

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

79250

**SANAYİDE ENERJİ TASARRUFU**

**Makina Mühendisi Gamze LALEOĞLU**

**F.B.E. Makina Mühendisliği Anabilim Dalı Isı Proses Programında  
Hazırlanan**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**Tez Danışmanı : Doç. Doktor Olcay KINCAJ**

79250

*Prof. Dr. Bahri Şahin*  
*Doç. Dr. Olcay Kincaj*

*Prof. Ertuğrul Küçükkaromıklı*  
*Prof. Dr. Bahri Şahin*  
*Doç. Dr. Olcay Kincaj*

**İSTANBUL, 1998**

**TE. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU  
TEZ KOMİSYON MERKEZİ**

## İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ.....	I
ÖNSÖZ.....	III
ÖZET.....	IV
ABSTRACT.....	V
1. GİRİŞ.....	1
2. GÜÇ KATSAYISININ DÜZELTİLMESİ - KOMPANZASYON.....	8
2.1 Reaktif Güç ve Güç Katsayısı.....	8
2.2 Reaktif Güç Tüketicileri.....	11
2.3 Reaktif Güç Sarfıyatı.....	12
2.4 Reaktif Güç Üretimi ve Kompanzasyon.....	13
2.4.1 Kondansatörler.....	14
2.4.2 Kondansatörlerin hesabı.....	15
2.5 Reaktif Güç İhtiyacının Tesbiti.....	18
2.6 Güç Katsayısının Düzeltilmesinin Yararları.....	22
2.6.1 Şebekedeki yararlar.....	22
2.6.2 Şebeke güç kapasitesinin artması.....	22
2.6.3 Şebeke ısı kaybının azalması.....	24
2.6.4 Gerilim düşümünün azalması.....	25
2.6.5 Tüketicideki yararlar.....	26
2.7 Kompanzasyon Tesisinin Düzenlenmesi.....	26
2.7.1 Münferit kompanzasyon.....	29
2.7.2 Grup kompanzasyon.....	32
2.7.3 Merkezi kompanzasyon.....	32
2.8 Kompanzasyon Tesisinin Ekonomik Hesabı.....	33
2.8.1 Reaktif enerji bedeli hesabı.....	34
2.8.2 Kompanzasyon tesis masrafı.....	34
2.9 Sonuçlar ve Öneriler.....	36
3. FUEL OİL ISITMA SİSTEMİNE AİT İŞLETME ŞARTI DEĞİŞİMİ ve YALITIM PROJESİ.....	40
3.1 İşletme Şartlarında Yapılan Değişiklikler.....	40
3.1.1 Fuel oil hattı ısı izleme buharının kısmen kapatılması.....	40
3.1.2 Ana depolama tank sıcaklığının düşürülmesi.....	42
3.1.2.1 3000 m <sup>3</sup> 'lük tank sıcaklığının 75 °C olması durumunda ısı transfer miktarı.....	42
3.1.2.2 3000 m <sup>3</sup> 'lük tank sıcaklığının 55 °C olması durumunda ısı transfer miktarı.....	44
3.2 Fuel Oil Tanklarının İzolasyonlarının Yapılması Durumu.....	46
3.2.1 600 m <sup>3</sup> 'lük tank izolasyonunun yapılması.....	46
3.2.1.1 İzolasyonsuz durumda ısı transfer miktarı.....	46
3.2.1.2 İzolasyonlu durumda ısı transfer miktarı.....	47
3.2.1.3 İzolasyon masrafı.....	49
3.2.1.4 Yatırım dönüş sırasının hesaplanması.....	49

3.2.2	250 m <sup>3</sup> 'lük tank izolasyonun yapılması.....	50
3.2.2.1	İzolasyonsuz durumda ısı transfer miktarı.....	50
3.2.2.2	İzolasyonlu durumda ısı transfer miktarı.....	51
3.2.2.3	Yatırım dönüş sırasının hesaplanması.....	52
3.2.3	3000 m <sup>3</sup> 'lük tank izolasyonun yapılması.....	53
3.2.3.1	Tank sıcaklığının 55 °C olması durumunda ısı transfer miktarı.....	53
3.2.3.1.1	İzolasyonsuz durumda ısı transfer miktarı.....	53
3.2.3.1.2	İzolasyonlu durumda ısı transfer miktarı.....	53
3.2.3.1.3	Yatırım dönüş sırasının hesaplanması.....	54
3.2.3.2	Fuel oil kazanlarının çalışması durumunda 75 °C tank sıcaklığı için ısı miktarı... 55	55
3.2.3.2.1	İzolasyonsuz durumda ısı transfer miktarı.....	55
3.2.3.2.2	İzolasyonlu durumda ısı transfer miktarı.....	55
3.2.3.2.3	Yatırım dönüş sırasının hesaplanması.....	56
3.3	Sonuçlar.....	57

#### 4 DİSTİLYASYON ÜNİTESİ DİZAYNI ve DİSTİLYASYONDA ENERJİ

	TASARUFU.....	58
4.1	Buhar - Sıvı Dengesi.....	59
4.2	Kısmi Basınç, Dalton, Rault ve Henry Kanunları.....	63
4.3	İki Komponentli karışımların Distilasyon Metotları.....	67
4.3.1	Diferansiyel distilasyon.....	67
4.3.2	Flaş veya denge distilasyonu.....	68
4.3.3	Rektifikasyon.....	70
4.4	Distilasyon Kolonunda Tepsi Sayısı Hesabı.....	74
4.4.1	Isı balansı.....	75
4.5	Lewis - Sorel Metodu.....	77
4.6	McCabe - Thiele Metodu.....	78
4.7	Smoker Eşitlikleri.....	80
4.8	Distilasyon Ünitesi Tasarımı.....	83
4.8.1	4.Kolon için madde ve enerji balansı.....	86
4.8.1.1	Giren enerji miktarı.....	87
4.8.1.2	Çıkan enerji miktarı.....	87
4.8.1.3	4.Kolon tepsi sayısının bulunması.....	87
4.8.2	3.Kolon için madde ve enerji balansı.....	92
4.8.2.1	Giren enerji miktarı.....	93
4.8.2.2	Çıkan enerji miktarı.....	93
4.8.2.3	3.Kolon tepsi sayısının bulunması.....	93
4.8.3	2.Kolon için madde ve enerji balansı.....	97
4.8.3.1	Giren enerji miktarı.....	98
4.8.3.2	Çıkan enerji miktarı.....	98
4.8.3.3	2.Kolon tepsi sayısının bulunması.....	98
4.8.4	1.Kolon için madde ve enerji balansı.....	102
4.8.4.1	Giren enerji miktarı.....	103
4.8.4.2	Çıkan enerji miktarı.....	103
4.8.4.3	1.Kolon tepsi sayısının bulunması.....	103
4.8.5	Distilasyon ünitesi enerji dengesi.....	108
4.8.5.1	4.Kolon beslemesinin ısıtılması.....	108

---

4.8.5.2	4.Kolon tepe ürünü ısısından yararlanılması.....	109
4.8.5.3	3.Kolon tepe ürünü ısısından yararlanılması.....	109
4.8.5.4	2.Kolon tepe ürünü ısısından yararlanılması.....	110
4.8.5.5	1.Kolon tepe ürünü ısısından yararlanılması.....	110
4.8.5.6	4.Kolon dip ürününün 2. ve 1. kolon tepe ürünleri kondensi ile ısıtılması.....	111
4.8.5.7	3.Kolon dip ürününün ısıtılması.....	112
4.8.5.8	2.Kolon dip ürününün ısıtılması.....	113
4.8.5.9	1.Kolon dip sürkülasyonunun ısıtılması.....	113
4.9	Sonuçlar.....	114
KAYNAKLAR.....		115
ÖZGEÇMİŞ.....		116



## SİMGE LİSTESİ

C	Kondansatör kapasitesi
$C_Y$	Yıldız bağlamada her iki faza bağlanan kondansatör kapasitesi
$C_b$	Üçgen bağlamada her iki hat arasındaki
$C_p$	Özgül ısınma ısısı
$\cos \varphi_1$	Kompanzasyondan önceki güç katsayısı
$\cos \varphi_2$	Kompanzasyondan sonraki güç katsayısı
Dm	Dimetil asetamid
F	Besleme mol sayısı
f	Frekans
H	Henry sabiti
H	Entalpi
$h_{fg}$	Buhar ve sıvı fazların entalpi farkı
I	Hat akımı
$I_q$	Reaktif akım
$I_C$	Kapasitif hat akımı
$I_p$	Aktif akım
k	Operasyon eğrilerinin buhar-sıvı denge eğrisini kestiği x apsis değeri
L	Sıvı miktarı
P	Aktif güç
$P_1$	Kompanzasyondan önceki aktif güç
$P_z$	Isı kaybı
$\Delta p$	Kompanzasyon sonrası aktif güçte meydana gelen azalma
$P_A$	A komponentinin kısmi basıncı
$P_A^\circ$	A komponentinin buhar basıncı
Q	Reaktif güç
$Q_c$	Kondansatör gücü
$Q_1$	Kompanzasyondan önceki reaktif güç
$Q_2$	Kompanzasyondan sonraki reaktif güç
Q	Isı miktarı
R	Reflux oranı
s	Görünür güç
$S_1$	Kompanzasyondan önce çekilen görünür güç
$S_2$	Kompanzasyondan sonra çekilen görünür güç
S	Sıvı fazı mol sayısı
s	$x_n$ ile $x_n^*$ arasındaki operasyon doğrusu eğimi
$\Delta s$	Kompanzasyon sonrası görünür güçte meydana gelen azalma
$T_i$	İç sıcaklık
$T_d$	Dış sıcaklık
T	Toplam ısı transfer sayısı
$\Delta u$	Gerilim düşümü
$U_f$	Faz gerilimi
$U_b$	Hat gerilimi
Ü	Trafo çevirme oranı
V	Buhar fazı mol sayısı
W	Açısal frekans
$x_c$	Kondansatör reaktansı

$x$	Sıvı mol oranı
$x_d$	Tepe ürünün mol oranı
$x_b$	Dip ürün mol oranı
$x_g$	Kritik mol oranı
$x_f$	Besleme mol oranı
$Z$	Isı kaybı kazancı
$Z_1$	Transformatörün primer tarafındaki empedans
$Z_2$	Transformatörün sekonder tarafındaki empedans
$z_f$	Besleme mol oranı
$y$	Buhar mol oranı
$\alpha$	Konveksiyon ısı transfer sayısı
$\alpha_{AB}$	B komponentine oranla A komponentinin relatif uçuculuğu
$\phi$	Faz açısı
$\epsilon$	Gerilim düşümü oranı
$\lambda$	Isı iletim sayısı



## **ÖNSÖZ**

Sanayiye yönelik yapılmış olan üç uygulamayı kapsayan “ Sanayide Enerji Tasarrufu” adlı tezimde çalışmalarımı yönlendiren Sayın Doç. Doktor Olcay Kıncay’a, çalışmalarında yardımcı olan Elektrik Mühendisi Sayın Bülent Bingöl’e ve Kimya Mühendisi Sayın Doktor İlhan Koşan’a teşekkürlerimi sunarım.



2018  
2019

## TEZ ÖZETİ

Bu tezin amacı; yapılmış olan projeksiyonlara göre gerekli önlemler alınmadığı ve yatırımlar yapılmadığı takdirde, 1998 yılında 3 milyar kwh olarak belirlenen enerji açığımızın, 1999 yılı ve sonrasında 10 milyar kwh'e ulaşacağı durumunu göz önüne alarak, ülkemiz enerji üretim ve tüketimlerini inceledikten sonra sanayiye yönelik yapılmış olan üç uygulama ile ilgili bilgi vermektir.

