlar birbirlerine etki edebiliyor ise bu tip ısı değiştiricileri kesinlikle kullanılamaz [28].

5.2.5. Karıştırmalı ısı değiştiricileri

Karıştırmalı ısı değiştiricileri özellikle aralıklı çalışan ısıtma ve soğutma sistemlerinde, sıvıların ısıtılması ve soğutulması, eriyiklerin karıştırılması, katı parçacıkların süspansiyonu, dispersiyonu ve emülsiyonu gibi işlemlerde kullanılır. Karıştırıcı kap içindeki akışkanlar, dış yüzeye veya kap içine yerleştirilen ısıtıcı serpantinler yardımıyla soğutulur veya ısıtılır [28].



Şekil 5.8. Ceketli, serpantinli ve düz kanatlı karıştırıcı kap [28]

5.3. Isı Deęiřtircilerinin Uygulama Alanları

- Enerji
 - Jeotermal enerji,
 - Ko-jenerasyon,
 - Isı makineleri,
 - Termik santraller,
 - Atık ısının geri kazanımı,
 - Atık suyun soğutulması.
- Gıda teknolojisi
 - Soğuk muhafaza,
 - Dondurma.
- Elektronik endüstri
 - Bilgisayar teknolojisi,
 - Süper iletkenler,
 - Konvertörler,
 - Yükselticiler,
 - Dönüřtürücüler.

- Taşıma
 - Yağ soğutma,
 - Taşıt soğutma.
- Kimyasal endüstri
 - Soğutma kuleleri,
 - Damıtma,
 - Kimyasal işlemler.
- Sağlık
 - Böbrek diyaliz cihazları,
 - Kanın muhafazası,
 - Kanın soğutulması,
 - Morglar,
 - İlaç sektörü.
- Uzay çalışmaları
 - Uzay araçları,
 - Uçaklar,
 - Uzaydaki bilimsel çalışmalar.
- Konutlar
 - Elektrikli ısıtıcı,
 - Sıcak su tankı,
 - İklimlendirme,
 - Soğutma,
 - Buzdolabı,
 - Radyatörler [26].

6. YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ

6.1. Yoğuşma İşlemi

Bir maddenin toplamının doğal yollarla veya teknolojik bir şekilde ayrıştırılmasına veya bir yerden başka bir yere aktarılmasına kütle transferi denmektedir. Buharın yoğuşma işlemi kütle transferi sayesinde gerçekleşmektedir. Böylece buhar halindeki madde sıvı faza geçer ve buna da yoğuşma denir [29].

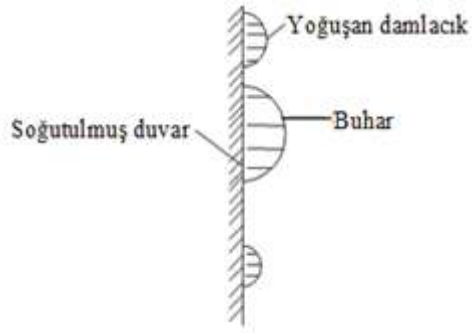
Yoğuşma işlemi doymuş buharın kendinden daha soğuk bir yüzeye temas etmesi ile başlar ve faz değişimi gerçekleşir. Eğer yüzey sıcaklığı buharın doyma sıcaklığından daha düşükse, buhar fazdaki madde sıvılaşır. Buhar akışı buharın tamamının sıvı faza dönüşmesine kadar kütle transferi sürer. Böylece buhar tamamen yoğuşmuş olur [29].

6.2. Yoğuşma Çeşitleri

Yoğuşma çeşitleri, yoğuşma sonucu ortaya çıkan tabakanın fiziksel özelliklerine bağlı olarak dört şekilde oluşabilirler.

6.2.1. Damlacık yoğuşması

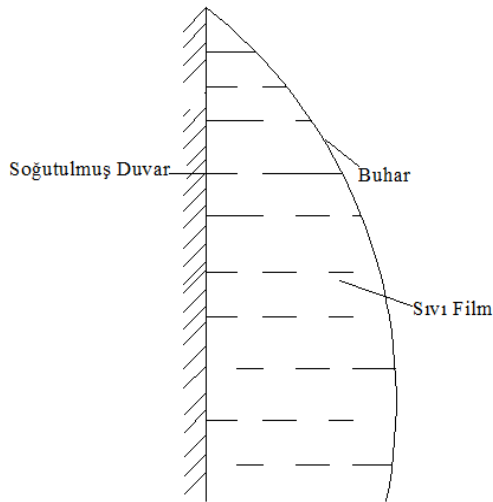
Damlacık yoğuşmada yoğuşmanın olduğu yüzeyin tamamı sıvı tarafından örtülmemektedir. Yoğuşmanın başlangıcında mm^2 başına 10^4 mertebesinde damlacık bulunmaktadır. Kısa süre sonra bunlar büyüyerek büyük damlacıklara dönüşmektedir. Oluşan büyük damlacıklar yerçekimi etkisi ile bulunduğu yerden uzaklaşmakta ve yerini yeni damlacıkların oluşmasına bırakmaktadır. Bazı maddelerin yoğuşması hep damlacık yoğuşması şeklinde olup bu tür yoğuşmalar için matematiksel model oluşturulamamıştır [6].



Şekil 6.1. Damlacık yoğuşması [29]

6.2.2. Film yoğuşması

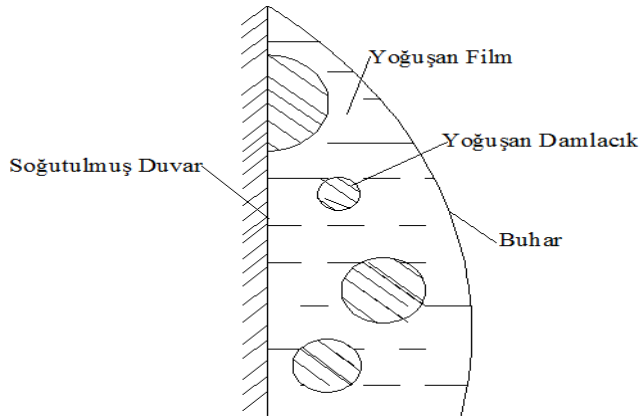
Film yoğuşmasında yüzeyin tamamı bir sıvı filmi tabakası tarafından örtülmektedir. Sıvı tabakanın akışını akışkanlar mekaniğinin temel yasaları yönetmektedir. Endüstriyel yoğuşturucularda görülen yoğuşma bu sınıfa girmektedir [29]. Şekil 6.2’de verilen dik bir levha yüzeyindeki sıvı film yerçekimi etkisiyle, levhanın üst noktasından aşağı doğru akar. Film kalınlığı, sıvı-buhar ara yüzeyindeki yoğuşma nedeniyle sürekli artar [20].



Şekil 6.2. Film yoğuşması [29]

6.2.3. Doğrudan temas ile yoğuşma

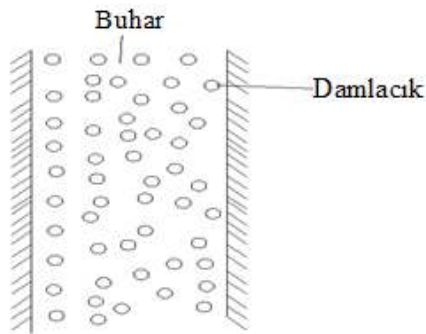
Doğrudan temas ile yoğuşma, bir buharın farklı cinsten bir sıvıya temas etmesi ile olur. Buharın yoğuşması ile oluşan sıvı ile yoğuşmayı sağlayan soğutma sıvısı biri birine karışmamaktadır[6].



Şekil 6.3. Doğrudan temas ile yoğuşma [29]

6.2.4. Homojen yoğuşma

Homojen yoğuşma, atmosferdeki su buharının atmosfer içerisinde bulunan toz veya benzer katı partiküllerle temas ederek yoğuşmasıdır[6].



Şekil 6.4. Homojen yoğuşma [29]

6.3. Yoğuşma Eşitlikleri

İki boyutlu zamandan bağımsız ısı iletim eşitliği,

$$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} = 0 \quad (6.1)$$

İki boyutlu zamandan bağımsız laminar akış için süreklilik eşitliği,

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (6.2)$$

İki boyutlu zamandan bağımsız laminar akış için x ve y doğrultularındaki momentum eşitlikleri,

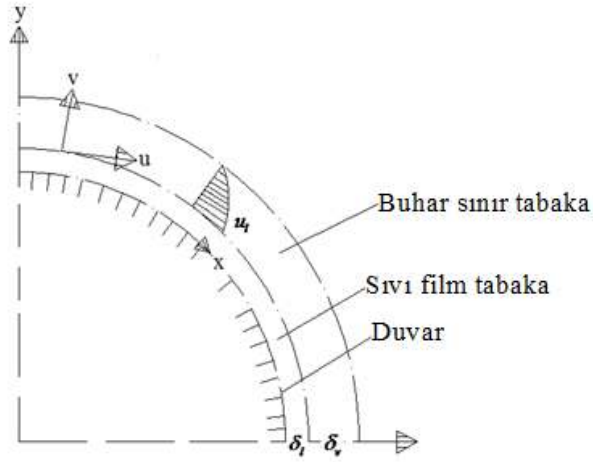
$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + X + \nu_l \left(\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} \right) \quad (6.3)$$

$$u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + Y + \nu_l \left(\frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} \right) \quad (6.4)$$

İki boyutlu zamandan bağımsız laminar akış için konveksiyon eşitliği,

$$u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} = \frac{k}{\rho c_p} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right) \quad (6.5)$$

olur [20].



Şekil 6.5. Silindirik yüzeydeki sıvı film tabakanın gösterimi [20]

Silindirik yüzeylerdeki ısı iletim eşitliği,

$$\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \varphi^2} = 0 \quad (6.6)$$

olur [20].

6.4. Sınır Şartları

Yoğuşma analizlerinde sınır şartları Şekil 6.5'e göre şu şekilde belirlenir;

Sıvı-katı ara yüzeyler için

$$u_l = 0 \quad (6.7)$$

$$T_l = T_w \quad (6.8)$$

Sıvı-gaz ara yüzeyler için

$$T_l = T_s \quad (6.9)$$

$$\left(\mu \frac{\partial u}{\partial y} \right)_l = \left(\mu \frac{\partial u}{\partial y} \right)_v \quad (6.10)$$

Sınır şartları yukarıda belirtildiği gibi olmaktadır [20].

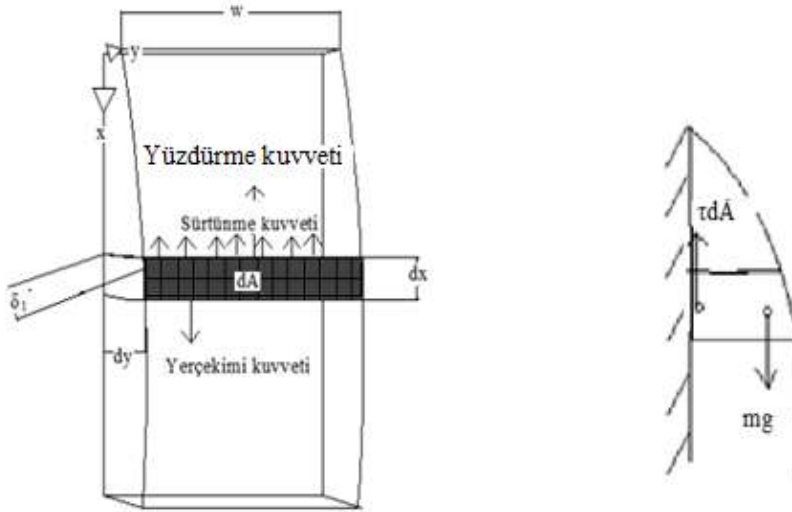
7. MATEMATİKSEL YAKLAŞIMLAR

7.1. Sıvı Film Tabakanın Yerçekimi Etkisi İle Akması Hali

Hakikatte yoğuşturucular içerisindeki yoğuşma dairesel tüplerin yüzeyinde olmaktadır. Bazı hallerde düz yüzeyler üzerinde de olabilir [26]. Düzlem yüzey üzerindeki yoğuşma analizinin esas avantajı yoğuşma probleminin basitleştirilmesi olup, momentum denklemindeki basınç teriminin ihmalı ile yapılmaktadır [20].

7.1.1. Düz yüzeylerde oluşan yoğuşma

Yoğuşan film tabakasının hareketinin sadece yerçekimi kuvveti ile sağlandığı yoğuşma şeklidir.



Şekil 7.1. Düzlem yüzeyde oluşan sıvı film tabakanın gösterimi [20]

Nusselt, yoğuşmada ısı transferi direncini tahmin etmek için bir çalışma yürütmüştür. Çalışmasında düşey izotermal bir yüzeyde buharın yoğuştuğu varsayılmıştır. Düşey yüzeyde oluşan yoğuşma sonucu ortaya çıkan film tabakası yerçekimi etkisi ile aşağı

doğru hareket etmektedir. Analizde akış laminar rejimde gerçekleşmekte ve ivmelenme sıfır olarak kabul edilmektedir. Sıvı filmin akış hareketini belirleyen yerçekimi kuvveti, akış istikametinde bir kuvvet uygular. Sıvı film, aşağı doğru hareket ederken ortam tarafından uygulanan bir kaldırma kuvvetine maruz kalır. Bu kuvvet yüzdürme kuvveti olarak bilinir ve akışa zıt istikamette oluşur. Düzlem yüzeyle sıvı film arasında oluşan sürtünme kuvveti ise akışa zıt istikamette etki eder [20].