1. Uygulama Güç Katsayısının Düzeltilmesi : Tüketici kaynağında güç kondansatörleri kullanarak generatör, transformatör ve motor gibi tüketicilerin çalışabilmesi için ihtiyaç duyulan reaktif güç üretilir. Bu sayede gerek TEAŞ tarafından üretilmesi gerekli olan reaktif enerjiyi asgari düzeyde tutarak, aktif enerji üretimi ve kullanımını artırır gerekse enerji nakil hatlarında gerilim düşümü sonucu oluşan ısı kayıplarının önlenmesi sağlanır. Bu çalışmada kondansatör hesabı, reaktif güç ihtiyacının tesbiti, güç katsayısının düzeltilmesinin yararları, kompanzasyon tesisinin düzenlenmesi konularına değinilmiş ve güç katsayısının düzeltilmesi ile ilgili bir fizibilite çalışmasına yer verilmiştir.

2. Uygulama Fuel oil ısıtma sistemine ait işletme şartı değişimi ve yalıtım projesi: İhtiyaç durumunda fuel oil kazanını devreye alacak olan bir fabrikada; 3 adet fuel oil depolama tankı sıcaklığı sürekli olarak 75 °C'de tutulmaktadır. Ana tankın sıcaklığında yapılan bir değişiklik, hava sıcaklığının 20 °C'nin üstünde olduğu durumlarda ısı izleme buharının kapatılması ve depolama tanklarının izolasyonlarının yapılması sonucunda 186.334.416 TL/gün kazanç sağlanması çalışmasına yer verilmiştir.

3. Uygulama Distilasyon ünitesi dizaynı ve distilasyonda enerji tasarrufu : Distilasyon işlemini gerçekleştirmek zorunda olan bir fabrika da; literatürdeki distilasyon metotlarını inceleyerek distile edilecek komponentlerin (Dimetil asetamid ve su) özelliklerine uygun distilasyon metodu belirlenmiştir. Distilasyon işlemini gerçekleştirirken kolonlar arası enerji transferini sağlamak, böylece enerji tüketimini minimum kılmak için sistem dört ayrı kolondan oluşturulmuştur. Ayrıca kolon basınçları ile besleme sıcaklıklarının minimum enerji tüketimini sağlayacak şekilde optimizasyonu yapılmıştır.

### Anahtar Kelimeler :

1. Enerji Tasarrufu
2. Enerji Kullanımı
3. Buhar Tasarrufu
4. Elektrik Tasarrufu
5. Distilasyon

## **ABSTRACT**

The purpose of this thesis is to give information on three energy saving study cases at industrial sector with a view of energy production and consumption analysis of Turkey.

According to the projections, if the preventive actions are not taken, our energy deficiency for 1998 will be 3 billion kwh and it will increase to 10 billion kwh in 1999.

The first case is Power factor correction .The reactive energy which is necessary initially for the operation of transformers and motors can produced by the use of power capacitors at the consumer end. By this way TEAŞ will be able to increase active energy capacity by decreasing reactive energy productions. Another importance of this application is to decrease power loses on the power distribution lines caused by reactive energy transfer. In this work; calculation of necessary reactive energy and capacitors, the importance of power factor correction and a feasibility of an example are given.

In the second case, fuel oil boiler is used when needed and the temperatures of three fuel oil tanks are kept at 75 °C continuously. A series of improvements have been made which include temperature change for the main tank, shut down of heat follow up steam system over 20 °C and isolation of fuel oil tanks. All these improvements resulted with a benefit of 186.334.416 TL/day .

The third case is for a factory which runs a distillation process. The distillation method has been selected to be suitable for the distillation products (dimethylasetamide and water) from the distillation processes in the literature. The system is made of four columns so that energy transfer between columns and minimum energy consumptions are provided. The fourth and third columns are kept under vacuum system to lower the steam temperature. In addition to that the optimization of column pressures and inlet temperatures provide minimum energy consumption.

### **Key Words:**

- 1- Energy Saving
- 2- Energy Usage
- 3- Steam Saving
- 4- Electricity Saving
- 5- Distillation

## 1. GİRİŞ

Gelişmekte olan ülkemizi sosyal ve ekonomik yönden gelişmiş ülkeler seviyesine getirebilmek için, gerçekçi bir planlama ile dünyada kalkınmışlık göstergesi olarak tanımlanan enerjiyi zamanında, yeterli ve güvenilir olarak temin etmenin yollarını aramamız gereklidir.

Ülkemizde kullanılan birincil enerji kaynaklarını incelediğimizde, ülkemizin linyit ve hidrolik hariç diğer kaynaklar bakımından zengin olmadığını görürüz. Türkiye taşkömürü rezervi, 428 milyonu görünür olmak üzere toplam 1.127 milyon ton olmasına rağmen, şu anda taş kömürü yıllık üretimi 2,5 - 3 milyon ton'dur. Bugün için ülkenin toplam 8 - 9 milyon ton'luk ihtiyacının yaklaşık üçte ikisi ithalatla karşılanmaktadır. 2000'li yıllarda 5 milyon ton civarında üretimi planlanan taş kömürü talebinin geri kalan kısmının ithalat yoluyla karşılanması gereklidir.

Ülkemiz; linyit kaynağın açısından zengin bir ülke olmasına rağmen, rezervin çoğu düşük kalorilidir. 717 kJ / kg'lık alt ısı değerinin üzerindeki linyit varlığımız toplam linyit varlığımızın ancak % 7'sini oluşturmaktadır.

Düşük kaliteli linyitlerimiz sanayi ve ısınma sektöründe tüketilmek için elverişli olmadığından ancak termik santrallerde tüketilebilmekte, bu da çevre sorunlarını gündeme getirmektedir.

Hemen hemen bütün sektörlerde kullanılan petrol ve doğal gazın yaklaşık % 90'ı ithalat yoluyla karşılanmakta olup, 2020 yılında talebin ithalatla karşılanma oranının aynı kalması beklenmektedir.

---

\* Fikret, H. , (1997) , "Ulusal ve Uluslararası Koşullar Altında Enerji Arz Talep Dengeleri ile İlgili Öngörüler" , Türkiye 7. Enerji Kongresi, Cilt 1, sf. 21-29, 3-7 Kasım 1997, Ankara.

Çizelge 1.1 Türkiye birincil enerji kaynakları rezervi. (1996 Yılı Sonu İtibariyle)  
Altaş, M. , Çelebi, E. ve Fikret, H. , (1997), "Enerji İstatistikleri", Türkiye 7. Enerji  
Kongresi, sf. 75 , 3-7 Kasım 1997 , Ankara.

KAYNAKLAR	GÖRÜNÜR	MUHTEMEL	MÜMKÜN	TOPLAM
Taşkömürü (Milyon Ton)	428 (*)	449	249	1.126
Linyit (Milyon Ton)				
Elbistan	3.357			3.357
Diğer	3.982	626	110	4.718
Toplam	7.339	626	110	8.075 (**)
Asfaltit	45	29	8	82
Bitümler	555	1.086		1.641
Hidrolik				
GWh/Yıl	123.799			123.799
MW/Yıl	35.045			35.045
Ham Petrol (Milyon Ton)	48,4			48,4
doğal gaz (Milyar m <sup>3</sup> )	8,8			8,8
Nükleer Kaynaklar (Ton)				
Tabii Uranyum	9.129			9.129
Toryum	380.000			380.000
Jeotermal (MW/Yıl)				
Elektrik	200		4.300	4.500
Termal	2.250		28.850	31.100
Güneş				
Elektrik				8,8
Isı				26,4

(\*) Hazır rezerv dahil

(\*\*) 300 milyon ton belirlenmiş ve potansiyel kaynakla 8.375 milyon ton  
olmaktadır.

Ülkemiz, genel enerji üretim ve tüketimini incelediğimizde; 1976 yılına kadar taşkömürü, linyit, asfaltit, petrol ve hidrolik ile odun, hayvan, bitki artıkları gibi ticari olmayan enerji kaynaklarına ilave olarak, 1976 yılında doğal gaz, 1989 yılında da jeotermal ısı üretimine ve tüketimine başlanmıştır. Üretimde en büyük payı kömür almakta olup, bunu ticari olmayan yakıtlar, petrol ve hidrolik enerjisi izlemektedir. Birincil enerji üretimi toplam olarak incelendiğinde, 1985 yılında 21,7 milyon ton petrol eşdeğeri (TEP) olan üretimin, yılda ortalama % 2 artışla 1995 yılında 26,3 milyon TEP'e ulaştığı görülmektedir. Aynı dönemde elektrik enerjisi üretimi 34,2 milyar kwh'den, % 9,7'lik artışla 86,2 milyar kwh'e

ulaşmıştır. Üretim seviyelerinin düşük olması nedeniyle yurtiçi talebini karşılamayan kaynakların ithalat yolu ile karşılanması zorunlu hale gelmiştir. 1970 yılına kadar enerji kaynağı olarak sadece ham petrol ve petrol ürünleri ithal edilmekteyken, 1973 yılından itibaren taşkömürü, 1987 yılından itibaren de doğal gaz ithalat listelerinde yer almaya başlamıştır. Tüketimde en büyük payı petrol almakta olup, bunu kömür ve ticari olmayan kaynaklar izlemektedir. 1987 yılında doğal gaz ithalatının başlaması ve enerji sistemimize hızla girmesi üzerine, doğal gaz tüketim oranı ticari olmayan kaynakların oranına yaklaşmıştır. 1985 yılında 39 milyon TEP olan toplam genel enerji tüketimi 1995 yılında 63 milyon TEP'e ulaşmıştır. 1985 yılında 36,4 milyar kwh olan elektrik enerjisi tüketimi yılda ortalama % 8,9'luk artışla 1995 yılında 85,6 milyar kwh olmuştur.

Proje üretimleri (ortalama yağışlı mevsim için) ve güvenilir enerji üretimine (kurak mevsim) göre, mevcut inşa halinde ve yatırım kararı alınmış üretim tesislerine ait üretim-tüketim dengesi incelendiğinde; talebin öngörülen seviyeye ulaşması durumunda; işletmede, inşa halinde ve yatırım kararı alınmış tesisler göz önüne alındığında 1997 yılında üretimimizin yanı sıra komşu ülkelerden alınacak enerji ile açığımızın olmayacağı, ancak 1998 yılı için yapılmış olan anlaşmalarla gerçekleştirilecek enerji ithalatı göz önüne alındığında 3 milyar kwh'lik enerji açığıyla karşı karşıya olduğumuz görülmüştür.

Mevcut, inşaatı devam eden gerek kamu, gerekse Yİ ve YİD projeleri kapsamında yatırım kararı alınmış termik ve hidrolik üretim tesisleri ile 1997 ve 1998 yılları hariç, 2001 yılı sonuna kadar talebin karşılanacağı hesaplanmıştır. 1997-1998 yıllarındaki açığın ise ancak dış alımlarla kapatılabileceği öngörülmektedir.

İnşa halinde ve yatırım kararı alınmış olan üretim ünitelerinin 1997-2001 yılları arasında işletmeye girmemesi durumunda 1999 yılı ve sonrası için enerji açığının yaklaşık 10 milyar kwh seviyesine ulaşacağı beklenmektedir.

Çizelge 1.2 Birincil Enerji Kaynakları Üretimi (DİN IER)  
 Altaş, M. , Çelebi, E. ve Fikret, H. , (1997), "Enerji İstatistikleri", Türkiye 7. Enerji  
 Kongresi, sf. 90 , 3-7 Kasım 1997 , Ankara.

YILLAR	TAŞKÖMÜRÜ	LİNYİT	ASFALTİT	PETROL	DOĞAL GAZ	HİDROLİK	JEOTERMAL		GÜNEŞ	ODUN	HAYVAN VE BİTKİ ART.	TOPLAM
							ELEKTRİK	ISI				
1980	2.195	3.738	240	2.447	21	976			4.730	2.953		17.298
1981	2.422	4.271	241	2.481	15	1.085			4.807	2.918		18.239
1982	2.445	4.652	370	2.450	41	1.218			5.028	2.900		19.104
1983	2.159	5.378	323	2.313	7	975			5.126	2.932		19.213
1984	2.216	6.498	97	2.191	36	1.155	19		5.177	2.755		20.144
1985	2.199	8.212	225	2.216	62	1.036	5		5.210	2.539		21.703
1986	2.151	8.949	261	2.514	416	1.021	38		5.271	2.609	5	23.234
1987	2.111	9.827	271	2.762	270	1.601	50		5.308	2.544	10	24.753
1988	2.212	8.603	268	2.692	90	2.490	58		5.313	2.527	13	24.267
1989	2.027	10.564	179	3.020	158	1.543	54	5	5.345	2.504	16	25.414
1990	2.080	9.524	119	3.903	193	1.991	69	16	5.361	1.847	21	25.123
1991	1.827	9.117	60	4.674	185	1.951	70	16	5.391	1.821	27	25.138
1992	1.727	10.299	92	4.495	180	2.285	60	30	5.421	1.788	32	26.408
1993	1.722	9.790	37	4.087	182	2.920	67	30	5.451	1.697	38	26.021
1994	1.636	10.471		3.871	182	2.630	68	47	5.482	1.627	45	26.059
1995	1.319	10.735	29	3.692	166	3.057	74	64	5.512	1.556	52	26.255
1996	1.382	10.876	15	3.675	187	3.481	72	90	5.512	1.533	64	26.887

Çizelge 1.3 Denge tablosu

Altaş, M. , Çelebi, E. ve Fikret, H. , (1997), “Enerji İstatistikleri”, Türkiye 7. Enerji Kongresi, sf. 133 , 3-7 Kasım 1997 , Ankara.

	1997	1998	1999	2000	2001
<b>KURULU GÜÇ (MW)</b>					
Termik	11.707	11.960	15.085	17.875	21.071
Hidrolik	10.304	10.667	11.654	12.280	12.628
<b>TOPLAM</b>	<b>22.021</b>	<b>22.627</b>	<b>26.739</b>	<b>30.155</b>	<b>33.699</b>
<b>TALEP GÜÇ (MW)</b>	<b>16.920</b>	<b>18.285</b>	<b>19.880</b>	<b>21.588</b>	<b>23.333</b>
<b>YEDEK</b>					
Güç (MW)	5.091	4.342	6.859	8.567	10.336
Güç (%)	30,1	23,7	34,5	39,7	44,4
<b>ENERJİ (PROJE) (GWh)</b>					
Termik	62.534	67.727	95.694	114.639	135.901
Hidrolik	41.046	41.150	41.245	43.503	45.482
<b>TOPLAM</b>	<b>103.580</b>	<b>108.877</b>	<b>136.939</b>	<b>158.142</b>	<b>181.383</b>
<b>TALEP ENERJİ (GWh)</b>	<b>105.250</b>	<b>113.750</b>	<b>123.650</b>	<b>134.307</b>	<b>146.195</b>
<b>YEDEK</b>					
Enerji (GWh)	-1.670	-4.873	13.289	23.835	35.188
Enerji (%)	-1,6	-4,3	10,7	17,7	24,1
<b>ENERJİ (GÜVENİLİR) (GWh)</b>					
Termik	62.534	67.727	95.694	114.639	135.901
Hidrolik	41.046	41.150	31.253	32.642	34.133
<b>TOPLAM</b>	<b>103.580</b>	<b>108.877</b>	<b>126.947</b>	<b>147.281</b>	<b>170.034</b>
<b>TALEP ENERJİ (GWh)</b>	<b>105.250</b>	<b>113.750</b>	<b>123.650</b>	<b>134.307</b>	<b>146.195</b>
<b>YEDEK (Güvenilir)</b>					
Enerji (GWh)	-1.670	-4.873	3.297	12.974	23.839
Enerji (%)	-1,6	-4,3	2,7	9,7	16,3

Elektrik enerjisi talebinin 2000 - 2020 yılları arası Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı ve TEAŞ tarafından hesaplanmış değerleri Çizelge 1.4’de görülmektedir.

## Çizelge 1.4 Talep Tahmini

Altaş, M. , Çelebi, E. ve Fikret, H. , (1997), “Enerji İstatistikleri”, Türkiye 7. Enerji Kongresi, sf. 135 , 3-7 Kasım 1997 , Ankara.

YILLAR	PUANT GÜÇ (MW)	ARTIŞ (%)	ENERJİ (GWh)	ARTIŞ (%)
2000	21.588	-	134.307	8,85
2001	23.333	8,08	146.195	8,09
2002	25.221	8,09	158.023	8,09
2003	27.261	8,09	170.807	8,09
2004	29.466	8,09	184.624	8,09
2005	31.850	8,09	199.560	7,82
2006	34.312	7,73	215.159	7,73
2007	36.965	7,73	231.794	7,73
2008	39.823	7,73	249.714	7,73
2009	42.902	7,73	269.021	7,73
2010	46.219	7,73	289.820	6,55
2011	49.731	7,60	308.807	6,56
2012	52.993	6,56	329.062	6,56
2013	56.470	6,56	350.653	6,56
2014	60.175	6,56	373.659	6,56
2015	64.122	6,56	398.168	6,56
2016	68.328	6,56	424.286	6,56
2017	72.811	6,56	452.123	6,56
2018	77.587	6,56	481.780	6,56
2019	82.677	6,56	513.386	6,56
2020	88.100	6,56	547.060	6,56

2002-2020 yılları arasında ülkemiz için öngörülen enerji talebini minimum maliyetle karşılayacak en uygun üretim-sistem kompozisyonu Enpep-Electric modeli kullanılarak tespit edilmiştir. Buna göre;

2001 yılı sonuna kadar işletmeye girecek Yİ kapsamındaki üretim tesisleri dışında ilk yeni hidrolik tesislerin, 2002 yılında, fiks edilen Elbistan ve Çan Santralleri

dışında, ilk yeni yerli kömür yakıtlı üretim tesisinin ise 2008 yılında işletmeye girmesi gereklidir. Termik santrallerden öncelikle doğal gaz yakıtlı santraller model tarafından seçilmiştir. Yİ uygulaması ile fiks edilenler dışındaki bu santrallerin, 2005 yılından itibaren üretim kompozisyonunda yer almaları gereklidir. İlk nükleer ünitenin (1000 MW kurulu gücünde) 2005 yılında servise girmesi ve bunu 2010 yılına kadar 1 adet, 2015 yılına kadar 3 adet, 2020 yılına kadar 5 adet ünitenin takip ederek 10 adet 10.000 MW toplam kurulu gücündeki nükleer santralin üretim sistemine girmesi gereklidir. Linyit ve taşkömürü yakıtlı santraller, 2008 yılından itibaren üretim kompozisyonunda yer almalıdırlar. İthal kömür yakıtlı santrallerin ilki, 2003 yılında 1.000 MW olmak üzere, toplam 9.000 MW'lık kapasitenin kurulması gerekmektedir.

Yukarıdaki incelemelerden de görüldüğü gibi, enerji talebimizin mümkün olduğu ölçüde yerli kaynaklarla karşılanabilmesi için, gerek kamu gerekse özel sektörde bilinen kaynakların en ekonomik ve en çok faydayı sağlayacak şekilde değerlendirilmesi ve yeni kaynakların geliştirilerek bir an önce üretime geçilmesi gerekmektedir.

Bu düşünceden hareketle Sanayide Enerji tasarrufu konulu tezimde;

1. Güç katsayısının düzeltilmesi,
2. Fuel oil ısıtma sistemine ait işletme şartı değişimi ve yalıtım projesi,
3. Distilasyon ünitesi dizaynı ve distilasyonda enerji tasarrufu

konularına ait gerçekleştirmiş olduğum üç uygulamayı inceleyeceğim.

## 2. GÜÇ KATSAYISININ DÜZELTİLMESİ - KOMPANZASYON

Ülkemizin karşı karşıya olduğu elektrik sıkıntısı ile ilgili olarak mevcut tesislerimizden daha iyi ölçüde yararlanmak amacıyla bazı idari ve teknik tedbirlere başvurulmuştur. Bu tedbirlerden birincisi, yaz saati uygulaması, ikincisi enerji ihtiyacının büyük olduğu puvant zamanlarında, enerji sarfiyatını kısıtlamak için yüksek ücretli tarife uygulamaktır. Üçüncü ve en önemli teknik tedbir güç katsayısının düzeltilmesidir.

Güç katsayısının düzeltilmesi, elektrik tesislerinde çeşitli yararlar sağlar, bunların en önemlileri şunlardır:

1. Generatörlerin, transformatörlerin ve enerji nakil hatlarının yükleri düşer ve yeni yükler için imkan sağlanır.
2. Tesisteki toplam gerilim düşümü küçülür ve
3. Tesisteki toplam kayıplar azalır.

Burada söz konusu olan üç olay da ya tesislerin daha küçük güçlere göre yapılmasına yani bunların daha ucuza mal edilmesine yol açarlar, yahut da bu gibi tesislerden daha büyük güç çekmek imkanını doğururlar. Enerji sıkıntısı çeken memleketler için bu ikinci imkan daha önemlidir; hiç olmazsa belli bir süre, mevcut tesislerin kapasitelerinden daha iyi yararlanarak daha büyük tüketici kitleleri beslenebilirler.

### 2.1 Reaktif Güç ve Güç Katsayısı

Elektrik enerjisi bugün artık yalnız alternatif akım enerjisi olarak üretilir ve dağıtılır. Tüketicilerin şebekeden çektikleri alternatif akım, biri aktif akım ve diğeri reaktif akım olmak üzere iki bileşenden oluşur. Aktif akımın meydana getirdiği aktif güç, tüketici tarafından faydalı hale getirilir; mesela motorlarda mekanik güce, ısı tüketicilerinde termik güce ve aydınlatma tüketicilerinde aydınlatma gücüne dönüşür. Reaktif akımın meydana getirdiği reaktif güç ise faydalı güce çevrilemez. Reaktif güç, yalnız alternatif akıma bağlı bir

\* Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”. Elektroteknik Dergisi (3), sf 1-22 , İstanbul

özelliik olup, elektrik tesislerine istenmeyen bir şekilde tesir eder; generatörleri, transformatörleri, hatları, bobinleri fuzuli olarak işgal eder ve lüzumsuz yere yükler, ayrıca bunların üzerinde ilave ısı kayıplarına gerilim düşümlerine yol açar. Aktif güç enerjisi normal sayaçlarla tesbit edildiği halde reaktif enerji böyle bir sayaç ile kontrol edilemez, bunu kaydetmek için ayrı bir reaktif güç sayacına ihtiyaç vardır.

Reaktif güç faydalı güce çevrilemese de bundan tamamen vazgeçilemez. Elektrodinamik prensibine göre çalışan generatör, transformatör, bobin ve motor gibi bütün işletme araçlarının normal çalışmaları için gerekli olan manyetik alan, reaktif akım tarafından meydana getirilir. Bilindiği gibi, endüksiyon prensibine göre çalışan bütün makinalar ve cihazlar, magnetik alanın meydana getirilmesi için bir mıknatıslanma akımı çekerler, işte bu mıknatıslanma akımı, reaktif akımdır. Onun için faydalı aktif gücün yanında mutlaka reaktif güce de ihtiyaç vardır. Bu sebeple bütün alternatif akım tesisleri, aktif gücün yanında reaktif gücün de çekileceği göz önünde bulundurularak boyutlandırılırlar.

Mıknatıslanma akımı, aşağıda açıklanacağı gibi, endüktif karakterli bir akım olup magnetik alanın teşkili esnasında şebekeden çekilir ve alan ortadan kalkarken bu akım tekrar şebekeye iade edilir. Bu sebeple reaktif güç, üretici ile tüketici arasında sürekli olarak şebeke frekansının iki katı bir frekansla salınır.