Kuvvetlerin denge denklemi,

$$\rho_l g (\delta_l - y) w dx = \rho_v g (\delta_l - y) w dx + \tau w dx \quad (7.1)$$

olup, akışkanın Newtonian olduğu kabul edilip, τ 'nin yerine, $\mu \frac{du}{dy}$ yazılırsa,

$$\frac{du}{dy} = \frac{g}{\mu_l} (\delta_l - y) (\rho_l - \rho_v) \quad (7.2)$$

eşitliği elde edilir. Eş. 7.2 integrallenir ve hız profili,

$$u = \frac{\delta_l^2 g}{\nu_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \left[\frac{y}{\delta_l} - \frac{1}{2} \left(\frac{y}{\delta_l} \right)^2 \right] \quad (7.3)$$

şeklinde elde edilir. Düşey yüzey üzerindeki sıvı film tabakanın herhangi bir kesitinden aşağıya doğru akan kütleli debi,

$$m = \int_0^{\delta_l} u \rho_l dA \quad (7.4)$$

olur. Son eşitlikte $dA=wdy$ olarak tanımlanmaktadır. Eş. 7.3, Eş. 7.4'te yerine yazıldıktan sonra integrallenirse,

$$m = \frac{\rho_l g w}{v_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \frac{\delta_l^3}{3} \quad (7.5)$$

elde edilir. Eş. 7.5'in diferansiyelini almak suretiyle, Şekil 7.1'de görülen dA alanı üzerinde yoğunlaşan kütlesel miktarı,

$$dm = \frac{\rho_l g w}{v_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \delta_l^2 \frac{d\delta_l}{dx} dx \quad (7.6)$$

şeklinde belirlenir. Öte yandan ısı transferi miktarı ile yoğunlaşan kütlenin miktarı arasında,

$$dm = dq / h_{fg} \quad (7.7)$$

ilişkisi vardır. Sıvı tabaka içerisindeki sıcaklık dağılımının lineer olduğu kabul edilerek,

$$dq = -k_1 w dx \frac{T_w - T_s}{\delta_l}, \quad (7.8)$$

$$dm = -k_1 w dx \frac{T_w - T_s}{\delta_l h_{fg}}. \quad (7.9)$$

eşitlikleri yazılabilir. Eş. 7.6 ve 7.9'un birleşimi,

$$\frac{\rho_l g}{\nu_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \delta_l^2 \frac{d\delta_l}{dx} = -k_l \frac{T_w - T_s}{\delta_l h_{fg}} \quad (7.10)$$

diferansiyel denklemini verir. Eş.7.10'un $x=0$, $\delta_l=0$ sınır şartı ile integralenmesi sıvı tabaka kalınlığı için,

$$\delta_l = \left[\frac{4k_l (T_s - T_w) x \nu_l}{g (\rho_l - \rho_v) h_{fg}} \right]^{1/4} \quad (7.11)$$

eşitliğini verir. Yoğuşan film tabakası içerisinde bulunan, aşağı doğru uzunluğu dx olan bir hacim elemanı için enerji dengesi yazılırsa,

$$\alpha_x w dx (T_w - T_s) = -k_l w dx \frac{T_s - T_w}{\delta_l} \quad (7.12)$$

elde edilir. Buradan α_x çekilirse,

$$\alpha_x = \frac{k_l}{\delta_l} \quad (7.13)$$

sonucuna ulaşılır. Eş. 7.13 yerel ısı taşınım katsayısını ifade etmektedir. Eş 7.11'de bulunan δ_l , Eş. 7.13'te yerine yazılırsa,

$$\alpha_x = k_l \left[\frac{\rho_l g h_{fg} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right)}{4k_l \nu_l x (T_s - T_w)} \right]^{1/4} \quad (7.14)$$

olur. L uzunluğundaki bir düzlem yüzeyin tamamı için ortalama konvektif ısı taşınım katsayısı Eş. 7.14'ün integrallenmesi ile elde edilir.

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{L} \int_0^L \alpha_x dx = 0.943 \left[\frac{\rho_l g h_{fg} k_l^3 \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right)}{v_l L (T_s - T_w)} \right]^{1/4} \quad (7.15)$$

olur. Ortalama Nusselt sayısı,

$$\bar{Nu} = \frac{\bar{\alpha} L}{k_l} = 0.943 \left[\frac{\rho_l g h_{fg} L^3 \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right)}{v_l k_l (T_s - T_w)} \right]^{1/4} \quad (7.16)$$

olur. Bu eşitlikte L ile yüzeyin akış doğrultusundaki boyutu gösterilmektedir. Bu analizde yoğunlaşmış tabaka içerisindeki sıcaklık dağılımının lineer olduğu kabul edilmektedir.

Nusselt düz yüzeyler için yapmış olduğu çalışmayı eğik yüzeyler için de geliştirmiştir. Eğik yüzeylerde oluşan yoğunlaşma için, yerçekimi ivmesinin akış yönündeki bileşeni $g \sin \phi$ olarak ifade edilir. Yerçekiminin bu bileşeni Eş. 7.1'de yerine yazılır.

Kuvvetlerin denge denklemi,

$$\rho_l g \sin \phi (\delta_l - y) w dx = \rho_v g \sin \phi (\delta_l - y) w dx + \tau w dx \quad (7.17)$$

olup, akışkanın Newtonian olduğu kabul edilip, τ 'nin yerine, $\mu_l \frac{du}{dx}$ yazılırsa,

$$\frac{du}{dy} = \frac{g \sin \varphi}{\mu_l} (\delta_l - y)(\rho_l - \rho_v) \quad (7.18)$$

eşitliği elde edilir. Eş. 7.18 integrallenir ve hız profili,

$$u = \frac{\delta_l^2 g \sin \varphi}{\nu_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l}\right) \left[\frac{y}{\delta_l} - \frac{1}{2} \left(\frac{y}{\delta_l} \right)^2 \right] \quad (7.19)$$

şeklinde elde edilir. Düşey yüzey üzerindeki sıvı film tabakanın herhangi bir kesitinden aşağıya doğru akan kütleli debi,

$$m = \int_0^{\delta_l} u \rho_l dA \quad (7.20)$$

olur. Son eşitlikte $dA = w dy$ olarak tanımlanmaktadır. Eş. 7.19, Eş. 7.20'de yerine yazıldıktan sonra integrallenirse,

$$m = \frac{\rho_l g \sin \varphi w}{\nu_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l}\right) \frac{\delta_l^3}{3} \quad (7.21)$$

elde edilir. Eş. 7.21'in diferansiyelini almak suretiyle, Şekil 7.1'de görülen dA alanı üzerinde yoğunlaşan akışkanın kütleli miktarı,

$$dm = \frac{\rho_l g \sin \varphi w}{\nu_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l}\right) \delta_l^2 \frac{d\delta_l}{dx} dx \quad (7.22)$$

şeklinde belirlenir. Öte yandan ısı transferi miktarı ile yoğuşan kütlenin miktarı arasında,

$$dm = dq / h_{fg} \quad (7.23)$$

ilişkisi vardır. Sıvı tabaka içerisindeki sıcaklık dağılımının lineer olduğu kabul edilerek,

$$dq = -k_l w dx \frac{T_w - T_s}{\delta_l}, \quad (7.24)$$

$$dm = -k_l w dx \frac{T_w - T_s}{\delta_l h_{fg}}. \quad (7.25)$$

eşitlikleri yazılabilir. Eş. 7.22 ve 7.25'in birleşimi,

$$\frac{\rho_l g \sin \varphi}{v_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l}\right) \delta_l^2 \frac{d\delta_l}{dx} = -k_l \frac{T_w - T_s}{\delta_l h_{fg}} \quad (7.26)$$

diferansiyel denklemini verir. Eş.7.26'nın $x=0$, $\delta_l=0$ sınır şartı ile integrallenmesi sıvı tabaka kalınlığı için,

$$\delta_l = \left[\frac{4k_l (T_s - T_w) x v_l}{g \sin \varphi (\rho_l - \rho_v) h_{fg}} \right]^{1/4} \quad (7.27)$$

eşitliğini verir. Yoğuşan film tabakası içerisinde bulunan, aşağı doğru uzunluğu dx olan bir hacim elemanı için enerji dengesi yazılırsa,

$$\alpha_x w dx (T_w - T_s) = -k_l w dx \frac{T_s - T_w}{\delta_l} \quad (7.28)$$

elde edilir. Buradan α_x çekilirse,

$$\alpha_x = \frac{k_l}{\delta_l} \quad (7.29)$$

sonucuna ulaşılır. Eş. 7.29 yerel ısı taşınım katsayısını ifade etmektedir. Eş 7.27’de bulunan δ_l , Eş. 7.29’da yerine yazılırsa,

$$\alpha_x = k_l \left[\frac{\rho_l g \sin \phi h_{fg} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right)}{4 k_l v_l x (T_s - T_w)} \right]^{1/4} \quad (7.30)$$

olur. L uzunluğundaki bir düzlem yüzeyin tamamı için ortalama konvektif ısı taşınım katsayısı Eş. 7.30’un integralenmesi ile elde edilir.

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{L} \int_0^L \alpha_x dx = 0.943 \left[\frac{\rho_l g \sin \phi h_{fg} k_l^3 \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right)}{v_l L (T_s - T_w)} \right]^{1/4} \quad (7.31)$$

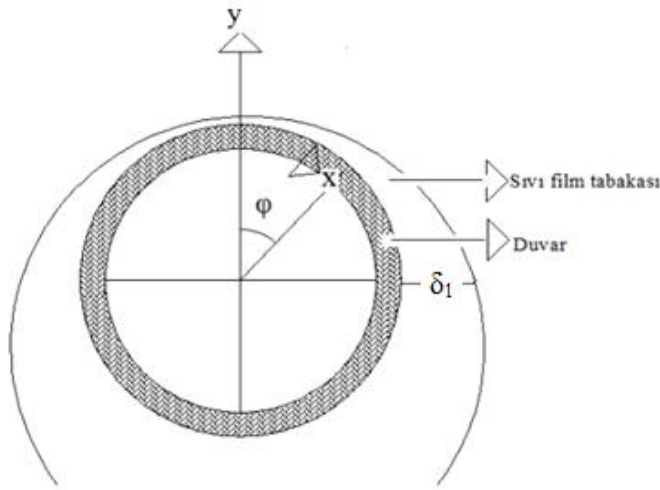
olur. Ortalama Nusselt sayısı,

$$\bar{Nu} = \frac{\bar{\alpha} L}{k_l} = 0.943 \left[\frac{\rho_l g \sin \phi h_{fg} L^3 \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right)}{v_l k_l (T_s - T_w)} \right]^{1/4} \quad (7.32)$$

olur.

7.1.2. Dairesel yüzeylerde oluşan yoğuşma

Sınır tabaka denklemlerinin düzlem yüzey üzerindeki çözümü ile dairesel yüzey üzerindeki çözümü arasındaki en büyük fark yüzey çevresindeki basınç değişiminden gelmektedir. Eğer yoğuşmanın olduğu yüzey eğri ise momentum denklemindeki basınç terimi önem kazanır. Bu durumda çözüm biraz daha karmaşıklaşmaktadır.



Şekil 7.2. Dairesel yüzeyde oluşan sıvı film tabakanın gösterimi [20]

Bölüm 7.1.1’de tanıtılan analiz, Nusselt tarafından silindirik yüzeyler üzerindeki yoğuşmanın, ısı taşınım katsayısını kapsayacak biçimde genişletilmiştir. Sıvı tabakanın kalınlığı umumiyetle tüp çapına göre çok küçüktür. Bu sebeple eğimli yüzey için verilen kuvvet dengesi burada da kullanılabilir.

Kuvvetlerin denge denklemi,

$$\rho_l g \sin \varphi (\delta_l - y) w dx = \rho_v g \sin \varphi (\delta_l - y) w dx + \tau w dx \quad (7.33)$$

olup, akışkanın Newtonian olduğu kabul edilip, τ 'nin yerine, $\mu_l \frac{du}{dy}$ yazılırsa,

$$\frac{du}{dy} = \frac{g \sin \varphi}{\mu_l} (\delta_l - y) (\rho_l - \rho_v) \quad (7.34)$$

eşitliği elde edilir. Eş. 7.34 integrallenir ve hız profili,

$$u = \frac{\delta_l^2 g \sin \varphi}{\nu_l} \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \left[\frac{y}{\delta_l} - \frac{1}{2} \left(\frac{y}{\delta_l} \right)^2 \right] \quad (7.35)$$

şeklinde elde edilir. Dairesel yüzey üzerindeki sıvı film tabakanın herhangi bir kesitinden aşağıya doğru akan kütleli debi,

$$m = \int_0^{\delta_l} u \rho_l dA \quad (7.36)$$

olur. Eş. 7.35, Eş. 7.36'da yerine yazıldıktan sonra integrallenirse,

$$m = \left(1 - \frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \frac{w g \sin \varphi \rho_l}{\nu_l} \frac{\delta_l^3}{3} \quad (7.37)$$

elde edilir. Eş. 7.37'nin diferansiyelini almak suretiyle,

$$dm = \left(\frac{gw(\rho_l - \rho_v)}{3\nu_l} \cos \varphi \delta_l^3 + \frac{gw \sin \varphi (\rho_l - \rho_v)}{\nu_l} \frac{3\delta_l^2}{3} \frac{d\delta_l}{d\varphi} \right) d\varphi \quad (7.38)$$

sonuc elde edilir. Öte yandan ısı transferi miktarı ile yoğuşan kütlenin miktarı arasında,

$$dm = \frac{dq}{hfg} \quad (7.39)$$

ilişkisi vardır. Sıvı tabaka içerisindeki sıcaklık dağılımının lineer olduğu kabul edilerek,

$$dq = -kw \frac{T_s - T_w}{\delta_l} r_o d\varphi \quad (7.40)$$

$$dm = -k_l w \frac{T_w - T_s}{\delta_l h_{fg}} r_o d\varphi, \quad (7.41)$$

şeklinde ifade edilir. Eş. 7.38 ve 7.41 birleştirilerek,

$$\frac{d\delta_l^4}{d\varphi} + \frac{4 \cos \varphi}{3 \sin \varphi} \delta_l^4 - \frac{4r_o (T_s - T_w) \nu_l k_l}{\sin \varphi h_{fg} g (\rho_l - \rho_v)} = 0 \quad (7.42)$$

diferansiyel denklemi elde edilir. Bu denklemin çözümü sayısal metot gerektirmektedir [20].

7.2. Sıvı Film Tabakanın Buhar Süpürmesi İle Akması Hali

Buhar süpürmesini hesaba katan analizlerden iki tanesi ön plana çıkmaktadır. Bunlardan birisi Nicol-Wallace, diğeri Shekriladze-Gomelaury'dir. Nicol-Wallace analizinde buhar tabaka ile sıvı tabaka arasındaki τ (kayma gerilmesi) belirlenirken, emme olarak tabir edilen yüzeye dik hız bileşeni göz ardı edilmiştir. Momentum denklemi,yoğuşmaz bir akışkanın hareketi dikkate alınarak çözülmüş ve kayma gerilmesi belirlenmiştir. Bu durum şüphesiz bir miktar hataya sebep olacaktır. Bu hata, kayma gerilmesinin daha küçük ortaya çıkması şeklinde etki yapar. Shekriladze-Gomelaury'nin çözümünde ise kayma gerilmesini belirlemek için,

$$v_o \frac{\partial u}{\partial y} = v_v \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad (7.43)$$

denklemi kullanılmıştır. Neticede kayma gerilmesi $\tau = \dot{m}(U_\infty - U_i)$ şeklinde ifade edilmiştir. Bu kayma gerilmesi gerçek haldekinden çok çok büyük bir değere haizdir. Bunun neticesi olarak yoğuşmuş tabakanın kalınlığı gerçek hale göre çok çok küçük hesaplanmaktadır. Neticede çok yüksek bir ısı taşınım katsayısı görülmektedir. Deneysel verilerle de uyuşmayan bu hal, tasarımcıların hatalı tasarım yapması ile neticelenebilir. Bunun için bu tezde Nicol-Wallace'in yaptığı gibi kayma gerilmesini hesaplarken kuru gaz akışı varsayımı yapılmıştır. Kullanılan eşitlikler Nicol-Wallace'in kullandığı eşitlikler olmamakla birlikte, kabuller aynıdır [20].