Bir tüketicinin şebekeden çektiği görünür güç;

$$S = 3 U_f \cdot I = \sqrt{3} U_h \cdot I \text{ (VA)} \quad (2.1)$$

dır. Burada  $U_f$ (V)faz gerilimi ,  $U_h$  (V)hat gerilimi, yani iki faz arası gerilimdir ve  $I$ (A) hat akımıdır. Aktif güçle aktif akım, gerilim ile aynı fazda oldukları halde, çekilen gücün endüktif olması halinde,  $S$  görünür gücü ve  $I$  hat akımı gerilimden  $\varphi$  açısı kadar geride kalırlar. Buna göre aktif akım,

$$I_p = I \cdot \cos \varphi \quad (2.2)$$

Aktif güç,

$$P = S \cdot \cos \varphi \quad (2.3)$$

Reaktif akım,

$$I_q = I \cdot \sin \varphi \quad (2.4)$$

ve reaktif güç,

$$Q = S \cdot \sin \varphi \quad (2.5)$$

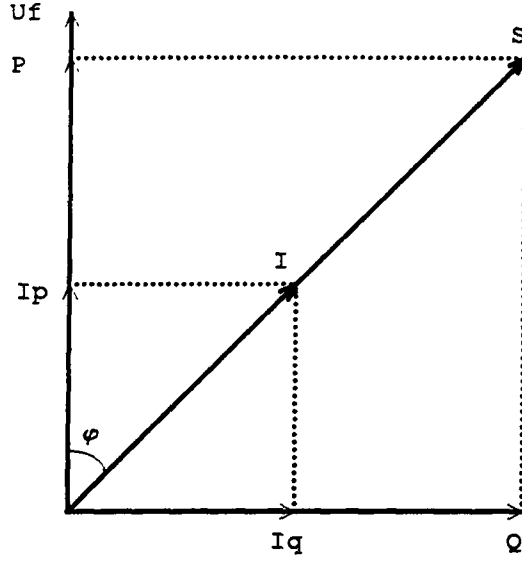
olup ayrıca hat akımı ve görünür güç ile bunların bileşenleri arasında şu bağıntılar vardır.

$$I = \sqrt{I_p^2 + I_q^2} \quad (2.6)$$

$$S = \sqrt{P^2 + Q^2} \quad (2.7)$$

Şekil 2.1' de yukarıda sözü geçen akım ve güç fazörlerinin birbirine göre durumları gösterilmiştir; burada reaktif akımın ve reaktif gücün sadece endüktif karakterde olduğu kabul edilmiş ve gerilime göre 90° geri fazda çizilmiştir.

Faz gerilimi doğrultusundaki  $I_p$  akımı veya ( $P$  aktif gücü) ile  $I$  hat akımı (veya  $S$  görünür gücü) arasındaki  $\varphi$  açısına faz açısı ve bunun kosinüsüne güç katsayısı denir. Aşağıda verilen ifadelerden ve şekil 2.1' den anlaşılacağı üzere  $\varphi$  veya  $\cos \varphi$  , çekilen reaktif güç için bir ölçektir.



Şekil 2.1 Tesis elemanlarının çektiği akım ve güç bileşenleri.

- $U_f$  Faz gerilimi,
- $I$  Hat akımı,
- $S$  Görünür güç,
- $I_p$  Aktif akım,
- $P$  Aktif güç,
- $I_q$  Reaktif akım,
- $Q$  Reaktif güç,
- $\varphi$  Faz açısı,

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 2 , İstanbul

## 2.2 Reaktif Güç Tüketicileri

Reaktif güç sarfiyatı bakımından tüketicileri iki ana gruba ayırmak mümkündür. Bunlardan birincisi, elektrik enerjisinden yararlanarak sadece ısı enerjisi üreten tüketiciler ile akkor flemalı lambalar, elektroliz ve galvanoplasti tesisleridir. Bunlar sadece aktif güç tüketirler, reaktif güç çekmezler. İkinci gruba ise, elektrik tesislerinde kullanılan, magnetik veya statik alan ile çalışan bütün işletme araçları girerler; bunlar aktif güç yanında reaktif güç de çekerler. Bu tür işletme araçlarının en önemlileri şunlardır :

Düşük uyarmalı senkron makinalar,  
 Transformatörler,

Bobinler,  
Havai hatlar,  
Senkron motorlar,  
Redresörler,  
Endüksiyon fırınları, ark fırınları,  
Kaynak makinaları,  
Floresan lamba, sodyum ve civa buharlı lamba balastları  
ile neon lamba transformatörleri

Aydınlatma cihazları aktif yük çekerlerse de bunlara ait balast ve transformatörler de reaktif güç çektiklerinden, bu tip aydınlatma düzenleri bu ikinci sınıfa girerler. Yukarıdaki tüketicilerde söz konusu olan reaktif güç endüktif karakterde olup, gerilime göre  $90^\circ$  geridedir.

Bazı özel hallerde işletme araçları bir kondansatör gibi tesir ederler ve kapasitif reaktif güç çekerler. Mesela boşta çalışan havai hatlar ve kablolar buna örnek gösterilebilirler. Bunlar gerilimden  $90^\circ$  ileri giden kapasitif akım çekerler.

### 2.3 Reaktif Güç Sarfıyatı

Yukarıda açıklandığı gibi, elektrik tesislerinin en önemli işletme araçları olan generatörler, transformatörler ve hatlar, sanayi işletmelerinde her nevi motorlar, fırınlar ve kaynak makinaları, bir balast yardımı ile çalışan floresan lambalar, civa ve sodyum buharlı lambalar gibi deşarj lambaları, çektikleri aktif gücün yanında oldukça önemli miktarda reaktif güçlerde çekerler. Reaktif güç üretiminin santralde bir ham enerji maddesi sarfıyatına bağlı olmadığı gerekçesinden hareket edilerek reaktif güç sarfıyatı kontrolsüz ve başıboş bırakılırsa, üretici, iletilici ve dağıtıcı tesisler, aktif güç bakımından normal kapasitelerinin çok daha altında çalışmak zorunda kalabilirler. Böylece bir taraftan ekonomik olmayan bir işletme meydana gelebileceği gibi diğer taraftan enerji sıkıntısı baş gösterir. İşte bu sorumsuz ve ekonomik şartlar bakımından kötü duruma bir son vermek için elektrik idareleri müşterilerine güç katsayısını belirli bir değerin altına düşürmemelerini şart koşar. Güç katsayısı belirli bir sınırın üstünde kaldığı sürece çekilen reaktif enerji için (ya çok küçük bir

ücret ödenir veya) hiç bir bedel ödenmez. Güç katsayısı bu değerin altına düştüğü oranda sarf edilen reaktif enerji için çeşitli fiyat kademelerine göre hesaplanan bir meblağ ödenir. Reaktif enerji sarfiyatını tesbit için bu durumda her tüketicie ayrı bir reaktif güç sayacı bağlanır.

Elektrik idaresinin şart koştuğu güç katsayısının altına düşmemek için tüketicilerin gerektiği taktirde ihtiyaçları olan reaktif gücü kendilerinin üretmeleri daha iyi sonuç verir. Güç katsayısı , tüketicilerin ucuna paralel olarak uygun güçlü kondansatörler bağlamak suretiyle, gerekli reaktif güç üretimi sağlanarak istenen değerde tutulabilir.

Reaktif güç üretimi için yapılan yatırım, çoğu zaman elektrik idaresine ödenen reaktif enerji bedelinin birkaç aylık tutarından daha küçüktür.

İleri memleketlerde yıllardan beri uygun reaktif güç tarifelerinin uygulanmasıyla enerji üretimi ve tüketimi bir düzene sokulmuştur. Ülkemizde de TEK tarafından bir reaktif güç tarifesi hazırlanmış ve 13.01.1977 tarih ve 15818 sayılı Resmî Gazetede yayınlanmıştır. Bu tarife elektrik ekonomisi bakımından memleketimizde atılan önemli bir adımdır. Bu tarifeye göre müsaade edilen sınır güç katsayısı 0.9 dur. Buna göre çekilen aktif gücün yarısı kadar bir reaktif gücün bedelsiz olarak çekilmesine müsaade edilmektedir.

#### **2.4 Reaktif Güç Üretimi ve Kompanzasyon**

Reaktif güç ihtiyacını karşılamak için reaktif gücün bir yerde üretilmesi gerekir. Bunun için en eski ve en klasik yol, aktif güç gibi reaktif gücün de senkron generatör tarafından üretilmesidir. Reaktif güç üretimi, aktif güç gibi, santrallerde su, akaryakıt, kömür ve benzeri ham enerji maddesinin sarfını gerektirmez; sadece generatör uyarmasının artırılması ile generatör endüktif reaktif güç verecek duruma getirilir. Böylece santralde üretilen reaktif güç, generatör, transformator ve enerji nakil hattı üzerinden geçerek tüketiciye ulaşır. Bu esnada elektrik tesisleri reaktif güç tarafından fuzuli işgal edileceklerinden, aktif güç bakımından bunların kapasitelerinden tam olarak yararlanmak mümkün olmaz ve işletme ekonomik olmaktan çıkar. Onun için tesisleri reaktif güçten kurtarmak, tesis elemanlarının kapasitelerinden tam olarak faydalanmak ve ekonomik bir

işletme sağlamak maksadı ile reaktif gücün santralde değil de tüketim merkezlerinde üretilmesi en uygun ve ekonomik yoldur.

Tüketicilerin normal olarak şebekeden çektikleri endüktif gücün, kapasitif yük çekmek suretiyle özel bir reaktif güç üreticisi tarafından dengelenmesine kompanzasyon denir. Böylece tüketicinin şebekeden çektiği reaktif güç çok azalır. Reaktif güç üretimi için kondansatörlerden yararlanır.

#### **2.4.1 Kondansatörler**

Reaktif güç üretiminde kondansatörlerin üstünlükleri çok fazladır. Kondansatörlerin kayıpları çok düşük olup nominal güçlerinin % 0.5 inin altındadır, bakım masrafları yok denecek kadar küçüktür. Ayrıca kondansatörlerle istenen her güçte bir reaktif güç kaynağı teşkil edilebildiği gibi bunları tüketicinin yanlarına kadar götürüp hemen bunların uçlarına bağlamak ve böylece orta ve alçak gerilim şebekelerini de reaktif gücün yükü altından kurtarmak mümkün olur. Bu yüzden kondansatörler kompanzasyon için en uygun araçtır.

Kondansatörler bugün kuvvetli akım tesislerinde gittikçe artan bir önem kazanmıştır. Kondansatörlerin herbir kvar başına maliyet bedelleri, orta büyüklükteki senkron kompanzatorlerinkinden daha düşük olduğu gibi, bu fiyatta büyük bir artış olmadan bunların her güçte imali mümkündür. Kondansatörlerin tesisi kolaydır ve gerekli görüldüğünde genişletilerek gücü artırılabilir. Ayrıca bunlarda tüketici ihtiyacına göre, rahat bir şekilde güç ayarı yapılabilir. Kondansatörlerin işletme emniyeti çok büyüktür, ömürleri uzundur, bakımları kolay ve basittir. Bunların yerleştirilecekleri yerde hemen hemen hiçbir özellik aranmadığından yer temini de bir sorun yaratmaz. Gerekli kapasiteyi temin maksadı ile birçok kondansatör elemanı bir araya getirilerek istenen değerde bir grup teşkil edilebilir. Bir arıza halinde zarar gören eleman gayet kısa zamanda teşhis edilip az bir masrafla yenisiyle değiştirilerek, işletmeye fazla ara vermeden tamir yapılmış olur.

Kondansatör tesisleri birçok elemandan meydana geldiğinden bunların nakli kolay, tesise bağlanması rahat ve istenilen kapasitenin elde edilmesi mümkündür.

### 2.4.2 Kondansatörlerin hesabı

Kondansatörler alternatif akım şebekesinde bir reaktans gibi tesir ederler. Ohm cinsinden kapasitif reaktans

$$X_c = 1 / \omega \cdot C \quad (2.8)$$

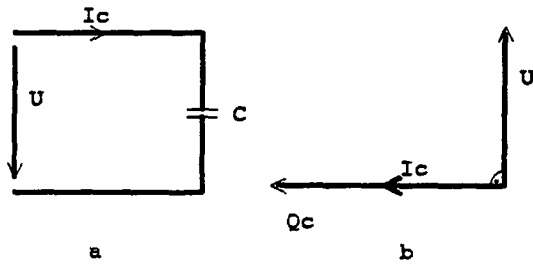
olup, burada C, Farad cinsinden kondansatörün kapasitesi ve

$$\omega = 2 \cdot \pi \cdot f \quad (2.9)$$

açısal frekanstır.  $f = 50$  P/s olan şebekelerde  $\omega = 314$  1/s alınır. Ohm kanununa göre U gerilimine bağlanan bir kondansatörün çektiği  $I_c$  kapasitif akım

$$I_c = U / X_c = U \cdot \omega \cdot C \quad (2.10)$$

dir. Bu akım, U gerilimine göre  $90^\circ$  önde gider. Şu halde şebekeye bağlı bir kondansatörün şebekeden bir kapasitif akım çekmesi, şebekeye endüktif akım vermesine eşdeğerdir. Şekil 2.2'de bir fazlı bir kondansatörün bağlanması gösterilmiştir.



Şekil 2.2 Bir fazlı kondansatörün bağlanması.

- a Bağlama Şeması,
- b Fazör diyagramı,
- U Gerilim,
- $I_c$  Kapasitif akım,
- $Q_c$  Kondansatör gücü,
- C Kapasite,

Kondansatörün gücü için,

$$Q_c = U \cdot I_c \cdot 10^{-3} \text{ (kvar)} \quad (2.11)$$

veya denklem 2.10 ile

$$Q_c = U^2 \cdot \omega \cdot C \cdot 10^{-3} = (I_c^2 / \omega \cdot C) \cdot 10^{-3} \text{ (kvar)} \quad (2.12)$$

elde olunur.  $Q_c$  kapasitif reaktif güç, endüktif reaktif güce göre  $180^\circ$  ilerde, yani her iki reaktif güç aynı doğrultuda ve ters yöndedirler. Böylece kapasitif gücün endüktif gücü götürerek kompanzasyon tesiri yaptığı kolayca anlaşılır.

Üç fazlı alternatif akım tesislerinde kondansatörler şebekeye veya tüketici uçlarına üçgen veya yıldız olarak bağlanabilirler. Üçgen bağlamada her iki hat arasındaki kondansatörün kapasitesi  $C_\Delta$  ile ve yıldız bağlamada her iki faza bağlanan kondansatörün kapasitesi  $C_Y$  ile gösterilirse, Üçgen bağlama için;

$$\begin{aligned} Q_c &= 3 \cdot U_h^2 \cdot \omega \cdot C_\Delta \cdot 10^{-3} \\ &= \sqrt{3} \cdot U_h \cdot I_c \cdot 10^{-3} \\ &= I_c^2 / \omega \cdot C_\Delta \cdot 10^{-3} \text{ (kvar)} \end{aligned} \quad (2.13)$$

Yıldız bağlama için ise,

$$\begin{aligned} Q_c &= U_h^2 \cdot \omega \cdot C_Y \cdot 10^{-3} \\ &= \sqrt{3} \cdot U_h \cdot I_c \cdot 10^{-3} \\ &= 3 \cdot I_c^2 / \omega \cdot C_Y \cdot 10^{-3} \text{ (kvar)} \end{aligned} \quad (2.14)$$

yazılabilirler. Burada  $U_h$ , volt cinsinden iki hat arası gerilimi ve  $I_c$ , amper cinsinden kapasitif hat akımını gösterir. Şekil 2.3 de Üçgen ve yıldız bağlamalar gösterilmiştir.



## 2.5 Reaktif Güç İhtiyacının Tesbiti

Bir tüketicinin veya tesisin reaktif güç ihtiyacını tesbit için, şebekeden çektiği  $S_1$  görünür gücün, buna ait  $\cos\phi_1$  güç katsayısının ve güç katsayısının çıkarılması istenen  $\cos\phi_2$  değerinin bilinmesi gereklidir. Güç katsayısını  $\cos\phi_2$  değerine çıkartmak için gerekli olan reaktif gücü veya kondansatör gücünü belirlemede iki yol kullanılır. Bunlardan birincisinde;  $\cos\phi_1$  güç katsayısı altında çekilmekte olan  $P_1$  aktif gücü sabit tutulur ve buna göre şebekeden çekilen görünür güç  $S_2$  gibi daha küçük bir değere düşer. İkincisinde ise  $S_1$  görünür gücü  $\cos\phi_2$  güç katsayısında aynı değerini korur ve bu durumda şebekeden çekilmekte olan aktif güç  $P_2$  gibi daha büyük bir değere ulaşır. Bu iki hesap yoluna ait fazör diyagramı şekil 2.4 de gösterilmiştir.

Şekil 2.4a' ya göre kompanzasyondan evvelki reaktif güç,

$$Q_1 = P_1 \cdot \tan\phi_1 \quad (2.16)$$

ve kompanzasyondan sonra ise

$$Q_2 = P_1 \cdot \tan\phi_2 \quad (2.17)$$

dir. Buna göre kondansatör gücü için,

$$Q_c = Q_1 - Q_2 = P_1 \cdot (\tan\phi_1 - \tan\phi_2) \quad (2.18)$$

elde olunur. Burada  $\tan\phi_1$  ve  $\tan\phi_2$ ,

$$\tan\phi = \sqrt{(1 - \cos^2\phi) / \cos\phi} \quad (2.19)$$

bağıntısından yararlanarak  $\cos\phi_1$  ve  $\cos\phi_2$  den hesaplanabilir.

\* Bayram, M. , (1997), " Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri", Elektroteknik Dergisi (3), sf 7 , İstanbul

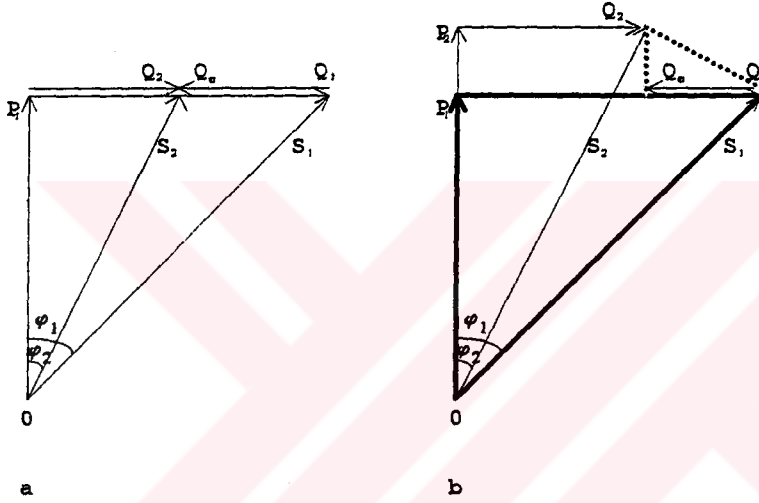
Eğer denklem 2.18' de açılardan tanjantlarının farkı

$$\tan\varphi_1 - \tan\varphi_2 = k \quad (2.20)$$

gibi bir katsayı ile gösterilirse, denklem 2.18 yerine,

$$Q_c = k \cdot P_1 \quad (2.21)$$

bulunur.



Şekil 2.4 Reaktif güç ihtiyacının tesbiti.

(Başlangıçtaki durumda büyüklükler 1 endisi ve güç katsayısı düzeltildikten sonrakiler 2 endisi alırlar.)

- a Nakledilen zahiri gücün azaltılması, aktif güç sabit,
- b Nakledilen aktif gücün artırılması, zahiri güç sabit,
- S Görünür Güç,
- P Aktif Güç,
- Q Reaktif Güç,
- $Q_c$  Kondansatör Gücü,  $Q_c = Q_1 - Q_2$ ,
- $\cos\varphi$  Güç katsayısı,

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 7 , İstanbul

$\tan\varphi$  den  $\cos\varphi$  ve  $\sin\varphi$  veya aksini bulmak için özel çizelgeler veya abaklar tanzim edilmiştir. Çizelge 2.1'de  $\sin\varphi$   $\cos\varphi$  ve  $\tan\varphi$  nin birbirine tekabül eden değerleri verilmiştir.

Pratikte denklem 2.20' deki k katsayısını veren çizelge 2.2 yardımı ile bir tesisin veya tüketicinin reaktif güç ihtiyacı tayin edilir. Bu çizelge, belirli bir  $\cos\phi_1$  güç katsayısını, istenen bir  $\cos\phi_2$  güç katsayısına çıkartmak maksadıyla her bir kW aktif güç için gerekli reaktif güç miktarını verir. Kondansatör gücünü bulmak için çizelgeden elde edilen k değeri, tesisin aktif gücü ile çarpılır, denklem 2.21

Çizelge 2.1  $\sin\phi$ ,  $\cos\phi$  ve  $\tan\phi$  nin birbirine karşılık gelen değerleri.

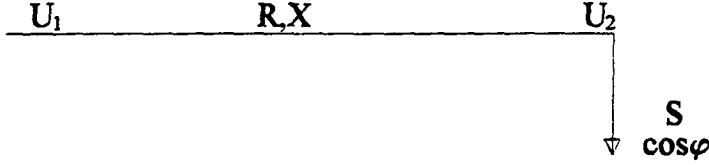
Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 8 , İstanbul

$\sin\phi$	$\cos\phi$	$\tan\phi$	$\sin\phi$	$\cos\phi$	$\tan\phi$
0,9160	0,4011	2,2835	0,6940	0,7199	0,9640
0,9120	0,4102	2,2234	0,6831	0,7304	0,9352
0,9070	0,4210	2,1543	0,6730	0,7396	0,9099
0,9030	0,4297	2,1013	0,6609	0,7505	0,8806
0,8980	0,4399	2,0413	0,6499	0,7600	0,8551
0,8930	0,4501	1,9840	0,6381	0,7700	0,8287
0,8881	0,4597	1,9319	0,6259	0,7799	0,8026
0,8829	0,4695	1,8807	0,6131	0,7900	0,7761
0,8770	0,4805	1,8253	0,6000	0,8000	0,7499
0,8721	0,4894	1,7820	0,5859	0,8104	0,7230
0,8660	0,5000	1,7321	0,5721	0,8202	0,6976
0,8600	0,5103	1,6853	0,5580	0,8299	0,6724
0,8540	0,5203	1,6415	0,5420	0,8404	0,6449
0,8480	0,5299	1,6003	0,5270	0,8499	0,6200
0,8420	0,5395	1,5607	0,5100	0,8601	0,5930
0,8350	0,5502	1,5175	0,4932	0,8699	0,5669
0,8281	0,5606	1,4770	0,4751	0,8799	0,5399
0,8220	0,5695	1,4433	0,4561	0,8899	0,5125
0,8150	0,5795	1,4063	0,4360	0,8999	0,4845
0,8070	0,5906	1,3663	0,4150	0,9098	0,4561
0,8000	0,6000	1,3335	0,3918	0,9200	0,4258
0,7919	0,6106	1,2970	0,3679	0,9299	0,3956
0,7850	0,6196	1,2670	0,3412	0,9400	0,3630
0,7770	0,6295	1,2342	0,3118	0,95005	0,3281
0,7679	0,6406	1,1988	0,2798	0,96005	0,2915
0,7600	0,6499	1,1695	0,2431	0,97001	0,2506
0,7509	0,6604	1,1369	0,1988	0,98004	0,2028
0,7420	0,6704	1,1067	0,1409	0,99002	0,1422
0,7331	0,6801	1,0780	0,0000	1,0000	0,0000
0,7240	0,6898	1,0495			
0,7141	0,7001	1,0200			
0,7071	0,7071	1,0000			



## 2.6 Güç Katsayısının Düzeltilmesinin Yararları

Aşağıda ohmik direnci  $R$ , reaktif direnci  $X$  olan bir besleme hattı ele alınmış ve hat sonunda tüketicinin beslendiği kabul edilmiştir, Şekil 2.5



Şekil 2.5 Bir besleme hattı.