Buhar-sıvı ara yüzeyindeki viskoz sürtünme gerilmesinin belirlenmesi

Bilindiği üzere viskoz sürtünme gerilmesi Newton'un ikinci yasası ile

$$\tau = \mu \left(\frac{du}{dy} \right) \quad (7.44)$$

şeklinde ifade edilmektedir. $\left(\frac{du}{dy}\right)$ 'nin belirli hale getirilebilmesi için borunun çevresindeki hidrodinamik viskoz sınır tabaka bölgesinde

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (7.45)$$

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad (7.46)$$

denklemlerinin çözülmesi gerekmektedir. Görüldüğü üzere yukarıdaki denklemler u, v, p olmak üzere üç bilinmeyen ihtiva etmektedir. Sınır tabakanın içerisindeki basınç ile dışarısında bulunan serbest akış bölgesindeki basıncının aynı olduğu kabul edilmektedir. Silindirik cisimlerin dışarısındaki serbest akış bölgesindeki basıncın çevresel dağılımı Bernoulli denkleminden,

$$\frac{1}{2} U_c^2 + \frac{1}{\rho} p = c \quad (7.47)$$

Türev alınarak,

$$-\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} = U_c \frac{dU_c}{dx} \quad (7.48)$$

şeklinde belirlenir. Burada U_c ile serbest akış bölgesindeki hızın boruya teğet bileşeni gösterilmektedir. Bunu belirlemek için,

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (7.49)$$

$$\frac{\partial v}{\partial x} - \frac{\partial u}{\partial y} = 0 \quad (7.50)$$

denklemleri çözmemiz gerekir. Bu iki denklemi streamlinetransformasyonu kullanarak tek denkleme dönüştürmek mümkündür. Streamlinetransformasyonu

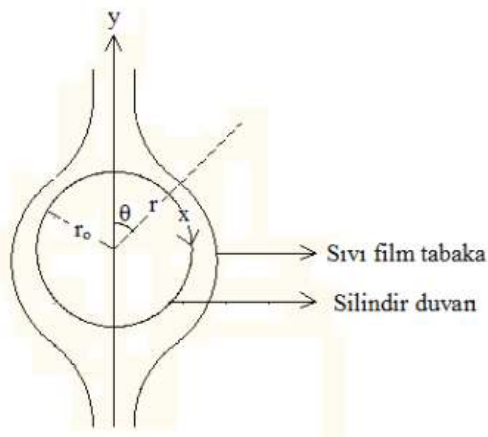
$$u = \frac{\partial \phi}{\partial y}, \quad (7.51)$$

$$v = -\frac{\partial \phi}{\partial x} \quad (7.52)$$

şeklinde tanımlanmaktadır. Bu transformasyon Eş.7.49 ve 7.50'ye girildiğinde, Eş.7.49 yok olmaktadır. Eş. 7.50,

$$\frac{\partial^2 \phi}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \phi}{\partial y^2} = 0 \quad (7.53)$$

olur.



Şekil 7.3. Yoğuşmuş sıvı film tabakanın silindir yüzeyindeki akışının gösterimi

Eş. 7.53 kartezyen koordinat için olup, silindirik koordinata dönüşümü,

$$\frac{\partial^2 \varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \varphi}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 \varphi}{\partial \theta^2} = 0 \quad (7.54)$$

şeklinde tanımlanır. Eş. 7.54'ün analitik çözümü mevcut olup,

$$\varphi = U_{\infty} \left(1 - \frac{r_o^2}{r^2} \right) r \sin \theta \quad (7.55)$$

şeklinde verilmektedir [31]. Silindirik boru etrafındaki akışın teğet bileşeni,

$$U_c = \frac{\partial \varphi}{\partial r} \quad (7.56)$$

ile tanımlıdır. $\frac{\partial \varphi}{\partial r}$ 'yi belirlemek için Eş.7.55'le tanımlı olan φ 'nin r 'ye göre türevini almak yeterli olur. İşlem,

$$U_c = U_{\infty} \left(- \left(-2 \frac{r_o^2}{r^3} \right) \right) r \sin \theta + U_{\infty} \left(1 - \frac{r_o^2}{r^2} \right) \sin \theta \quad (7.57)$$

ile neticelenir. Silindir yüzeyine teğet geçen akış hızı için $r=r_o$ değeri kullanılarak,

$$U_c = 2U_{\infty} \sin \theta \quad (7.58)$$

elde edilir. Eş.7.58'in türevi alınarak,

$$\frac{dU_c}{dx} = \frac{2}{D} 2U_{\infty} \cos \theta \quad (7.59)$$

şeklinde belirlenir. Eş. 7.46 ve Eş. 7.48'in birleştirilmesi ile birlikte,

$$U_c \frac{dU_c}{dx} = u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} - \nu_l \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad (7.60)$$

sonucu elde edilir. Eş. 7.58 ve 7.59, Eş. 7.60'ta yerine yazılırsa,

$$\frac{8}{D} U_\infty^2 \sin \theta \cos \theta = u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} - \nu_l \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad (7.61)$$

olur. Son denklemin çözümünden buhar tabaka ile sıvı tabaka arasındaki kayma gerilmesi belirlenebilmektedir.

Yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığının belirlenmesi

Eş. 6.3'te bulunan atalet terimleri ve basınç terimi ihmal edilerek,

$$\nu_l \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + g \sin \left(\frac{x}{r_0} \right) = 0 \quad (7.62)$$

elde edilir. Eş. 7.62'nin integralin almak suretiyle,

$$\frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{g}{\nu_l} \sin \left(\frac{x}{r_0} \right) y + c_1 \quad (7.63)$$

elde edilir. Eş. 7.63'ün integrali alınarak, sıvı tabaka içerisindeki hız dağılımının genel ifadesi,

$$u = -\frac{g}{v_l} \sin\left(\frac{x}{r_o}\right) \frac{y^2}{2} + c_1 y + c_2 \quad (7.64)$$

şeklinde belirlenir. Bu eşitlikte bulunan integral sabitlerinin yok edilmesi için,

$$y = 0, \quad u_l = 0$$

$$y = \delta_l, \quad \tau_i = \mu_v \left(\frac{\partial u}{\partial y} \right)_v$$

sınır şartları kullanılır. Sonuç,

$$u_l = -\frac{1}{2} \frac{g}{v_l} \sin\left(\frac{x}{r_o}\right) y^2 + \frac{\tau_i}{\mu_l} y + \frac{g \delta_l}{v_l} \sin\left(\frac{x}{r_o}\right) y \quad (7.65)$$

olur. Eş. 6.5,

$$\frac{\partial^2 T_l}{\partial y^2} = 0 \quad (7.66)$$

şeklinde basitleştirilebilir. Bu eşitliğin çözümü,

$$T_l = c_1 y + c_2 \quad (7.67)$$

olur. Son eşitliğe,

$$y = 0, \quad T_l = T_w$$

$$y = \delta_l, \quad T_s = T_w$$

sınır şartları empoze edilerek sıcaklık profili,

$$T = \frac{T_s - T_w}{\delta_l} y + T_w \quad (7.68)$$

sekinde elde edilir. Son eşitliğin y'ye göre türevi alınarak,

$$\left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)_i = \frac{T_s - T_w}{\delta_l} \quad (7.69)$$

olur. Buhar-sıvı ara yüzeyindeki ısı akısı ve kütle akısı arasındaki ilişki,

$$\dot{m} = \frac{q}{h_{fg}}, \quad (7.70)$$

$$\dot{m} = \frac{k_l}{h_{fg}} \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)_i \quad (7.71)$$

olur. Eş. 7.69, Eş. 7.71'de yerine yazılırsa,

$$\dot{m} = \frac{k_l}{h_{fg}} \left(\frac{T_s - T_w}{\delta_l} \right)_i \quad (7.72)$$

olur. Yoğuşmuş sıvı tabaka içerisindeki akışın kütleli debisi,

$$\dot{m} = \rho_l \frac{d}{dx} \int_0^{\delta_l} u_l dy \quad (7.73)$$

olur. Son eşitlikte $\dot{m}$ ara yüzeydeki yoğuşmanın kütleli debisidir. Eş. 7.65 ve 7.72, Eş. 7.73'te yerine yazılır ve yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı için,

$$\frac{\rho_l h_{fg}}{k_l \mu_l} \left[\left(\rho_l \delta_l^3 g \sin \frac{x}{r_0} + \tau_i \delta_l^2 \right) \frac{d\delta_l}{dx} + \frac{\rho_l \delta_l^4}{3} \frac{g}{r_0} \cos \frac{x}{r_0} + \frac{d\tau_i}{dx} \frac{\delta_l^3}{2} \right] = (T_s - T_w) \quad (7.74)$$

eşitliği kullanılır. $x=0,0$, $\frac{d\delta_l}{dx} = 0$ sınır şartı kullanılarak, Eş. 7.74 yeniden düzenlenir

$vex = 0.0$ 'dakiyoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı için,

$$\frac{\rho_l h_{fg}}{k_l \mu_l} \left[\frac{\rho_l \delta_l^4}{3} \frac{g}{r_0} \cos \frac{x}{r_0} + \frac{d\tau_i}{dx} \frac{\delta_l^3}{2} \right] = (T_s - T_w) \quad (7.75)$$

olur. Eş. 7.74 ve Eş. 7.75'in çözümleri sayısal metot gerektirmektedir [20].

7.3. Silindirik Borunun Cidarı İçerisindeki Sıcaklık Dağılımı İçin Enerji Denklemi

Silindirik cidarın içerisinde iki boyutlu bir kondüksiyon ısı transferi olayı vuku bulunmaktadır. Silindirik cidarın içerisindeki sıcaklık dağılımının belirlenmesinde,

$$\frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \theta^2} = 0 \quad (7.76)$$

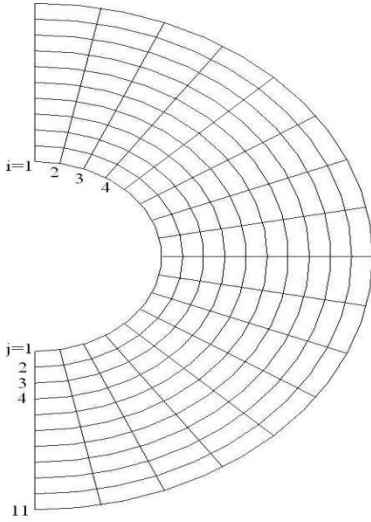
kullanılmaktadır. Son eşitliğin silindirik borunun cidarı içerisindeki çözümü sayısal yöntemle yapılmaktadır. Sonlu fark metodu kullanılacak olursa şekil 7.4'te görülen sonlu fark gridlemesi kullanılabilir. Eş. 7.76'nın sonlu fark şekli,

$$\frac{1}{r_{i,j}} \frac{T_{(i,j+1)} - T_{i,j}}{\Delta r} + \frac{T_{(i,j+1)} - 2T_{i,j} + T_{(i,j-1)}}{\Delta r^2} + \frac{1}{r_{i,j}^2} \frac{T_{(i+1,j)} - 2T_{i,j} + T_{(i-1,j)}}{\Delta \theta^2} = 0 \quad (7.77)$$

şeklinde ifade edilmektedir. Eş. 7.77'de bulunan i sayıcısı açısal doğrultudaki gridleri, j sayıcısı ise radyal (yarıçap) doğrultudaki gridleri göstermektedir. Eş. 7.77'den $T_{i,j}$ çekilirse,

$$T_{i,j} = \left(\frac{\frac{T_{(i,j+1)} + T_{(i,j-1)}}{2} + \frac{T_{(i+1,j)} + T_{(i-1,j)}}{2}}{\frac{1}{r_{i,j}\Delta r} + \frac{2}{\Delta r^2} + \frac{2}{r_{i,j}^2\Delta\theta^2}} \right) \quad (7.78)$$

olur. Şekil 7.4'e göre $i=1$ çizgisi çözümün yapılacağı bölgenin sınırlarından birisi olup bu çizgi üzerindeki gridlerdeki sıcaklıklar sınır şartı kullanılarak hesaplanır. $j=1$ ve $j=11$ çizgileri üzerinde bulunan grid noktalarındaki sıcaklıklarda yine sınır şartları kullanılarak hesaplanır. Şekil 7.4'e göre i 'nin maksimum değeri 37 olup bu çizgi üzerindeki grid noktalarındaki sıcaklıklarda yine sınır şartları kullanılarak hesaplanır. Çözüm bölgesinin içerisinde bulunan dahili grid noktalarındaki sıcaklıklar Eş. 7.78 ile hesaplanmaktadır.



Şekil 7.4 Silindirik cidarının içerisindeki gridler

8. SAYISAL HESAPLAMALAR VE SONUÇLARIN DEĞERLENDİRİLMESİ

Bu tezde yapılan örnek hesaplamaların amacı, içerisinde soğutucu akışkan geçen silindirik boru üzerinde dizel yakıt buharının yoğuşmasını incelemektir. Bölüm 7’de verilmiş olan denklemlerin çözümü için bir FORTRAN programı geliştirilmiştir. Farklı giriş parametreleri kullanılarak yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığının değişimi ve ona bağlı olarak ısı transferi ve yoğuşan madde miktarı incelenmiştir.

Silindir içerisinde geçen soğutma suyu sıcaklığı $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ sabit kabul edilmiş, yoğuşmakta olan dizel yakıt buharının sıcaklığı (T_s) 20°C ’den $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ ’ye kadar 20°C ’lik artışlarla yükseltilmiştir.

Yoğuşan sıvı film tabakanın dairesel yüzey üzerinden yerçekimi etkisi ile akması hali için Nusselt analizi, buhar süpürmesi ile akması hali için ise Nicol-Wallace analizi kullanılmıştır. Bu bölümde birinci örnek çalışmada sıvı filmin kalınlığının hesabında Nusselt yaklaşımı kullanılarak silindir dış yüzeyi sıcaklığı ile dizel yakıt buharının yoğuşma sıcaklığı arasındaki farka bağlı olarak yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı incelenmiştir. Daha sonra dizel yakıtının yoğuşma sıcaklığı ile silindirik boru dış yüzey sıcaklığı arasındaki farka bağlı olarak ısı taşınım katsayısı grafik haline getirilmiş ve yorumlanmıştır.

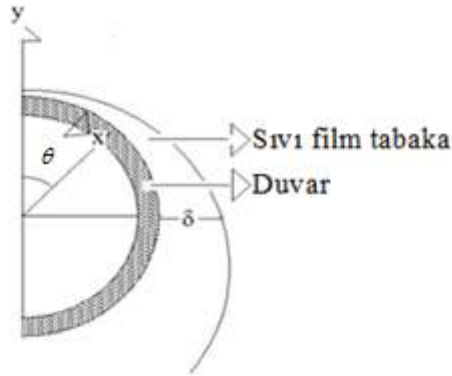
İkinci örnek çalışmada sıvı film tabakanın kalınlığını hesaplamada Nicol-Wallace yaklaşımı kullanılmıştır. Bunun için buhar-sıvı ara yüzeyindeki viskoz sürtünme gerilmesi öncelikli olarak hesaplanmış ve sonuçlar least-square ekstrapolasyonu ile cebirsel eşitliğe dönüştürülmüştür. Birinci örnekte olduğu gibi silindir dış yüzeyi sıcaklığı ile dizel yakıt buharının yoğuşma sıcaklığı arasındaki farka bağlı olarak yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı incelenmiştir. Daha sonra dizel yakıtının yoğuşma sıcaklığı ile silindirik boru dış yüzey sıcaklığı arasındaki farka bağlı olarak ısı taşınım katsayısı grafik haline getirilmiş ve yorumlanmıştır.