$R$	Hattın ohmik direnci,
$X$	Hattın reaktif direnci,
$U_1$	Hattın başındaki faz gerilimi,
$U_2$	Hattın sonundaki faz gerilimi,
$S$	Hattın sonundan çekilen görünür güç,
$\cos\phi$	Güç katsayısı,

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 11 , İstanbul

### 2.6.1 Şebekedeki yararlar

Güç katsayısının düzeltilmesi ile, şebeke de ( bütün üretim, iletim ve dağıtım tesislerinde) hissedilir derecede bir ferahlama meydana gelir. Bu durumu üç madde halinde özetlemek mümkündür.

### 2.6.2 Şebeke güç kapasitesinin artması

Şekil 1.4-a da işaret edildiği gibi hat sonundan çekilen  $P$  aktif gücün sabit olması durumunda, kompanzasyondan önce çekilen görünür güç,

$$S_1 = P / \cos \phi_1 \quad (2.22)$$

ve kompanzasyondan sonra çekilen görünür güç,

$$S_2 = P / \cos \varphi_2 \quad (2.22a)$$

olduğuna gore bu ikisi arasındaki fark

$$\Delta S = S_1 - S_2 \quad (2.23)$$

veya başlangıçtaki değere oranı,

$$\% \Delta s = \Delta S / S_1 \cdot 100 = 100 \cdot (1 - (\cos \varphi_1 / \cos \varphi_2)) \quad (2.24)$$

dir. şu halde kompanzasyon sayesinde tesisin yükü %Δs oranında azalır yahut ta gerekirse, tesisi aşın yüklemeden %Δs oranında yeni bir tüketicinin beslenmesi mümkün olur. Eğer şekil 2.4b ye gore gornr g sabit tutulursa, şebekeden çekilebilecek aktif güç,

$$P_1 = S \cdot \cos \varphi_1 \quad (2.25)$$

değerinden

$$P_2 = S \cdot \cos \varphi_2 \quad (2.25a)$$

değerine çıkar Bu da şebeke aşın yüklenmeden çekilen aktif yükün,

$$\Delta P = P_2 - P_1 \quad (2.26)$$

kadar yahut da

$$\% \Delta p = \Delta P / P_1 \cdot 100 = 100 \cdot ((\cos \varphi_1 / \cos \varphi_2) - 1) \quad (2.27)$$

oranında artmasına karşılık gelir.

### 2.6.3 Şebeke ısı kaybının azalması

Hat üzerinden çekilen aktif gücün sabit olduğu kabul edilirse, kompanzasyonsuz durumda ısı kaybı,

$$P_{z1} = (R \cdot P^2) / (U^2 \cdot \cos^2\phi_1) \quad (2.28)$$

ve kompanzasyondan sonraki ısı kaybı,

$$P_{z2} = (R \cdot P^2) / (U^2 \cdot \cos^2\phi_2) \quad (2.28a)$$

dir. Güç katsayısının düzeltilmesi ile çekilen aktif güce göre ısı kaybı oranı cinsinden elde edilen kazanç,

$$\% z = 100 \cdot (P_{z1} - P_{z2}) / P = 100 \cdot (1 - (\cos^2\phi_1 / \cos^2\phi_2)) \quad (2.29)$$

dir. Tam kompanzasyon yapılması haline ( $\cos\phi_2 = 1$ ) göre, çeşitli güç katsayıları için, şebeke ısı kayıplarının hangi oranda azalacağı çizelge 2.3' de verilmiştir.

**Çizelge 2.3**  $\cos\phi_2 = 1$  olması haline göre, çeşitli güç katsayıları için şebeke ısı kayıplarındaki kazançlar.

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 12 , İstanbul

$\cos\phi_1$	% z
1.0	0
0.9	19
0.8	36
0.7	51
0.6	64
0.5	75

#### 2.6.4 Gerilim düşümünün azalması

Şekil 2.5 de gösterilen besleme hattının başındaki gerilim  $U_1$  ve sonundaki gerilim  $U_2$  ise, hat üzerindeki boyuna gerilim düşümü,

$$\Delta u = I \cdot R \cdot \cos\phi + I \cdot X \cdot \sin\phi \quad (2.30)$$

dir. Güç katsayısı  $\cos\phi_1$  'den  $\cos\phi_2$  'ye çıkarıldığında gerilim düşümünün aldığı değer, şekil 2.6' da fazör diyagramı ile gösterilmiştir.

Hat üzerinden çekilen  $P$  aktif gücün sabit olduğu kabul edildiğinde, hat üzerinde müsaade edilen kayıp güç oranı,

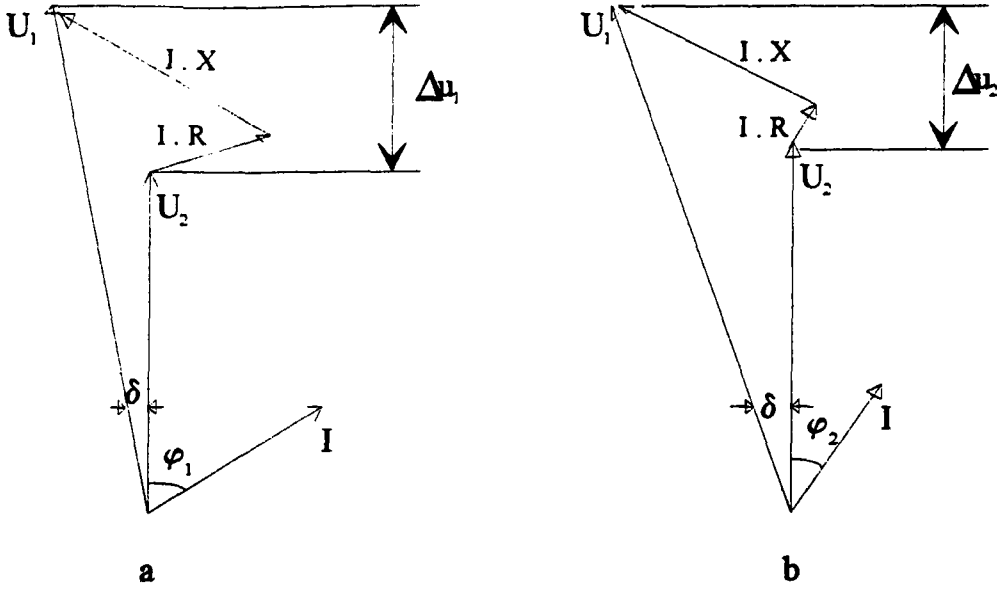
$$\% p_z = 100 \cdot (3 \cdot I^2 \cdot R / P) \quad (2.31)$$

olduğu göz önüne alınarak denklem 2.30 yerine gerilim düşümü oranı cinsinden

$$\% \varepsilon = 100 \cdot ( p_z \cdot \cos^2\phi + (P \cdot X / U^2) \cdot \tan\phi ) \quad (2.32)$$

elde olunur.

Genellikle tüketici uçlarında gerilim yükselmesi arzu edilmez, ve gerilimin nominal değerinin üstüne çıkması sakıncalı sonuçlar doğurur. Bu yüzden aşırı kompanzasyondan daima sakınmak gerekir. İleride açıklanacağı gibi, çekilen gücün zamana bağlı olarak değiştiği tesislerde otomatik kompanzasyon yapmak suretiyle gerilim yükselmelerinin önüne geçilir.



Şekil 2.6 Güç katsayısının gerilim düşümü üzerine tesiri.

a Kompanzasyondan evvel,

b Kompanzasyondan sonra,

$U_1$  Hat başında faz gerilimi,

$U_2$  Hat sonunda faz gerilimi,

R Hattın ohmik direnci,

X Hattın reaktif direnci,

$\Delta u$  Boyuna gerilim düşümü,

$\varphi$  Faz açısı.

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 12 , İstanbul

### 2.6.5. Tüketicideki yararlar

Kompanzasyon yolu ile güç katsayısının küçültülmesi halinde tüketici, reaktif enerji sarfiyatı için elektrik idaresine bir bedel ödemekten kurtulur.

### 2.7 Kompanzasyon Tesisinin Düzenlenmesi

Kondansatörlerin kullanılacakları yerlere göre tertiplenme şekillerinin de önemi büyüktür. Kondansatör tesislerinden en büyük yararlanmayı sağlamak amacıyla, bunların yapacakları göreve göre tesis yerinin ve bağlama şeklinin uygun bir tarzda seçilmesi gerekir. Kompanzasyon için kullanılan kondansatörlerin yerleştirilmesi bakımından en uygun yerin seçilmesi için şekil 2.7’de bir örnek verilmiştir. Burada bir B barasına bağlı M kuvvet

tüketicisinin T transformatörü ve H besleme hattı üzerinden bir santraldeki G generatörü tarafından beslendiği kabul edilmiştir. Şekil 2.7'a da hiç bir kompanzasyon tesisi öngörülmemiştir; tüketicinin ihtiyacı olan P aktif gücü (dolu çizgi ) ile Q reaktif gücü (kesik çizgi) generatör tarafından üretilir. Şu halde reaktif güç santralden itibaren besleme hattı ve transformatör üzerinden geçerek tüketiciye ulaşır. Burada reaktif gücün santralde üretildiğini işaret etmek için generatörün yanına bir kondansatör paralel bağlanmıştır.

Şekil 2.7b 'de kompanzasyon tesisi transformatörün yüksek gerilim tarafına bağlanmıştır; bu durumda her ne kadar generatör ve besleme hattı reaktif güçten kurtarılmış ise de transformatör hala reaktif akımla yüklenmektedir. Şekil 2.7c 'de kondansatör alçak gerilim barasına yerleştirilmiştir ve şekil 2.7d 'de kondansatör doğrudan doğruya tüketici uçlarına bağlanarak bütün tesis reaktif akımdan kurtarılmıştır.