Matematiksel çalışması yapılan dizel yakıtının termofiziksel özellikleri çizelge 8.1’de verilmiştir.

Çizelge 8.1. Dizel yakıtının termofiziksel özellikleri [30]

$T(^{\circ}\text{C})$	$h_{fg} \cdot 10^{-3} (\text{J/kg})$	$\rho_l (\text{kg/m}^3)$	$\rho_v (\text{kg/m}^3)$	$k (\text{W/m}^{\circ}\text{C})$
20	151	838,5	0,365	0,1169
40	124	852	0,371	0,1146
60	75	865,4	0,376	0,1122
80	49	898,7	0,392	0,1099

8.1. İçerisinden Soğutucu Akışkan Geçen Silindirik Boru Üzerindeki Yoğuşmanın Nusselt Yaklaşımı



Şekil 8.1. Silindirik boru üzerindeki sıvı film tabakasının gösterimi [20]

Şekil 8.1’de silindirik boru üzerindeki yoğuşma görülmektedir. Borunun içerisinden soğutma sıvısı geçtiği için borunun dış yüzeyindeki sıcaklık, dış yüzeye temas eden doymuş buharın yoğuşma sıcaklığının biraz aşağısında kalmaktadır. Dış yüzeye temas eden doymuş buhar, burada buhar fazdan sıvı faza geçmektedir. Buhar fazdan sıvı faza geçen madde yüzey üzerinde belirli bir kalınlığı olan bir film tabakası oluşturmakta ve bu tabaka yer çekimi etkisi ile aşağı doğru akmaktadır. Aslında bu sürekli bir olay olduğu için buhar fazdan sıvı faza geçiş boru yüzeyinde değil sıvı

filminin yüzeyinde olmaktadır. Madde faz değiştirirken gizli buharlaşma ısısı kadar bir ısı açığa çıkmaktadır. Açığa çıkan bu ısı, üç ısıl direnç üzerinden geçerek soğutma suyuna ulaşmaktadır. Bu ısıl dirençleryoğuşmuş sıvı filminin direnci, boru cidar direnci ve borunun iç yüzeyindeki akışın konveksiyon direncidir. Sıvı tabakanın dış yüzeyinde açığa çıkan ısı, sıvı film üzerinden borunun dış yüzeyine transfer edilmesi bir konveksiyon olayı olarak ele alınmaktadır.

İçerisinden soğutucu akışkan geçen silindirik boru üzerindekiyoğuşmanınNusselt yaklaşımı ile incelenmesi için geliştirilen FORTRAN programı EK-1’de verilmiştir. Borunun dış yüzey sıcaklığı için soğutma suyu sıcaklığı ile dizel yakıtının yoğuşma sıcaklığı arasında kalan atma bir değer kullanılarak boru üzerindeki sıvı film tabakanın kalınlığı baştan sona Eş. 7.42 kullanılarak hesaplanmıştır. Daha sonra elde edilen sıvı film tabaka kalınlığı değerleri kullanılarak konvektif ısı taşınım katsayısı hesaplanmıştır. Hesaplanan konvektif ısı taşınım katsayıları konvektif sınır şartında

$$\left(-k \frac{dT}{dr} = \alpha(T_w - T_f) \right) \text{ kullanılarak borunun dış yüzeyindeki (j=11) grid sıcaklıkları}$$

hesaplanmıştır. Borunu iç yüzeyindeki grid sıcaklıklarını hesaplamak için

$$Nu = 0,023 Pr^{0,33} Re^{0,8} \text{ eşitliğinden Nusselt sayısı belirlenmiş ve ardından } \alpha = \frac{Nuk_f}{D}$$

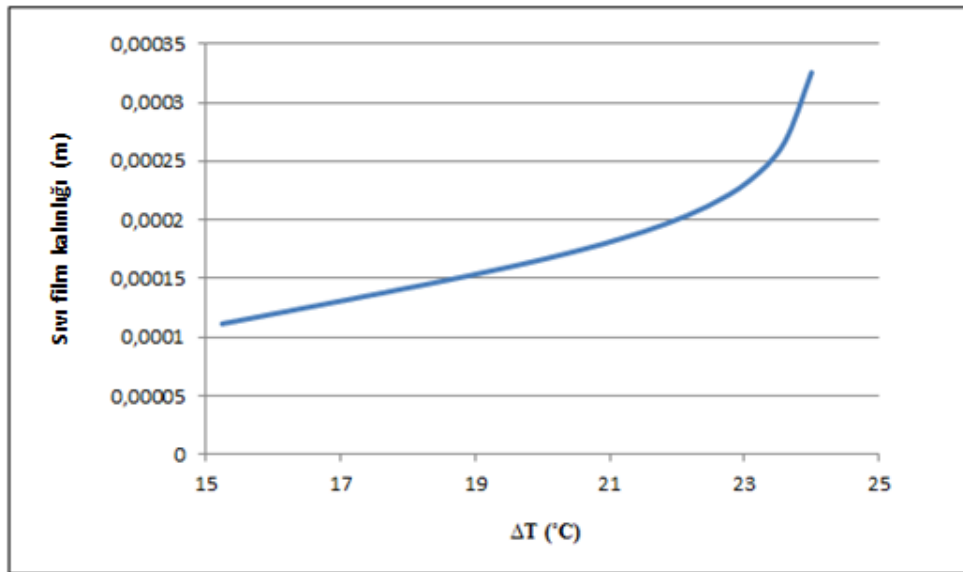
eşitliğinden konvektif ısı taşınım katsayısı hesaplanmıştır. Hesaplanan değerler konvektif sınır şartında kullanılarak borunun iç yüzeyindeki grid noktalarının sıcaklıkları hesaplanmıştır. Boru cidarı için $\theta = 0$ ve $\theta = \pi$ ’de bulunan grid

noktalarının sıcaklıkları $\frac{dT}{d\theta} = 0$ sınır şartından hesaplanmıştır. Aradaki gridlerin

sıcaklıkları Eş. 7.78 kullanılarak hesaplanmıştır. Borunun dış yüzeyinde bulunan grid noktalarının sıcaklıklarının yeni değerleri kullanılarak yoğuşmuş sıvı film tabakanın kalınlığı yeniden hesaplanmıştır. Bu işlemler beş kere tekrarlanarak gerek boru cidarındaki grid sıcaklıklarının, gerek sıvı film tabakanın kalınlığının iterasyondaniterasyona değişmez duruma gelmesi sağlanmıştır.

Şekil 8.2, 8.3, 8.4 ve 8.5'te ki grafiklerde, dizel yakıtının yoğuşma sıcaklığı (T_s) ile silindir cidarı dış yüzeyi sıcaklığı arasındaki farkın, yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı üzerindeki etkisi gösterilmiştir. Grafikler incelendiğinde dizel yakıtının yoğuşma sıcaklığı (T_s) ile silindir cidarı dış yüzeyi sıcaklığı arasındaki farkın azalması ile sıvı film tabaka kalınlığının azaldığı, sıcaklık farkının artması ile birlikte sıvı film tabaka kalınlığı değerinin arttığı görülmektedir.

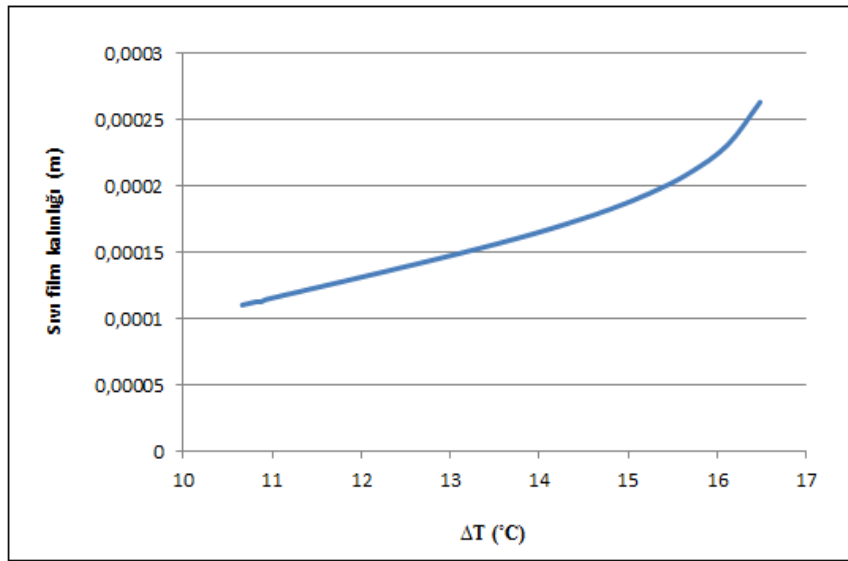
Şekil 8.6'da dizel yakıtının yoğuşma sıcaklığı (T_s) ile soğutma suyu sıcaklığı arasındaki farkın ısı taşınım katsayısı (α) üzerindeki etkisi gösterilmiştir. Grafikte de görüldüğü üzere sıcaklık farkı arttıkça ısı taşınım katsayısı azalmaktadır. Bunun sebebi ise sıcaklık farkının artması ile yoğuşan sıvı film tabaka miktarının artması ve sıvı filmin kalınlaşmasıdır. Sıvı film kalınlaştıkça $\alpha = k_f / \delta_f$ eşitliğinden dolayı sıvı filmin ısı taşınım katsayısı azalmaktadır.



Şekil 8.2. $T_s=80$ °C'de elde edilen sıcaklık farkı-sıvı film tabaka kalınlığı grafiği

Şekil 8.2’de yüzey sıcaklığı 80 °C için grafik oluşturulmuştur. Yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı, sıcaklık farkı 15,23559 °C ile en düşük değerde iken, 0,000112905 m ve sıcaklık farkı 23,9962 °C ile en yüksek değerde iken 0,000325 m olmaktadır.

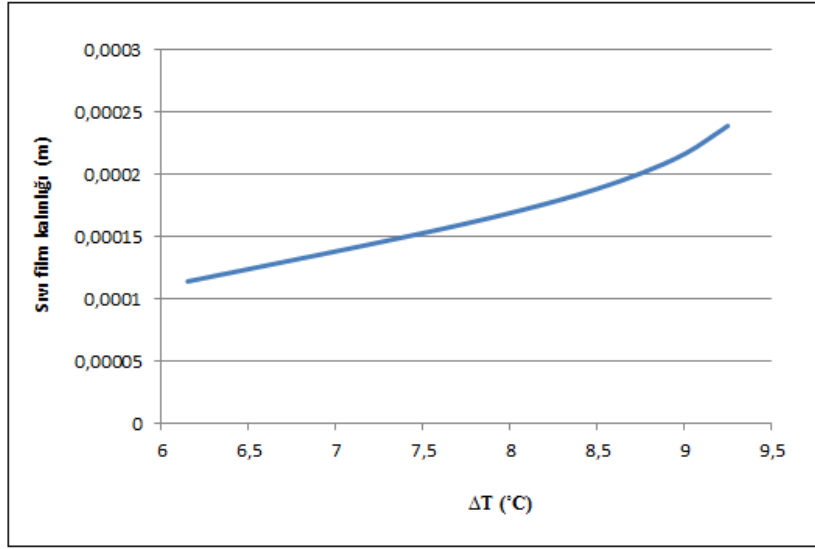
Elde edilensayısal değerler EK-5 ve EK-6’da verilmiştir.



Şekil 8.3. $T_s=60^\circ\text{C}$ ’de elde edilen sıcaklık farkı-sıvı film tabaka kalınlığı grafiği

Şekil 8.3’te yüzey sıcaklığı 60 °C için grafik oluşturulmuştur. Yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı, sıcaklık farkı 10,66009 °C ile en düşük değerde iken, 0,0001103977 m ve sıcaklık farkı 16,48427 °C ile en yüksek değerde iken 0,000263452 m olmaktadır.

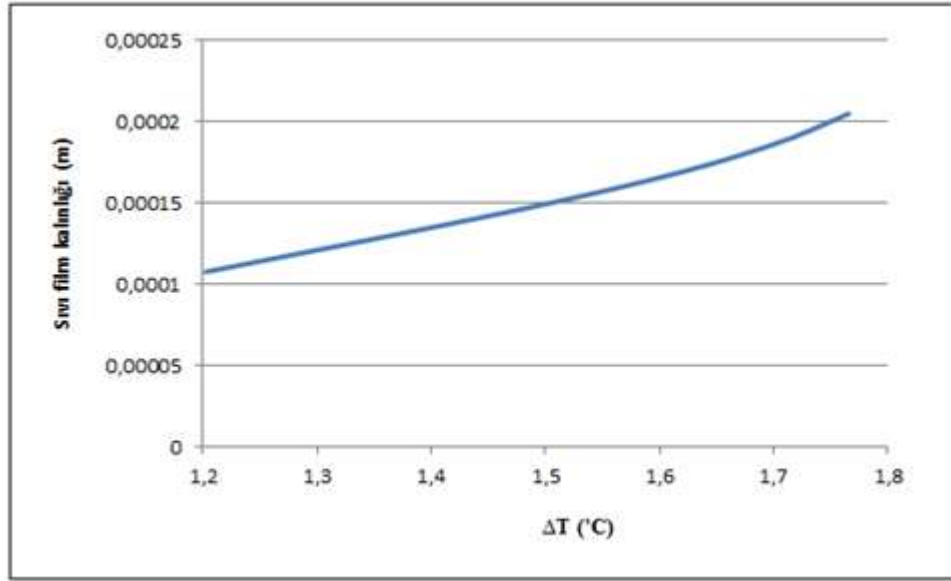
Elde edilen sayısal değerler EK-7 ve EK-8’de verilmiştir.



Şekil 8.4. $T_s=40^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıcaklık farkı-sıvı film tabaka kalınlığı grafiği

Şekil 8.4'te yüzey sıcaklığı 40°C için grafik oluşturulmuştur. Yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı, sıcaklık farkı $6,14928^\circ\text{C}$ ile en düşük değerde iken, $0,0001141615$ m ve sıcaklık farkı $9,24683^\circ\text{C}$ ile en yüksek değerde iken $0,0002390872$ m olmaktadır.