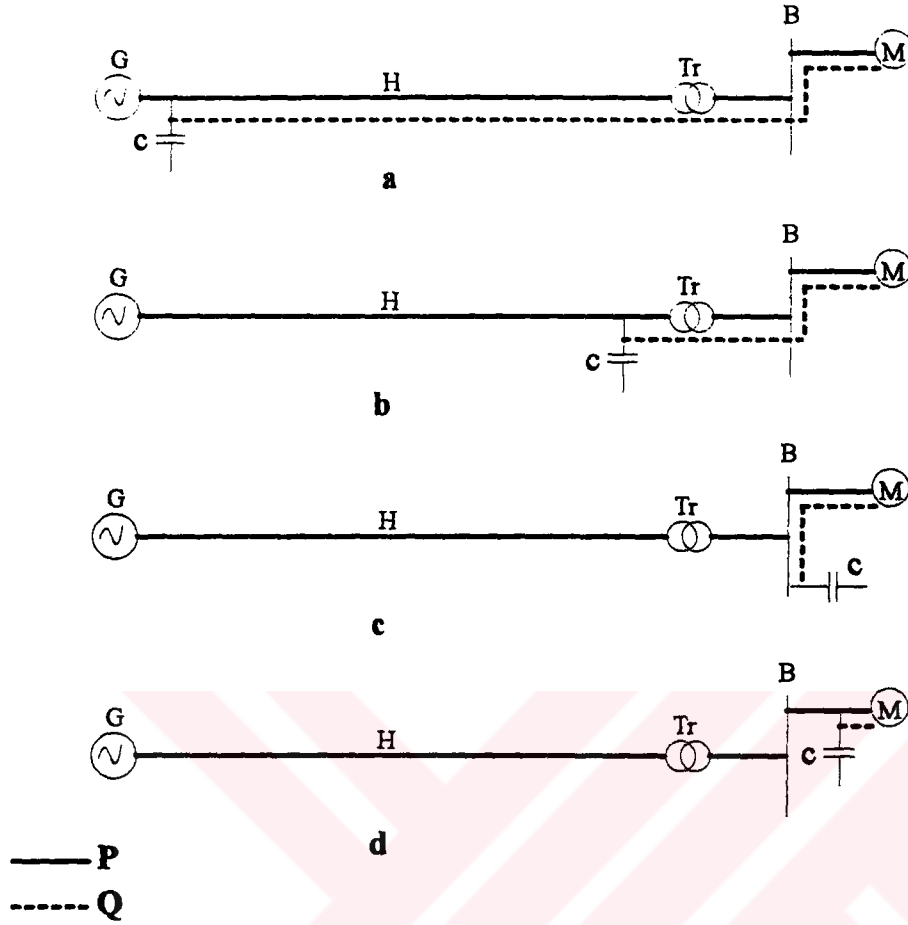
Bu incelemeler sonunda belirli bir kompanzasyon gücü elde etmek için, Şekil 2.7b ve Şekil 2.7c 'de işaret edildiği gibi, yüksek veya alçak gerilim tesislerine bağlı olan kondansatörlerin izolasyon özellikleri farklı olacağı gibi bunların kapasiteleri de farklı olur. Transformatörün primer tarafındaki empedansın sekonder tarafındaki empedansa oranı, transformatörün çevirme oranının karesine eşittir :

$$Z_1 / Z_2 = \bar{u}^2 \quad (2.33)$$

Transformatörün primer tarafına yerleştirilecek olan kondansatörün kapasitesi  $C_1$  , sekonder tarafa yerleştirilen kondansatörün kapasitesi  $C_2$  olmak üzere, denklem 2.8 göz önüne alınarak;

$$C_2 / C_1 = \bar{u}^2 \quad (2.34)$$

ifadesi elde edilir.



Şekil 2.7 Kompanzasyon tesisi için en uygun yerin seçilmesi.

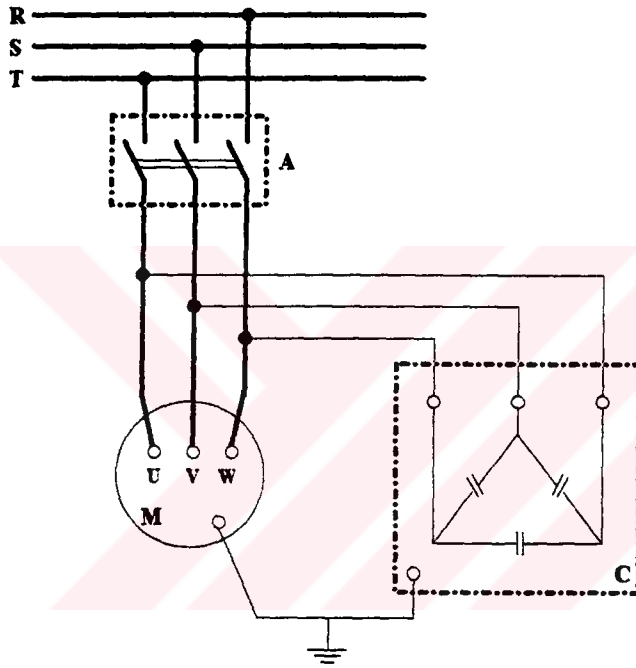
- a) Kompanzasyon tesisi yoktur,
- b) Kondansatör yüksek gerilim tarafına bağlanmıştır,
- c) Kondansatör alçak gerilim tarafına bağlanmıştır,
- d) Kondansatör tüketicinin uçlarına bağlanmıştır,
- G) Generatör,
- H) Besleme hattı,
- Tr) Transformatör,
- B) Alçak gerilim barası,
- M) Motor,
- C) Kondansatör.

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 13 , İstanbul

Belirli bir kompanzasyon işini yapacak olan kondansatörler belli başlı üç şekilde düzenlenirler.

### 2.7.1 Münferit kompanzasyon

Devamlı olarak işletmede bulunan oldukça büyük güçlü tüketicilerin reaktif güç ihtiyacını temin etmek için kondansatörler tüketicinin uçlarına doğrudan doğruya paralel bağlanırlar ve müşterek bir anahtar üzerinden tüketici ile birlikte işletmeye sokulup çıkarılırlar. Şekil 2.8 'de kısadevre rotorlu bir asenkron motor ile bulun uçlarına bağlı bir kondansatör bataryası gösterilmiştir.



Şekil 2.8 Doğrudan doğruya şebekeye bağlanan kısadevre rotorlu bir asenkron motorun münferit kompanzasyonu.

- M Motor,  
C Kondansatör,  
A Motor koruma anahtarı.

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 14 , İstanbul

Münferit kompanzasyonun birçok üstünlükleri yanında sakıncaları da vardır. Bu kompanzasyon tipi pahalı ve ayara elverişli değildir. Ancak sabit güçle sürekli çalışan tüketiciler için uygun ve ekonomik olabilirler.

Fluoresan lambaların kompanzasyonu için gerekli kondansatör gücü ve kapasitesi Çizelge 2.4 'de verilmiştir.

Çizelge 2.4 Fluoresan lambaların kompanzasyonu için gerekli kondansatör gücü ve kapasitesi. Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 15 , İstanbul

Nominal gerilimi V	Lamba gücü W	Kondansatör gücü var	Kapasite $\mu F$
110	20	30	8
220	10	30	2
220	2 x 25	55	3,5
220	16	40	5,5
220	20	80	5
220	25	55	3,5
220	40	70	4,5
220	2 x 20	70	4,5
220	65	110	7

Çizelge 2.5 ve Çizelge 2.6 'da çeşitli güçlerdeki asenkron motor ve transformatörler ile ilgili münferit kompanzasyon için tavsiye edilen kondansatör güçleri verilmiştir.

Çizelge 2.5 Motor gücü ve devir sayısına göre kondansatör gücü tayini.  
 Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 15 , İstanbul

Motor Gücü		Kondansatör gücü Kvar			
HP	kW	3000 d/d	1500 d/d	1000 d/d	750 d/d
1	0,73	0,5	0,5	0,5	0,5
2	1,46	0,8	0,8	1	1
3	2,19	1	1	1,6	1,6
5	3,65	1,6	1,6	2	2,5
7,5	5,47	2	2	2,5	4
10	7,30	4	4	5	5
15	10,95	5	5	7,5	8
20	14,60	5,5	5,5	8	10
30	21,90	8	8	15	15
50	36,50	15	20	25	30
100	73,00	25	30	35	40
150	109,50	30	35	40	45
200	146,00	50	50	55	60
250	182,50	70	70	80	85

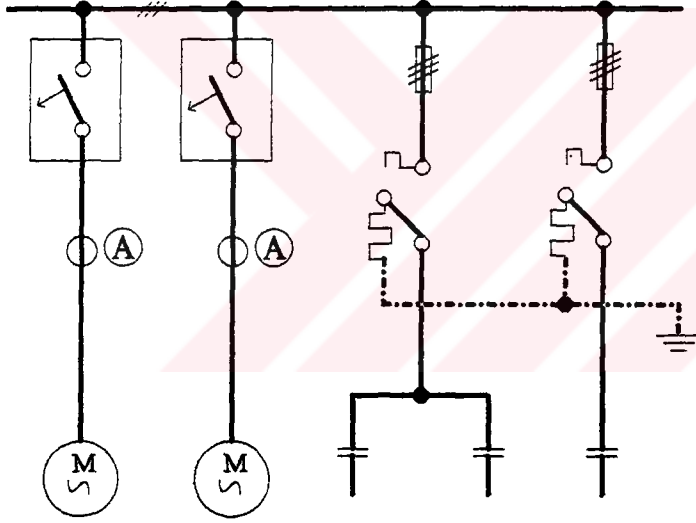
Çizelge 2.6 Transformator gücüne ve gerilimine göre kondansatör gücü tayini.  
 “Orta Gerilim Transformator Merkezlerinin Tasarımı”, T.M.M.O.B Elektrik Mühendisleri Odası, 1987, İzmir

Trafo Gücü kVA	Kondansatör Gücü Kvar		
	6 KV'a kadar	6 ila 15 KV	15 KV'un Yukarısı
10	1,5	1,5	2
25	2,5	2,5	3,5
50	5	6	8
63	6	8	10
100	8	10	12
125	10	10	12
160	10	12	15
200	12	15	20
250	15	20	25
315	20	20	25
400	20	25	30
500	25	30	35
630	30	35	40
1000	40	45	50
2000	60	65	80

### 2.7.2 Grup kompanzasyonu

Birçok tüketicinin bulunduğu bir tesiste her tüketicinin ayrı ayrı kondansatörler ile donatılacağı yerde bunların müşterek bir kompanzasyon tesisi tarafından beslenmesi daha pratik ve ekonomik sonuçlar verir. Bu durumda kondansatörlerin özel anahtarlar üzerinden ve gerektiğinde kademeli olarak şebekeye bağlanması gerekir. Şekil 2.9 'da grup kompanzasyonu tesisine ait bir örnek verilmiştir.

Aşağıdaki şekilde kondansatörler, açma ve kapama arklarını amortize etmek için özel anahtarlar ile donatılmıştır. Anahtar açıldığında hareket eden kontak, birdeşaj direnci üzerinden topraklanır.



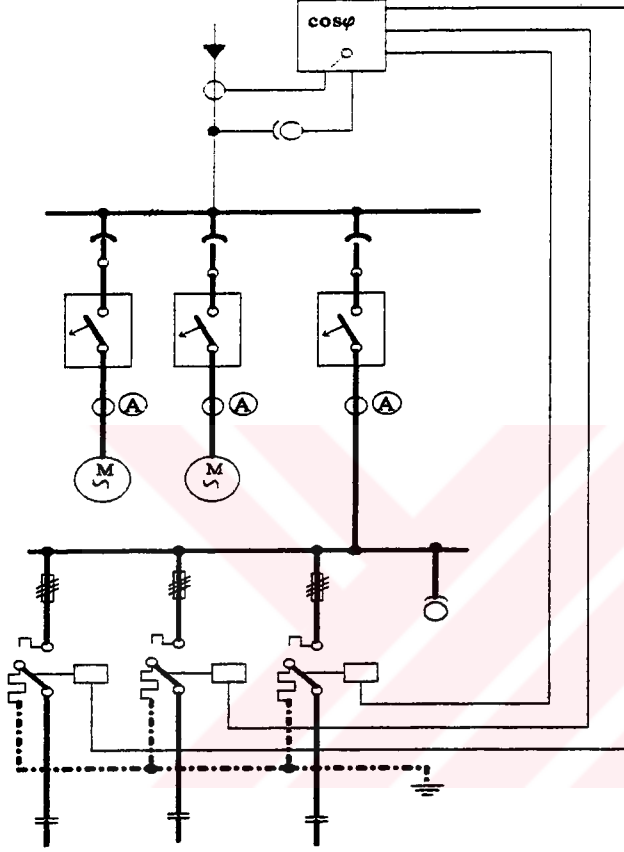
Şekil 2.9 Grup Kompanzasyonu.