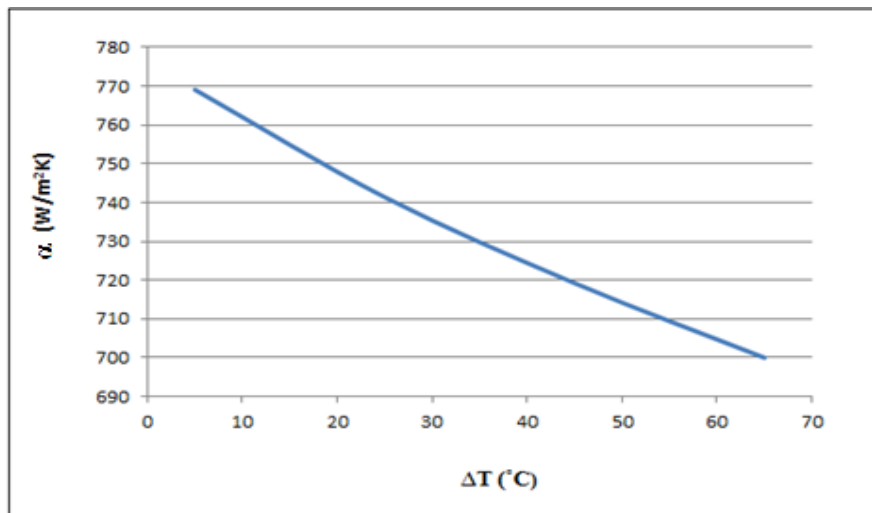
Elde edilen sayısal değerler EK-9 ve EK-10'da verilmiştir.



Şekil 8.5. $T_s=20^\circ\text{C}$ 'de elde edilen sıcaklık farkı-sıvı film tabaka kalınlığı grafiği

Şekil 8.5'te yüzey sıcaklığı 20°C için grafik oluşturulmuştur. Yoğuşan sıvı film tabaka kalınlığı, sıcaklık farkı $1,20259^\circ\text{C}$ ile en düşük değerde iken, $0,0001077383\text{ m}$ ve sıcaklık farkı $1,76559^\circ\text{C}$ ile en yüksek değerde iken $0,0002050082\text{ m}$ olmaktadır.

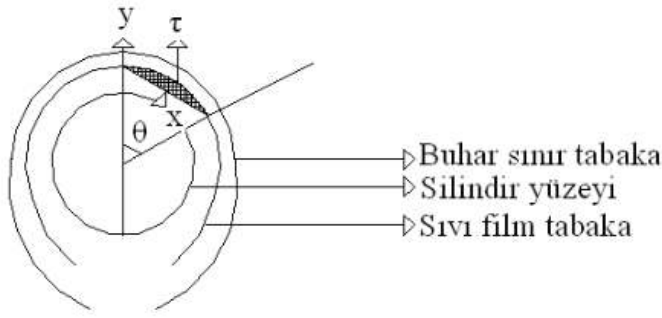
Elde edilen sayısal değerler EK-11 ve EK-12'de verilmiştir.



Şekil 8.6. Nusselt analizi için ısı transferi katsayısı-sıcaklık aralığı grafiği

Şekil 8.6’da verilen grafikte, yüzey sıcaklığı ile duvar sıcaklığı arasındaki fark 5°C iken ısı taşınım katsayısının $769,2628 \text{ W/m}^2\text{K}$, 25°C iken $741,5642 \text{ W/m}^2\text{K}$, 45°C iken $719,3942 \text{ W/m}^2\text{K}$ ve 65°C iken $699,8632 \text{ W/m}^2\text{K}$ olduğu görülmektedir.

8.2. İçerisinden Soğutucu Akışkan Geçen Silindirik Boru Üzerindeki Yoğuşmanın Nicol-Wallace Yaklaşımı



Şekil 8.7. Nicol-Wallace analizindeki buhar süpürmesinin gösterimi

Nicol-Wallace analizi Nusselt analizine göre daha kapsamlı bir çözüm içermekte olup, en büyük farklılığı şekil 8.7’de gösterilen buhar-sıvı ara yüzeyindeki viskoz sürtünmenin oluşmasıdır. Literatürde buhar süpürmesi veya kayma gerilmesi olarak ifade edilen buhar-sıvı ara yüzeyindeki viskoz sürtünme gerilimi $\tau = \mu(du/dy)$ ile tanımlanmaktadır.

Buhar-sıvı ara yüzeyindeki viskoz sürtünme geriliminin hesaplanabilmesi için öncelikle hidrodinamik buhar sınır tabaka içerisindeki hız profillerinin belirlenmesi gerekmektedir. Bunun için Eş. 7.45 ve 7.60’ın sonlu fark şekilleri kullanılmaktadır. Eş. 7.60 ve 7.45’in sonlu fark şekilleri,

$$u_{i,j} = \frac{\frac{u_{i,j}}{\Delta x} u_{i-1,j} + \frac{v_{i,j}}{\Delta y} u_{i,j-1} + \frac{v_l}{\Delta y^2} (u_{i,j-1} + u_{i,j+1}) + U_c \frac{dU_c}{dx}}{\left[\frac{u_{i,j}}{\Delta x} + \frac{v_{i,j}}{\Delta y} + \frac{2v_l}{\Delta y^2} \right]} \quad (8.1)$$

$$v_{i,j} = v_{i,j-1} + \frac{\Delta y}{\Delta x} (u_{i-1,j} - u_{i,j}) \quad (8.2)$$

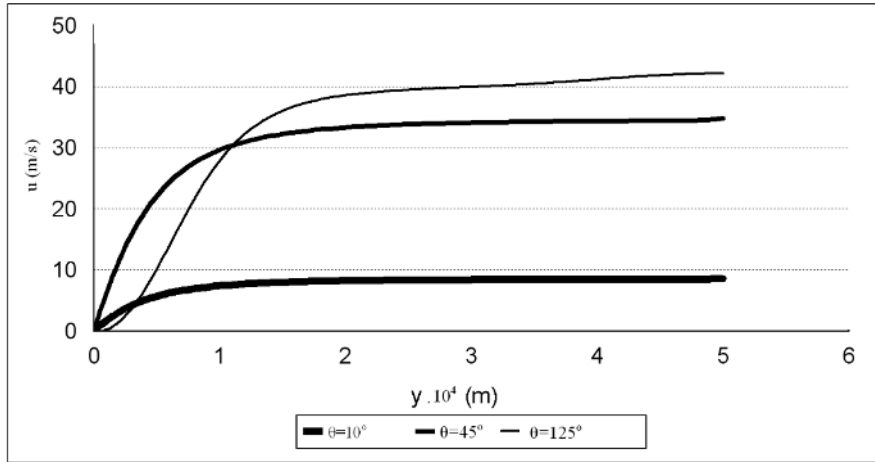
olur. Bu eşitliklerin çözümü için

$$x = 0, \quad \frac{du}{dx} = 0$$

$$y = 0, \quad u = 0, \quad v = 0$$

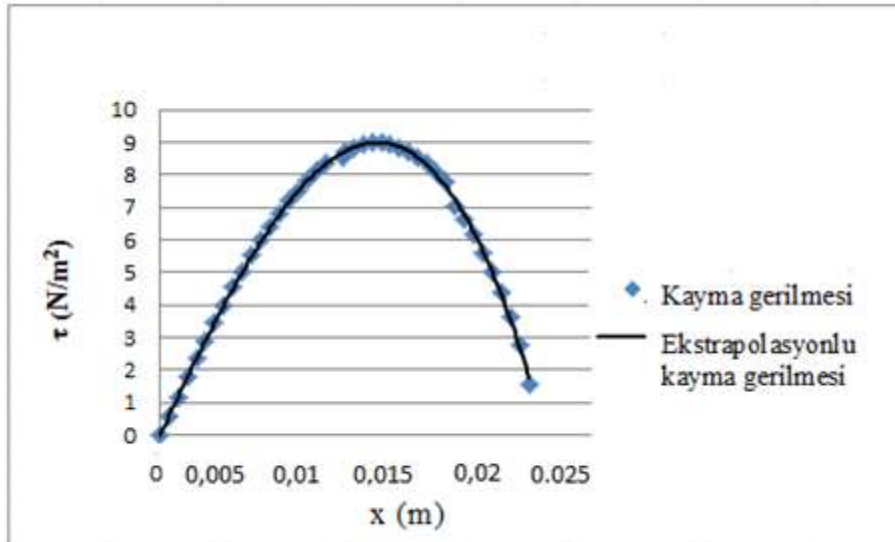
$$y = \infty, \quad u = U_c$$

sınır şartları kullanılmaktadır. $y = \infty$ ile kastedilen uzunluk hidrodynamic sınır tabakanın kalınlığıdır. Bu kalınlık belirsiz olduğu için makul bir atma değeri ile başlayıp atılan kalınlık içerisinde hız profilinin asimtotik biçimde serbest akış bölgesi hızına yaklaşıp yaklaşmadığı incelenir. Şekil 8.8’de $u = 25$ m/s serbest akış bölgesi hızı için elde edilen hız profilleri görülmektedir. Eğer hız profili serbest akış bölgesi hızına asimtotik biçimde yaklaşmıyorsa kabul edilen sınır tabaka kalınlığı arttırılır. Bir miktar fazla olması herhangi bir sakınca teşkil etmemektedir.



Şekil 8.8 Viskoz buhar sınır tabaka içerisindeki hız profilleri

Şekil 8.9 $U_\infty = 25 \text{ m/s}$ elde edilen kayma gerilmesinin x doğrultusundaki değişimi görülmektedir. Borunun tepe noktasından teğet hız 0 olduğu için kayma gerilmesi değeri de 0'dır. $x=0,01283 \text{ m}$ 'ye kadar kayma gerilmesi artış göstermekte ondan sonra azalmaktadır. Şekil 8.8'de görüldüğü üzere $x=0,025 \text{ m}$ 'de kayma gerilmesi değeri 0 olmaktadır.



Şekil 8.9. Kayma gerilmesi değerlerinin x aralığına bağlı değişimi

Kayma gerilmesi ile ilgili olarak elde edilensayısal değerler, EK-13 ve EK-14'te verilmiştir. Bunlardan birincisi ham değerleri ikincisi ise ekstrapolasyonun sonuçlarını göstermektedir.

Buharın serbest akış hızı $U_{\infty}=25\text{m/s}$ kabul edilerek elde edilen kayma gerilmesi dağılımı ekstrapole edilirse,

$$\tau = 589758x^4 - 2.10^6 x^3 - 12606x^2 + 1153,7x, \quad (8.3)$$

şeklinde olur. Eş. 8.13'ün türevi alınarak,

$$\frac{d\tau}{dx} = 2359032x^3 - 6.10^6 x^2 - 25212x + 1153,7 \quad (8.4)$$

sonucu elde edilir. Bu denklemler Eş. 7.74 ve 7.75'te kullanılacak olan ara yüzey kayma gerilmesi denklemleridir.

Eş. 7.44'ün kayma gerilmeli ve kayma gerilmesiz haller için çözümü Şekil 8.10, 8.11, 8.12 ve 8.13'te görülen grafikleri vermektedir. Bu grafiklerde kayma gerilmeli olarak adlandırılan eğimsel çizgi, sıvı-buhar ara yüzeyinde viskoz sürtünmenin olduğu hali nitelendirmektedir. Kayma gerilmesiz olarak adlandırılan eğimsel çizgi ise sıvı- buhar ara yüzeyinde viskoz sürtünmenin olmadığı hali nitelendirmektedir.

Kayma gerilmeli olarak adlandırılan eğimsel çizgilerde borunun tepe noktasında oluşan sıvı film kayma gerilmesinin etkisi altında kalmaktadır. Buna bağlı olarak $x=0.0$ m noktasından kayma gerilmesinin biteceği noktaya kadar oluşan sıvı film kalınlığı çok büyük farklılıklar göstermemektedir. Oluşan sıvı film tabaka yerçekimi kuvvetinin etkisi altında kalarak aşağı doğru seyir alır. Aşağı doğru seyir alan sıvı film tabakanın kayma gerilmesinin etkisi altından kurtulduğu ana kırılma noktası denir. Bu kırılma noktasından sonra ise sıvı film her hangi bir gerilme altında

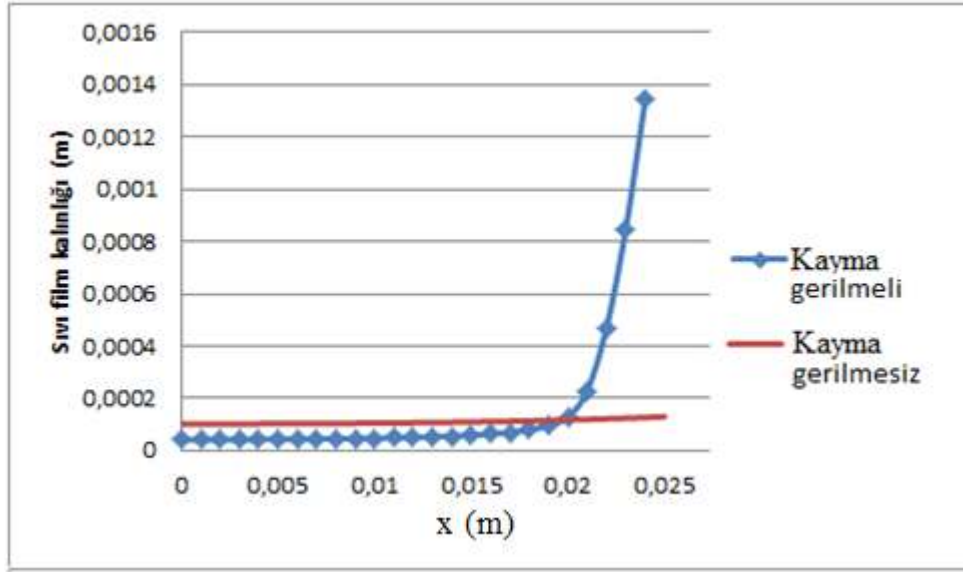
kalmayacağı için bir anda artış gösterir. Çünkü silindirin alt noktasında sıvı film, birikim oluşturur ve kalınlığı artar. Bu yüzden şekil 8.10, 8.11, 8.12 ve 8.13'te ki kayma gerilmeli olarak adlandırılan eğimsel çizgi kırılma noktasından sonra ani artış gösterir.

Kayma gerilmesiz olarak adlandırılan eğimsel çizgilerde borunun tepe noktasında yoğunlaşmaya başlayan sıvı film yerçekimi etkisi ile aşağı doğru akıp gitmektedir. Şekil 8.10, 8.11, 8.12 ve 8.13'te ki kayma gerilmesiz olarak adlandırılan eğimsel çizgi, sıvı-buhar ara yüzeyinde viskoz sürtünmenin olmadığı durumu nitelediği için herhangi bir anormal artış göstermemektedir.

Şekil 8.14'te boru üzerindeki ortalama ısı taşınım katsayısının dizel buharının yoğunlaşma sıcaklığı (T_s) ile soğutma suyu sıcaklığı (T_w) arasındaki farklarına bağlı olarak değişimleri incelenmiştir. Isı taşınım katsayısı ile yoğunlaşan sıvı film tabaka kalınlığı arasındaki ilişki $\alpha = k_f / \delta_f$ olduğundan dolayı, sıvı filmin artışı ile ısı taşınım katsayısının artışı ters orantı içerisinde hareket edecektir.

Şekil 8.14'te verilen grafikte eğimsel çizgiler azalan bir seyir gösterir. Bunun sebebi ise artan sıcaklık farkına bağlı olarak sıvı film tabakasının kalınlığının artmasıdır. Kalınlık arttığı zaman ise ısı transferi katsayısı azalmaktadır. Kayma gerilmesiz olarak adlandırılan eğimsel çizgi, kayma gerilmeli olarak adlandırılan eğimsel çizginin üzerinde kalmaktadır. Bunun sebebi ise kayma gerilmeli yoğunlaşmalarda oluşan sıvı film tabaka kalınlığının, kayma gerilmesiz yoğunlaşmalarda oluşan sıvı film tabaka kalınlığından daha büyük olmasıdır.

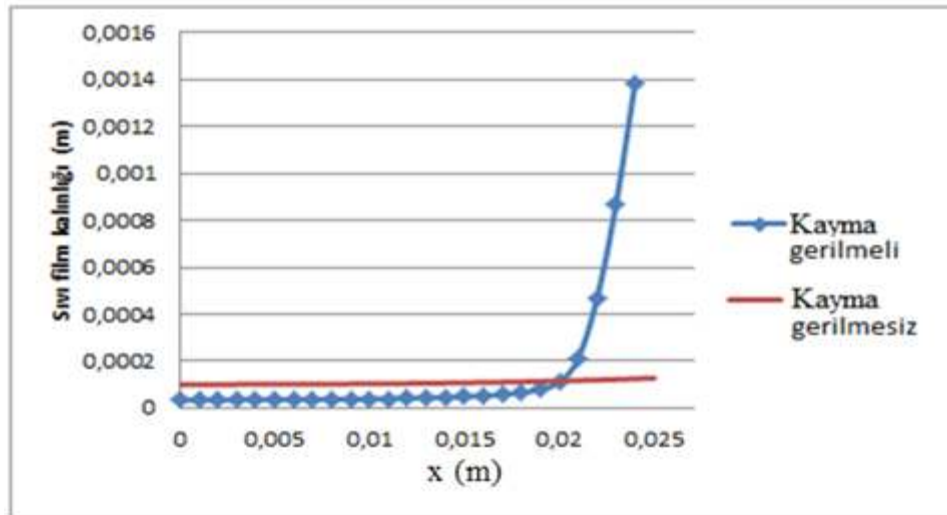
Buhar süpürmeli yoğunlaşmada borunun üst yüzeyinde ısı taşınım katsayısı çok yüksek olmakla birlikte kırılma noktasından sonra çok aşırı düşüş göstermektedir. Isı taşınım katsayısının boru üzerindeki ortalaması Nusselt analizinden elde edilen ortalamaya yaklaşılmaktadır. Bu sebeple Nusselt analizinin buhar süpürmeli hal içinde kullanılabileceği görülmektedir.



Şekil 8.10. TS=80 °C 'de elde edilen sıvı film tabakası-x değeri grafiği

Şekil 8.10'da verilen grafikte birikimin oluşmaya başladığı nokta $x=0,02-0,024$ m aralığında, $\delta_i=0,001295-0,00134201$ m aralığı olarak belirlenmektedir.

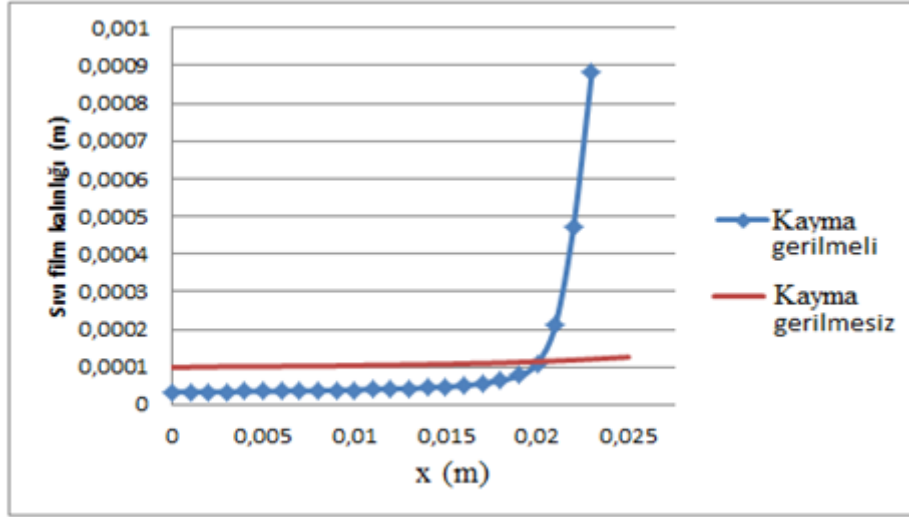
Elde edilen sayısal değerler EK-15 ve EK-19'da verilmiştir.



Şekil 8.11. TS=60 °C 'de elde edilen sıvı film tabakaları-x değeri grafiği

Şekil 8.11’de verilen grafikte birikimin oluşmaya başladığı nokta $x=0,021-0,024$ m aralığında, $\delta_1=0,0002111-0,0013865$ m aralığı olarak belirlenmektedir.

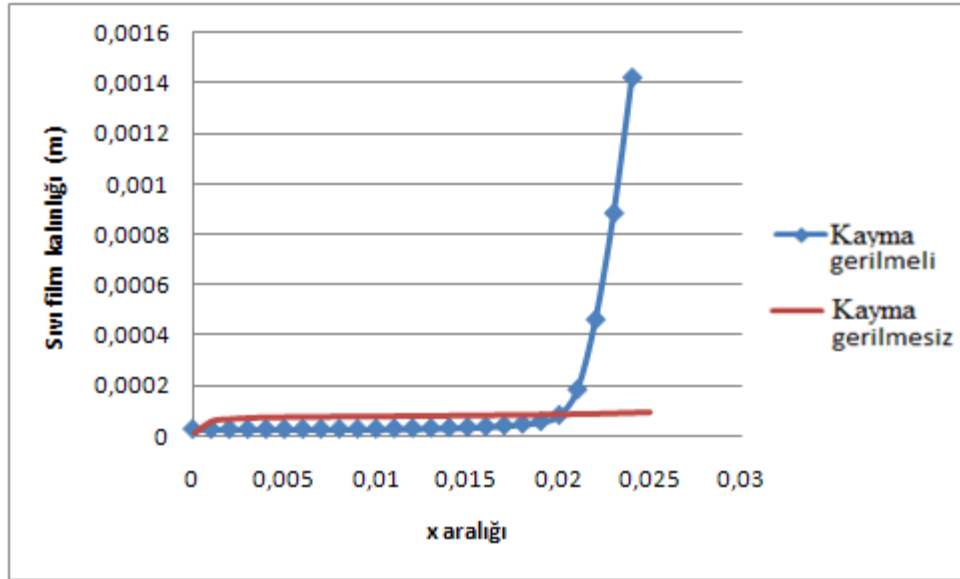
Elde edilen sayısal değerler EK-16 ve EK-20’de verilmiştir.



Şekil 8.12. TS=40 °C’de elde edilen sıvı film tabakaları-x değeri grafiği

Şekil 8.12’de verilen grafikte birikimin oluşmaya başladığı nokta $x=0,019-0,023$ m aralığında, $\delta_1=0,00007725-0,00088188$ m aralığı olarak belirlenmektedir.

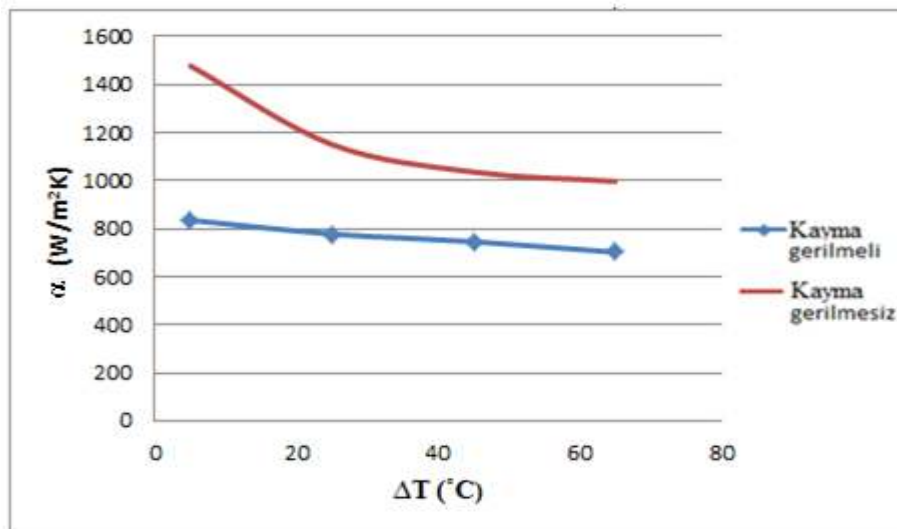
Elde edilen sayısal değerler EK-17 ve EK-21’de verilmiştir.



Şekil 8.13. TS=20 °C 'de elde edilen sıvı film tabakaları-x değeri grafiği

Şekil 8.13'de verilen grafikte birikimin oluşmaya başladığı nokta $x=0,019-0,022$ m aralığında, $\delta_1=0,00005607-0,0004604$ m aralığı olarak belirlenmektedir.

Elde edilen sayısal değerler EK-18 ve EK-22'de verilmiştir.



Şekil 8.14. Nicol-Wallace analizi için ısı transferi katsayısı-sıcaklık aralığı grafiği

Şekil 8.14'te verilen grafikte, yüzey sıcaklığı ile duvar sıcaklığı arasındaki fark 5°C iken ısı taşınım katsayısının $835,1193 \text{ W/m}^2\text{K}$, 25°C iken $777,5818 \text{ W/m}^2\text{K}$, 45°C iken $745,5645 \text{ W/m}^2\text{K}$ ve 65°C iken $702,1467 \text{ W/m}^2\text{K}$ olduğu görülmektedir.

9. SONUÇ VE ÖNERİLER

Bu tezde, silindirik boru üzerindeki dizel yakıt buharının yoğuşmasını incelemek üzere matematiksel bir çalışmayapılmıştır. FORTRAN programlama dilinde yazılmış bilgisayar programları yardımıyla sıvı tabakanın kalınlığı ve ısı taşınım katsayısının yerel değerleri belirlenmiştir. Bu değerle bağlı olarak basit bir model olan Nusselt analizi ve buhar süpürmesinin de hesaplamalara katılmış olduğu daha gelişmiş bir model olan Nicol-Wallace analizi kıyaslanmıştır.

Sonuç olarak;

1. Nusselt analizinde,silindir dış yüzeyiile dizel yakıt buharının yoğuşma sıcaklığı arasındaki fark arttığı zaman sıvı film tabakası kalınlığında arttığı belirlenmiştir.
2. Boru üzerindeki akıştax=0,012383 m'debuhar-sıvı ara yüzeyindeki viskoz sürtünme gerilmesinin en yüksek değereulaştığıbelirlenmiştir. Dizel yakıt buharın sınır tabaka ayrılmasının 125° civarında olduğu belirlenmiştir. Hava akışı için bu değer 108° olarak verilmektedir.
3. Nicol-Wallace analizinde buhar-sıvı ara yüzeyindeki viskoz sürtünme gerilmesi ihmal edildiği zamanlarda boru üzerindeki sıvı film tabaka kalınlığının çok büyük değer değişikliğine uğramadığı belirlenmiştir. Fakat buhar-sıvı ara yüzeyindeki viskoz sürtünme gerilmesinin olduğu zamanlarda sıvı film tabaka kalınlığı değerinin, boru alt yüzeyinde oluşan birikimden dolayı ani bir şekilde artış gösterdiği belirlenmiştir.
4. Yapılan analizlerde görülmüştür ki; borunun üst yüzeyinde Nusselt analizi ile gerçekleştirilen yoğuşmalarda, Nicol-Wallace analizi ile gerçekleştirilen

yoğuşmalara göre daha kalın, borunun alt yüzeyinde ise daha ince yoğuşmuş sıvı film tabaka görülmüştür.

Öneriler:

1. Yerçekimi etkisine bağlı olarak akan sıvı film tabakası için Nusselt analizi ve buhar süpürmesi etkisine bağlı olarak akansıvı film tabakası için Nicol-Wallace analizleri kullanılmıştır. Bu analizler dışındaki analizler kullanılarak daha farklı sayısal hesaplamalar geliştirilebilir ve sonuçları kıyaslanabilir.
2. Analizler için kullanılan soğutma suyu sıcaklığı ve buhar sıcaklığı değerleri için daha yüksek veya daha düşük değerler seçilip farklı matematiksel çalışmaları yapıldıktan sonra, film tabaka kalınlıkları kıyaslanabilir.
3. Program üzerinde başka yakıtlar için basit değişikliklerle farklı matematiksel çalışmalar geliştirilebilir.
4. Yapılan analizlerde yoğuşmanın gerçekleştiği yüzey silindirik yüzeyi olarak seçilmiş olup farklı geometrik şekillerdeki yüzeyler için yeni matematiksel çalışmalar geliştirilebilir.

KAYNAKLAR

1. Yorulmaz, Y., “ Petrol İşleme Teknolojisi ve Rafineri Üniteleri”, **ODTÜ**, Ankara, 8-25 (1982).
2. Kuleli, Ö., “Petrol Arıtım Teknolojisi”, **Hacettepe Üniversitesi**, Ankara, 12-36 (1981).
3. Nusselt, W., “Die Oberflächen Kondensation des Wasserdampfes”, **Zeitschrift des Vereines Deutscher Ingenieure**, 60: 541-546 (1916).
4. Shekrladze, I. G. ve Gomelaury, V. I., “Theoretical Study of a Laminar Film Condensation”, **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, 9: 581-591 (1966).
5. Nicol, A.A. ve Wallace, D.J., “The influence of Vapour Shear Force on Condensation on a Cylinder” **Symp. On Multi-Phase Flow System** 3-38 (1974).
6. Bell, K.J. ve Panchall, C.B., “Condensation 6th Int.”, **Heat Transfer Conference**, 6: 361-374 (1978).
7. Sparrow, E.M. ve Greag J.L., “Boundary-Layer Treatment of Laminar Film Condensation”, **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, 81: 13-18 (1959).
8. Koh, J.C.Y., “Film Condensation in a Forced-Convection Boundary-Layer Flow”, **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, 5: 941-954 (1962).
9. Sparrow, E.M. ve Eckert, “Effects of Superheated Vapor and Noncondensable Gases on Laminar Film Condensation” **AIChE Journal**, 7: 473-477 (1961).
10. Fujii, T., Uehara, H. ve Kurata, C., “Laminar Filmwise Condensation of Flowing Vapour on a Horizontal Cylinder”, **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, 15: 235-246 (1972).
11. Denny, E.E. ve Mills, A.F., “Laminar Film Condensation on a Horizontal Cylinder at Normal Gravity”, **Journal Of Heat Transfer**, 91: 495-501 (1969).
12. Rose, J.W., “Effect of Pressure Gradient in Forced Convection Film Condensation on a Horizontal Tube”, **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, 27: 39-46 (1983).

13. Karabulut, H., ve Ataer, Ö.E., “Numerical Analysis of Laminar Film-Wise Condensation”, *International Journal Of Refrigeration*, 19:117-123 (1996).
14. Sarma, P.K., Vijayalakshmi, B., Mayinger, F., Kakac, S., “Turbulent Film Condensation On a Horizontal Tube With External Flow Of Pure Vapors”, *International Journal Of Heat And Mass Transfer*, 41: 537-545 (1998).
15. Chen, C.K. ve Hu, H. P., “Turbulent Film Condensation On a Half Oval Body”, *International Journal Of Heat And Mass Transfer*, 46: 4271-4277 (2003).
16. Kutateladze, S.S., ve Gogonin, I.I., “Heat Transfer In Condensation Of Flowing Vapor On a Single Horizontal Cylinder”, *International Journal Of Heat And Mass Transfer*, 28: 1019-1030 (1985).
17. Dukler, A.E., “Fluids Mechanics And Heat Transfer In Vertical Falling-Film Systems”, *Chemical Engineering Progress Symposium*, 56: 1-10 (1960).
18. Lee, J., “Turbulent Film Condensation”, *American Institute of Chemical Engineering Journal*, 10: 540-544 (1964).
19. Mosaad, M., “Combined Free And Forced Convection Laminar Film Condensation On An Inclined Circular Tube With Isothermal Surface”, *International Journal Of Heat And Mass Transfer*, 42: 4017-4025 (1999).
20. Karabulut, H., “Condensation Heat Transfer in the Presence of Vapour Shear”, Doktora Tezi, *Heriot-Watt University*, Edinburgh, 13-40 (1991).
21. Beşergil, B., “Ham Petrolden Petrokimyasallara El Kitabı”, *Tükelmat A.Ş.*, İzmir, 27-33 (2007).
22. Gary, J.H., Handwerk G. ve Kaiser M., J., “Petroleum Refining 5th ed.”, *Marcel Dekker, Inc.*, 85-92 (2004).
23. İnternet : Petrol Ürünleri, “Motorin spifikasyonu”, <http://www.tupras.com.tr/detailpage.tr.php?strProductKey=403&lRedirectPageID=145202> (2002).
24. Beşergil, B., “Rafineri Prosesleri”, *Ege Üniversitesi Basımevi*, İzmir, 215-259 (2009).
25. Meyers, A., “Handbook of Petroleum Refining Processes 3rd ed.”, *Mc Graw Hill*, 56-61 (2001).

26. Genceli, O., “Isı Değiştiricileri”, *İstanbul Teknik Üniversitesi*, İstanbul, 1-89 (1999).
27. İnternet : Milli Eğitim Bakanlığı “Modüler Programlar Kursu”
http://www.cygm.meb.gov.tr/modulerprogramlar/kursprogramlari/tesisat/moduler/kondenserlerin_bakim_ve_montaji.pdf (2008).
28. Altınışık, K., “Uygulamalarla Isı Transferi”, *Nobel*, 556-569 (2003).
29. Stephan, K., “Heat Transfer in Condensation and Boiling”, Green, V.C.,
Springer-Verlag, 4-40 (1992).
30. Kolev, N.I., “Multiphase Flow Dynamics 4 2nd ed.”, *Springer*, 293-325 (1965).
31. Karabulut, H., “Akışkanlar Mekanięi”, *Gazi Üniversitesi*, Ankara, 55-95 (2012).

EKLER

EK-1. Dairesel Nusselt analizi ile dizel yakıtının yoğuşmasının program kodları

```

PROGRAM NUSSELT
DIMENSION T(50,11),R(50,11),S(50),SD(50),S2D(50),H(50)
REAL NU,KF,KW,KFC,L,MYAKIT
TCL=0.1097
HFG=151.0*1000.0
PI=3.1415
L=1.0
G=9.81
ROL=838.5
ROV=0.392
RI=0.0125
RO=0.014
D=2.0*RI
DR=(RO-RI)/10.0
DQ=0.087266462
RE=2.0*0.025*1000000.0/0.55
PR=6.14
NU=0.023*PR**0.33*RE**0.8
ALF=NU*KF/D
KW=50.0
KFC=0.67
TF=15.0
TS=80.0
A=PI*RO*2.0*L
CVL=0.55/1000000.0
C----- SINIR ŞARTLARI
C----- TEPE
DO M=1,1000
DO J=1,11
T(1,J)=T(2,J)
T(37,J)=T(36,J)
END DO
C----- İÇ VE DIŞ YÜZEYDEKİ ŞARTLAR
DO I=1,37
T(I,1)=(KW*T(I,2)/DR+ALF*TF)/(ALF+KW/DR)
T(I,11)=30.0
END DO
DO I=2,36
DO J=2,10

```

EK-1. (Devam) Dairesel Nusselt analizi ile dizel yakıtının yoğuşmasının program kodları

```

R(I,J)=DR*(J-1)+RI
T(I,J)=(T(I,J+1)/(R(I,J)*DR)+(T(I,J+1)+T(I,J-1))/DR**2+(T(I+1,J)+
*T(I-1,J))/(R(I,J)**2*DQ**2))/(1.0/(R(I,J)*DR)
*+2.0/DR**2+2/(R(I,J)**2*DQ**2))
END DO
END DO
PRINT*,T(37,11),T(36,11),M
END DO
WER=(4*RO*(TS-T(I,12))*CVL*TCL)/(HFG*G*(ROL-ROV))
S(1)=(3.0*WER/4.0)**0.25
SD(1)=0.0
S2D(1)=(S(1)/3.0)
DO I=2,37
Q=DQ*(I-1)
S(I)=S(I-1)+SD(I-1)*DQ+(S2D(I-1)*DQ**2)/2.0
SD(I)=(WER)/(4.0*S(I)**3*SIN(Q))-(S(I)*COS(Q))/(3.0*SIN(Q))
S2D(I)=(S(I))/(3.0)-(7.0*SD(I)*COS(Q))/(3.0*SIN(Q))
*-(3.0*SD(I)**2)/(S(I))
H(I)=KFC/S(I)
C----- PRINT*,S(I),I,H(I),T(I,1),T(I,11)
END DO
C-----
DO N=1,5
DO M=1,10000
DO J=1,11
T(1,J)=T(2,J)
T(37,J)=T(36,J)
END DO
DO I=1,37
T(I,1)=(KW*T(I,2)/DR+ALF*TF)/(ALF+KW/DR)
T(I,11)=(H(I)*TS+KW*T(I,10)/DR)/(KW/DR+H(I))
C----- PRINT*,T(I,11),T(I,1)
END DO
DO I=2,36
DO J=2,10
R(I,J)=DR*(J-1)+RI
T(I,J)=(T(I,J+1)/(R(I,J)*DR)+(T(I,J+1)+T(I,J-1))/DR**2+(T(I+1,J)+
*T(I-1,J))/(R(I,J)**2*DQ**2))/(1.0/(R(I,J)*DR)
*+2.0/DR**2+2/(R(I,J)**2*DQ**2))
END DO
END DO

```

EK-1. (Devam) İçerisinden su geçen boru için dairesel Nusselt analizi program kodları

```

C----- PRINT*,M
WER=(4*RO*(TS-T(I,12))*CVL*TCL)/(HFG*G*(ROL-ROV))
SD(1)=0.0
S(1)=(3.0*WER/4.0)**0.25
S2D(1)=(S(1)/3.0)
DO I=2,37
Q=DQ*(I-1)
S(I)=S(I-1)+SD(I-1)*DQ+(S2D(I-1)*DQ**2)/2.0
SD(I)=(WER)/(4.0*S(I)**3*SIN(Q))-(S(I)*COS(Q))/(3.0*SIN(Q))
S2D(I)=(S(I))/(3.0)-(7.0*SD(I)*COS(Q))/(3.0*SIN(Q))
*-(3.0*SD(I)**2)/(S(I))
C      PRINT*,S(I),T(I,11),T(I,1),I,N
END DO
END DO
SUM=0
TOT=0
DO I=1,37
TOT=TOT+T(I,11)
SUM=SUM+H(I)
END DO
HO=SUM/37
TO=TOT/37
C----- PRINT*,TO,HO
HEAT=HO*(TS-TO)*A
C----- PRINT*,HEAT
MYAKIT=HEAT/HFG
C      PRINT*,MYAKIT,HEAT,TO,HO
STOP
END

```

EK-2. Nicol-Wallace analizi ile dizel yakıtının yoğunlaştırılması için kayma gerilmesi tespitinin program kodları

```

PROGRAM TAO
DIMENSION U(901),V(901),UL(901),TAU(100)
REAL MU
UIN=25.0
JMAX=101
IMAX=3000
CV=5.243**(-7.0)
RO=1.21
MU=CV*RO
DX=0.0005346
DY=0.0005/100.0
D=25.0/1000.0
DO J=1,JMAX
  UL(J)=0.0
  U(J)=0.0
  V(J)=0.0
END DO
X=0.0
DO N=1,41
  X=X+DX
  UC=UIN*2.0*SIN(2.0*X/D)
  UCX=UIN*(4.0/D)*COS(2.0*X/D)
  U(JMAX)=UC
  DO I=1,IMAX
    DO J=2,JMAX-1
      U(J)=(UC*UCX+U(J)*UL(J)/DX+V(J)*U(J-1)/DY+
        *CV*(U(J+1)+U(J-1))/DY**2)/(U(J)/DX+V(J)/DY+2.0*CV/DY**2)
      V(J)=(U(J)-UL(J))*DY/DX+V(J-1)
    END DO
  END DO
  DO J=1,JMAX
    UL(J)=U(J)
  END DO
  TAU(N)=MU*(U(2)-U(1))/DY
  PRINT*,N,X,TAU(N)
END DO
DO J=1,JMAX
  C    Y=DY*(J-1)
  C    END DO
STOP
END

```

EK-3. Nicol-Wallace analizinde buhar süpürmesinin mevcut olduğu dizel yaktının yoğunlaştırılmasının program kodları

```

PROGRAM TAOLU
DOUBLE PRECISION DLE,KL,RO,MUL,DLY
A=859758.0
B=-2.0*10**6
C=-12606.0
D=1153.7
DX=1.0/1000.0
ROL=865.4
HFG=1245.0*10**3
KL=0.1122
G=9.81
TS=60.0
TW=15.0
X=0.024
RO=12.5/10**3
MUL=471.199/10**6
TO=A*X**4+B*X**3+C*X**2+D*X
DTO=4*A*X**3+3*B*X**2+2*C*X+D
DLE=0.000869823
DLY=0.001386504
H1=ROL*HFG/(KL*MUL)
H2=ROL*DLY**3*G*SIN(X/RO)
H3=TO*DLY**2
H4=(DLY-DLE)/DX
H5=ROL*DLY**4*G*COS(X/RO)/(3.0*RO)
H6=DTO*DLY**3/2.0
H7=TS-TW
P=H1*H5+H1*H6-H7
Q=H1*H2*H4+H1*H3*H4+H1*H5+H1*H6-H7
PRINT*,Q
STOP
END

```

EK-4. Nicol-Wallace analizinde buhar süpürmesinin mevcut olmadığı dizel yaktının yoğunlaştırılmasının program kodları

```

PROGRAM TAOSUZ
DOUBLE PRECISION DLE,KL,RO,MUL,DLY
A=0.00005
B=-0.005
C=0.058
D=3.111
DX=1.0/1000.0
ROL=838.5
HFG=492*10**3
KL=0.1169
G=9.81
TS=20
DLE=0.0000402
TW=15.0
X=0.022
RO=12.5/10**3
MUL=471.199/10**6
TO=A*X**4+B*X**3+C*X**2+D*X
DTO=4*A*X**3+3*B*X**2+2*C*X+D
DLY=0.0000411
H1=ROL*HFG/(KL*MUL)
H2=ROL*DLY**3*G*SIN(X/RO)
H3=TO*DLY**2
H4=(DLY-DLE)/DX
H5=ROL*DLY**4*G*COS(X/RO)/(3.0*RO)
H6=DTO*DLY**3/2.0
H7=TS-TW
P=H1*H5-H7
Q=H1*H2*H4+H1*H5-H7
PRINT*,Q
STOP
END

```

EK-5. 80°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığının ve yüzey sıcaklıkları değerleri

I	Kalınlık.10⁻⁴ (m)	T(I,1)(°C)	T(I,11)(°C)
2	1,112905	64,76441	67,19053
3	1,114393	64,75573	67,18101
4	1,116187	64,73875	67,16332
5	1,118948	64,71336	67,13679
6	1,12268	64,67957	67,10146
7	1,127369	64,63707	67,05707
8	1,133023	64,58583	67,0035
9	1,139664	64,5257	66,94054
10	1,147328	64,456	66,86788
11	1,15606	64,37661	66,785
12	1,165915	64,28693	66,69143
13	1,176959	64,18642	66,58656
14	1,18927	64,07439	66,4697
15	1,202941	63,95004	66,34005
16	1,218081	63,81242	66,19659
17	1,234818	63,6603	66,03807
18	1,253302	63,49234	65,86318
19	1,273716	63,30704	65,67026
20	1,296274	63,10257	65,45744
21	1,321291	62,87674	65,22248
22	1,348923	62,62714	64,96291

EK-5. (Devam) 80°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak daireselNusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığı ve yüzey sıcaklıkları değerleri

23	1,379722	62,35092	64,67564
24	1,414122	62,0499	64,35744
25	1,452741	61,70591	64,00469
26	1,496375	61,33003	63,6133
27	1,546073	60,91378	63,17933
28	1,603249	60,45391	62,69884
29	1,669874	59,9463	62,16886
30	1,748789	59,3969	61,58804
31	1,844289	58,80342	60,95838
32	1,963263	58,17788	60,28734
33	2,117673	57,54085	59,59174
34	2,330743	56,92971	58,9033
35	2,655832	56,40844	58,27766
36	3,256565	56,00038	57,81377
37	5,08057	56,00028	57,7648

EK-6. 80°C dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen yoğunlaşan dizel yakıtı miktarı

Myakıt.10⁻² (kg)	Q(joule)	Tort(°C)	Hort(W/m²°C)
4,24347	6407,65	64,399	4669,33

EK-7. 60 °C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığının ve yüzey sıcaklıkları değerleri

I	Kalınlık.10⁻⁴ (m)	T(I,1)(°C)	T(I,11)(°C)
2	1,103977	49,33991	51,04902
3	1,105454	49,33389	51,0424
4	1,107234	49,32206	51,03005
5	1,109972	49,30443	51,01163
6	1,113674	49,2809	50,987
7	1,118325	49,25136	50,95609
8	1,123934	49,21568	50,91877
9	1,130522	49,17371	50,87489
10	1,130125	49,12521	50,82421
11	1,146707	49,06995	50,76644
12	1,156562	49,00755	50,70124
13	1,16751	48,93761	50,62823
14	1,17973	48,85967	50,54685
15	1,193292	48,77314	50,45653
16	1,20831	48,67735	50,35659
17	1,224912	48,57151	50,2462
18	1,243249	48,45465	50,12439
19	1,263499	48,32577	49,99009
20	1,285876	48,18352	49,84189
21	1,310639	48,02642	49,6783
22	1,338102	47,85278	49,49753

EK-7. (Devam) 60°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak daireselNusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığı ve yüzey sıcaklıkları değerleri

23	1,368654	47,66066	49,29755
24	1,402779	47,44786	49,07602
25	1,441088	47,21196	48,83036
26	1,484372	46,95044	48,55781
27	1,533671	46,66071	48,25551
28	1,590389	46,34056	47,92072
29	1,65648	45,98842	47,5513
30	1,734761	45,60421	47,14626
31	1,829495	45,19043	46,70689
32	1,947515	44,75404	46,23835
33	2,100687	44,30926	45,7522
34	2,312047	43,88216	45,27062
35	2,63452	43,51753	44,83245
36	3,230443	43,28788	44,50717
37	5,039017	43,27788	44,4727

EK-8. 60°C dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen yoğunlaşan dizel yakıtı miktarı

Myakıt.10⁻² (kg)	Q(joule)	Tort(°C)	Hort(W/m²°C)
3,63841	4511,63	49,10353	4707,09

EK-9. 40 °C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığının ve yüzey sıcaklıkları değerleri

I	Kalınlık.10⁻⁴ (m)	T(I,1)(°C)	T(I,11)(°C)
2	1,141615	33,85072	34,80909
3	1,143142	33,84725	34,80529
4	1,144983	33,84048	34,79822
5	1,147815	33,83042	34,78765
6	1,151643	33,81693	34,77355
7	1,156453	33,80003	34,75584
8	1,162252	33,77962	34,73445
9	1,169065	33,75554	34,70926
10	1,176927	33,72776	34,68019
11	1,185884	33,69605	34,64703
12	1,195993	33,66028	34,60963
13	1,207322	33,62019	34,56771
14	1,219951	33,57552	34,52102
15	1,233975	33,52597	34,46925
16	1,249505	33,47116	34,412
17	1,266673	33,4106	34,34877
18	1,285635	33,34373	34,27899
19	1,306575	33,27001	34,20209
20	1,329715	33,18869	34,11728
21	1,355322	33,09892	34,02369
22	1,383723	32,99977	33,92034

EK-9. (Devam) 40°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak daireselNusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığı ve yüzey sıcaklıkları değerleri

23	1,415316	32,89013	33,80606
24	1,450604	32,7688	33,67962
25	1,490219	32,63446	33,53955
26	1,534979	32,48571	33,38432
27	1,585958	32,32111	33,21236
28	1,64461	32,1395	33,02218
29	1,712954	31,94004	32,81265
30	1,793905	31,72277	32,5833
31	1,891868	31,48918	32,33494
32	2,013911	31,24323	32,0758
33	2,172306	30,99301	31,79683
34	2,390872	30,75317	31,52618
35	2,724347	30,54875	31,28047
36	3,340578	30,42017	31,09848
37	5,211639	30,41017	31,07932

EK-10. 40°C dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen yoğunlaşan dizel yakıtı miktarı

Myakıt.10⁻² (kg)	Q(joule)	Tort(°C)	Hort(W/m²°C)
3,363083	2522,313	33,70430	4751,901

EK-11. 20 °C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığının ve yüzey sıcaklıkları değerleri

I	Kalınlık.10⁻⁴ (m)	T(I,1)(°C)	T(I,11)(°C)
2	1,077383	18,79741	18,99425
3	1,078824	18,79674	18,99352
4	1,080561	18,79541	18,99214
5	1,083234	18,79345	18,99007
6	1,086846	18,79082	18,98731
7	1,091386	18,78773	18,98387
8	1,096859	18,78355	18,9797
9	1,103289	18,77887	18,97478
10	1,110708	18,77345	18,96912
11	1,119161	18,76729	18,96267
12	1,128701	18,76032	18,95537
13	1,139393	18,75253	18,94721
14	1,151311	18,74383	18,93812
15	1,164546	18,73417	18,92802
16	1,179203	18,72349	18,91684
17	1,1954045	18,71166	18,9045
18	1,2133	18,69862	18,89087
19	1,233062	18,68424	18,87585
20	1,2549	18,66839	18,8593
21	1,279066	18,6509	18,84105
22	1,305868	18,63157	18,82088

EK-11. (Devam) 20°C’de dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen sıvı tabaka kalınlığı ve yüzey sıcaklıkları değerleri

23	1,335685	18,61016	18,79855
24	1,368987	18,58641	18,77379
25	1,406373	18,56007	18,74632
26	1,448614	18,53086	18,71583
27	1,496726	18,49849	18,682
28	1,552077	18,46269	18,6445
29	1,616576	18,42326	18,60305
30	1,692972	18,38018	18,55757
31	1,785424	18,33371	18,50814
32	1,9006	18,28458	18,45531
33	2,050082	18,23441	18,40037
34	2,256351	18,18611	18,34579
35	2,571064	18,14478	18,29599
36	3,152623	18,11871	18,25891
37	4,91841	18,11771	18,25494

EK-12. 20°C dizel yakıtının yoğunlaştırılması ile ilgili olarak dairesel Nusselt analizinde belirlenen yoğunlaşan dizel yakıtı miktarı

Myakıt.10⁻² (kg)	Q(joule)	Tort(°C)	Hort(W/m²°C)
1,059564	519,1863	18,7762	4823,28

EK-13. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için belirlenen kayma gerilmesi değerleri

N	X (m)	Kayma Gerilmesi (N/m²)
1	0	0
2	0,000535	0,593881
3	0,001069	1,184982
4	0,001604	1,77079
5	0,002138	2,348817
6	0,002673	2,916601
7	0,003208	3,471718
8	0,003742	4,011792
9	0,004277	4,534502
10	0,004811	5,037588
11	0,005346	5,518873
12	0,005881	5,976249
13	0,006415	6,4077
14	0,00695	6,811301
15	0,007484	7,185237
16	0,008019	7,527787
17	0,008554	7,837353
18	0,009088	8,112446
19	0,009623	8,351696
20	0,010157	8,553858
21	0,010692	8,717811
22	0,011227	8,842551
23	0,011761	8,927208
24	0,012296	8,971026
25	0,01283	8,97365
26	0,013365	8,933689
27	0,0139	8,851572
28	0,014434	8,726672
29	0,014969	8,558699
30	0,015503	8,347403
31	0,016038	8,092542
32	0,016573	7,793835
33	0,017107	7,062979
34	0,017642	6,629138

EK-13. (Devam) Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için belirlenen kayma gerilmesi değerleri

35	0,018176	6,147614
36	0,018711	5,615522
37	0,019246	5,027928
38	0,01978	4,375922
39	0,020315	3,641774
40	0,020849	2,7812
41	0,021384	1,589387

EK-14. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi Least-Square ekstrapolasyonu ile belirlenen kayma gerilmesi değerleri

N	X (m)	Kayma Gerilmesi(N/m²)
1	0	0
2	0,000535	0,61286
3	0,001069	1,216682
4	0,001604	1,809634
5	0,002138	2,389889
6	0,002673	2,955618
7	0,003208	3,504996
8	0,003742	4,036198
9	0,004277	4,547401
10	0,004811	5,036787
11	0,005346	5,502533
12	0,005881	5,942824
13	0,006415	6,355843
14	0,00695	6,739778
15	0,007484	7,092814
16	0,008019	7,413141
17	0,008554	7,698952
18	0,009088	7,948438
19	0,009623	8,159793
20	0,010157	8,435955
21	0,010692	8,458866
22	0,011227	8,547045
23	0,011761	8,587856
24	0,012296	8,581534
25	0,01283	8,526283
26	0,013365	8,420309
27	0,0139	8,26182
28	0,014434	8,049026
29	0,014969	7,780583
30	0,015503	7,453369
31	0,016038	7,066933

EK-14. (Devam) Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi Least-Square ekstrapolasyonu ile belirlenen kayma gerilmesi değerleri

32	0,016573	6,619047
33	0,017107	6,107928
34	0,017642	5,531797
35	0,018176	4,888874
36	0,018711	4,177383
37	0,019246	3,395564
38	0,01978	2,541613
39	0,020315	1,613846
40	0,020849	0,610274
41	0,021384	0,47065

EK-15. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için
 $TS = 80^{\circ}C$ 'de belirlenen sıvı film tabakası değerleri

X (m)	Kalınlık (m)
0	0,000041
0,001	0,0000414
0,002	0,0000417
0,003	0,0000421
0,004	0,0000426
0,005	0,0000429
0,006	0,0000435
0,007	0,0000443
0,008	0,0000452
0,009	0,0000462
0,01	0,0000473
0,011	0,0000488
0,012	0,0000506
0,013	0,0000528
0,014	0,0000554
0,015	0,0000588
0,016	0,0000633
0,017	0,0000695
0,018	0,0000789
0,019	0,00009501
0,02	0,0001295
0,021	0,0002286
0,022	0,00046956
0,023	0,00084841
0,024	0,00134201

EK-16. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için

$TS = 60^{\circ}C$ 'de belirlenen sıvı film tabakası değerleri

X (m)	Kalınlık (m)
0	0,000034
0,001	0,0000342
0,002	0,0000345
0,003	0,0000348
0,004	0,0000351
0,005	0,0000355
0,006	0,0000359
0,007	0,0000364
0,008	0,000037
0,009	0,0000378
0,01	0,0000389
0,011	0,0000401
0,012	0,0000415
0,013	0,0000432
0,014	0,0000454
0,015	0,0000482
0,016	0,00005201
0,017	0,00005731
0,018	0,00006519
0,019	0,00007893
0,02	0,0001101
0,021	0,0002111
0,022	0,00046927
0,023	0,00086982
0,024	0,0013865

EK-17. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için

$TS = 40^{\circ}C$ 'de belirlenen sıvı film tabakası değerleri

X (m)	Kalınlık (m)
0	0,0000335
0,001	0,0000339
0,002	0,0000341
0,003	0,0000345
0,004	0,0000349
0,005	0,0000353
0,006	0,0000359
0,007	0,0000365
0,008	0,0000373
0,009	0,0000381
0,01	0,0000391
0,011	0,0000402
0,012	0,0000416
0,013	0,0000433
0,014	0,0000449
0,015	0,000047
0,016	0,0000506
0,017	0,0000558
0,018	0,0000636
0,019	0,00007725
0,02	0,0001082
0,021	0,00021048
0,022	0,00047397
0,023	0,00088188

EK-18. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için

$TS = 20^{\circ}C$ 'de belirlenen sıvı film tabakası değerleri

X (m)	Kalınlık (m)
0	0,00002505
0,001	0,00002515
0,002	0,00002525
0,003	0,00002535
0,004	0,00002545
0,005	0,00002557
0,006	0,00002587
0,007	0,00002597
0,008	0,00002607
0,009	0,00002627
0,01	0,00002667
0,011	0,00002797
0,012	0,00002887
0,013	0,00002987
0,014	0,00003107
0,015	0,00003287
0,016	0,00003557
0,017	0,00003957
0,018	0,00004557
0,019	0,00005607
0,02	0,00008107
0,021	0,00018207
0,022	0,0004604

EK-19. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için

$TS = 80^{\circ}C$ 'de buhar süpürmesi ihmal edilerek belirlenen sıvı film tabakası değerleri

X (m)	Kalınlık (m)
0	0,000102
0,001	0,0001023
0,002	0,0001024
0,003	0,0001025
0,004	0,0001027
0,005	0,0001029
0,006	0,0001032
0,007	0,0001037
0,008	0,0001041
0,009	0,0001047
0,01	0,0001054
0,011	0,0001061
0,012	0,0001069
0,013	0,0001078
0,014	0,0001088
0,015	0,0001099
0,016	0,0001111
0,017	0,0001124
0,018	0,0001139
0,019	0,0001155
0,02	0,0001174
0,021	0,0001195
0,022	0,0001217
0,023	0,0001241
0,024	0,0001267
0,025	0,0001297

EK-20. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için

$TS = 60^{\circ}C$ 'de buhar süpürmesi ihmal edilerek belirlenen sıvı film tabakası değerleri

X (m)	Kalınlık (m)
0	0,000099
0,001	0,0001
0,002	0,00010075
0,003	0,00010122
0,004	0,00010163
0,005	0,00010201
0,006	0,00010211
0,007	0,00010219
0,008	0,00010225
0,009	0,00010271
0,01	0,00010295
0,011	0,0001038
0,012	0,0001048
0,013	0,0001057
0,014	0,0001067
0,015	0,0001079
0,016	0,0001091
0,017	0,0001105
0,018	0,000112
0,019	0,0001137
0,02	0,0001155
0,021	0,0001175
0,022	0,0001196
0,023	0,0001219
0,024	0,0001245
0,025	0,0001273

EK-21. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için
 $TS = 40^{\circ}C$ 'de buhar süpürmesi ihmal edilerek belirlenen sıvı
 film tabakası değerleri

X (m)	Kalınlık (m)
0	0,00009921
0,001	0,0000998
0,002	0,0001008
0,003	0,0001013
0,004	0,0001015
0,005	0,0001019
0,006	0,0001021
0,007	0,0001026
0,008	0,0001029
0,009	0,0001034
0,01	0,0001041
0,011	0,0001048
0,012	0,0001053
0,013	0,0001061
0,014	0,0001069
0,015	0,0001076
0,016	0,0001088
0,017	0,0001099
0,018	0,0001109
0,019	0,0001127
0,02	0,0001146
0,021	0,0001164
0,022	0,0001184
0,023	0,000121
0,024	0,0001237
0,025	0,0001265

EK-22. Dizel yakıtının yoğunlaştırılmasında Nicol-Wallace analizi için

$TS = 20^{\circ}C$ 'de buhar süpürmesi ihmal edilerek belirlenen sıvı film tabakası değerleri

X (m)	Kalınlık (m)
0	0,0000099
0,001	0,00006
0,002	0,0000695
0,003	0,000073
0,004	0,000076
0,005	0,0000767
0,006	0,0000772
0,007	0,0000781
0,008	0,0000791
0,009	0,0000798
0,01	0,00008
0,011	0,0000804
0,012	0,0000813
0,013	0,0000819
0,014	0,0000824
0,015	0,0000835
0,016	0,0000842
0,017	0,0000849
0,018	0,0000854
0,019	0,0000863
0,02	0,0000873
0,021	0,0000891
0,022	0,0000899

ÖZGEÇMİŞ

Kişisel Bilgiler

Soyadı, adı : ARIKAN, Erdoğan.
 Uyruğu : K.K.T.C.
 Doğum tarihi ve yeri : 01.07.1988 Lefkoşa
 Medeni hali : Bekar
 Telefon : 0 (542) 86157 40
 e-mail : erdoganarikan1988@gmail.com

Eğitim Derece

Eğitim Birimi

Mezuniyet

Lisans	Gazi Üniversitesi/ Otomotiv Öğr. Bölümü	2009
Lise	Near East College	2005

İş Deneyimi

Yıl	Yer	Görev
2008	Levent Oto Ltd.	Stajyer
2009	Tener İşl. Ltd.	İdari Personel
2011	Karalım Co&Ltd.	İdari Personel
2012	GlobexerTrading Ltd.	İdari Personel

Yabancı Dil

İngilizce

Hobiler

Futbol, Bilgisayar Teknolojileri, Seyahat.