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 16 , İstanbul

### 2.7.3 Merkezi kompanzasyon

Grup kompanzasyonun bir kademe daha genişletilmesiyle merkezi kompanzasyon elde edilir. Merkezi kompanzasyonda tüketici sayısı çok olduğundan ve bunların hepsinin de sabit güçle ve sürekli olarak devrede bulunması söz konusu olmadığından, kondansatör gücünü, değişen kompanzasyon gücüne uydurabilmek için merkezi kompanzasyonda bir ayar düzeni bulunur. Bu sayede hem düşük ve hem de aşırı

kompanzasyondan sakınmak mümkün olur. Şekil 2.10 'da bir merkezi kompanzasyon tesisi gösterilmiştir. Burada güç katsayısını devamlı olarak kontrol eden bir cihaz yardımı ile ihtiyaca göre kondansatör grupları devreye sokulup çıkarılırlar.



Şekil 2.10 Ayar yapılabilen merkezi kompanzasyon.

Bayram, M. , (1997), “ Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), sf. 16 , İstanbul

## 2.8. Kompanzasyon Tesisinin Ekonomik Hesabı

Bir işletmede tüketicilerin şebekeden çektikleri reaktif enerji bedeli, güç katsayısının düzeltilmemesi durumunda reaktif enerji tarifesine göre ödenir, eğer bu işletmede güç katsayısı 0,9 olacak şekilde bir kompanzasyon tesisi kurulursa, elektrik idaresine reaktif enerji bedeli ödenmez, fakat buna karşılık kompanzasyon tesisi için ilave bir yatırım yapmak gerekir. İşletmenin cinsine ve başlangıçtaki güç katsayısına göre bir

karşılaştırma hesabı yaparak hangi işletme şeklinin ekonomik olduğu tesbit edilir. Bu konu ile ilgili ekonomik analiz aşağıda incelenmiştir.

Kurulu aktif gücü 500 kW olan tesiste, ortalama tespit edilen güç katsayısı 0,76'dır. Günde 24 saat çalışan bu ünite aylık çalışma süresi 30 gündür.

$$\cos\phi_1 = 0,76$$

$$\tan\phi_1 = 0,8551$$

Güç katsayısı 0,95'e çıkartmak için,

Bir ayda sarf edilen aktif enerji,

$$A_p = 30 \cdot 24 \cdot 500 \text{ (kW)} = 360.000 \text{ kWh}$$

Bir ayda sarf edilen reaktif enerji,

$$A_q = A_p \cdot \tan\phi_1 = 360.000 \cdot 0,8551 = 307.836 \text{ kvarh}$$

### 2.8.1 Reaktif enerji bedeli hesabı

01/10/1997 tarihli TEDAŞ elektrik enerjisi satış tarifesine göre, tek terimli tarifede reaktif enerji bedeli 6.235 TL/kvarh'dir. (Çizelge 2.7)

Buna göre,

Bir aylık reaktif enerji bedeli ,

$$6.235 \cdot 307.836 = 1.919.357.460 \text{ TL}$$

Bir yıllık reaktif enerji bedeli ise,

$$12 \cdot 1.919.357.460 = 23.032.289.520 \text{ TL}$$

olur.

### 2.8.2 Kompanzasyon tesis masrafı

Şekil 2.11 ' da verilen elektrik projesine göre, güç katsayısının 0,76'dan 0,95'e çıkarabilmek için gerekli kondansatör gücü,

$$\cos\phi_2 = 0,95 \text{ ise } \tan\phi_2 = 0,3287$$

$$Q_c = P_1 \cdot (\tan\phi_1 - \tan\phi_2)$$

$$= 500 \cdot (0,8551 - 0,3287)$$

$$= 263,2 \text{ kvar}$$

gücünde kondansatör grubuna ihtiyaç vardır. Burada 7 kademeli reaktif güç kontrol rölesi kullanılacağından 25 kvar sabit kondansatör grubu olmak üzere,

Kademe Sayısı :	1	2	3	4	5	6	7
Kondansatör gücü :	25	25	25	25	50	50	50 (kvar)

toplam 11 adet 25 kvar'lık kondansatör kullanmak gereklidir.

Siemens firmasına ait ve malzeme kodu 4RB5250-5AB40 olan kondansatörlerin toplam fiyatı

$$A_{k1} = 11 \cdot 44.495.000 = 489.445.000 \text{ TL}$$

Burada Gemta firmasına ait ve malzeme kodu GK-117 reaktif güç kontrol rölesi (7 kademe) seçildiğinde, rölenin fiyatı,

$$A_{k2} = 31.000.000 \text{ TL}$$

Kontaktör seçimi ,

25 kvar için,  $I_c = Q_c / U = 25.000 / 400 = 62,5 \text{ A}$  buradan standart 63 A dayanıklı kontaktör seçersek, Siemens 3TF47 22-OAMO ,

$$A_{k3} = 28.255.000 \cdot 5 = 141.275.000 \text{ TL}$$

50 kvar için,  $I_c = Q_c / U = 50.000 / 400 = 125 \text{ A}$  buradan standart 140 A dayanıklı kontaktör seçersek, Siemens 3TF51 22-OAMO ,

$$A_{k4} = 78.740.000 \cdot 3 = 236.220.000 \text{ TL}$$

Otomatik şalter seçimi ,

$$I_{pn} = P / \sqrt{3} \cdot U \cdot \cos\phi_2 = 500.000 / \sqrt{3} \cdot 380 \cdot 0,95 = 800,60 \text{ A}$$

Standartlara uygun şalter seçersek, Siemens 800 A, malzeme kodu 3VF 7111-2BK60-OAAO, şalterin fiyatı,

$$A_{k5} = 426.830.000 \text{ TL}$$

Akım trafosu 800/5 A seçilir. Kompanzasyon panosu , sigorta ve montaj ekipmanları tutarı,

$$A_{k6} = 300.000.000 \text{ TL}$$

Yukarıda kompanzasyon tesis için gerekli ekipmanların toplam tutarı,

$$\begin{aligned} A_{kT} &= A_{k1} + A_{k2} + A_{k3} + A_{k4} + A_{k5} + A_{k6} \\ &= 489.445.000 + 31.000.000 + 141.275.000 + 236.220.000 + \\ &\quad 426.830.000 + 300.000.000 \\ &= 1.624.752.000 \text{ TL} \end{aligned}$$

## 2.9 Sonuçlar ve Öneriler

Yapılan hesaplamalar sonucunda kompanzasyon tesisi maliyetinin, reaktif güç tarifesi göre bir ayda ödenecek reaktif enerji bedelinden daha düşük olduğu görülmüştür.

Tesiste  $\cos\phi_2 = 0,95$  değerine çıkarılırsa ve  $P_1$  aktif gücümüzün sabit kalması istenirse,

$$S_1 = P_1 / \cos\phi_1 = 500.000 / 0.76 = 657,895 \text{ kVA görünür güce sahip iken}$$

Kompanzasyondan sonra,

$$S_2 = P_1 / \cos\phi_2 = 500.000 / 0,95 = 526,315 \text{ kVA düşer.}$$

$S_1$  görünür gücü sabit tutarsak, kompanzasyondan sonra

$$P_2 = S_1 \cdot \cos\phi_2 = 657,895 \cdot 0,95 = 625 \text{ kW'lık bir artış olur.}$$

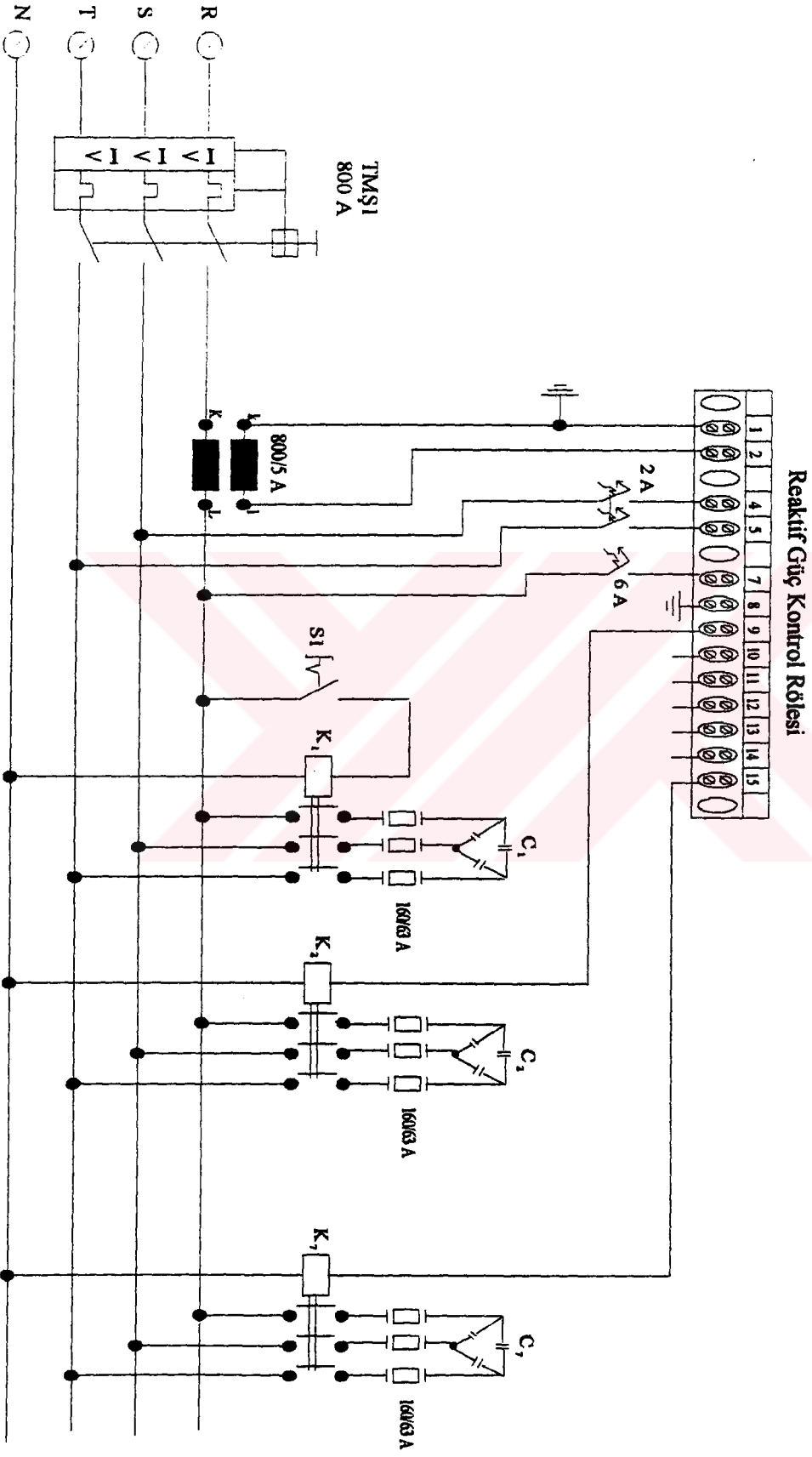
Bu incelemeden anlaşılıyor ki, tüketicinin aktif güç ihtiyacı sabit kalırsa, şebekeden çektiği güç, 657,895 kVA dan 526,315 kVA ya düşer bu da % 25 kadar bir

azalmaya karşılık gelir. Eğer görünür güç sabit tutulursa aktif gücü 500 kW'dan 625 kW'a çıkartmak mümkün olurki bu da yine % 25 oranında bir artışa karşılık gelir. Kompanzasyon sayesinde tesiste bir genişletmeye ve takviyeye gerek kalmadan tesisten çekilebilecek gücü arttırmak mümkündür.



Çizelge 2.7 TEDAŞ TÜRKİYE ELEKTRİK DAĞITIM A.Ş.  
ELEKTRİK ENERJİSİ SATIŞ TARİFELERİ

TARİFE KATEGORİLERİ ABONE GRUPLARI		AKTİF ENERJİ (TL/kWh)	PUANT TARİFESİ (TL/kWh)			GÜÇ (TL/kWh)	GÜÇ AŞIMI (TL/kWh)	REAKTİF ENERJİ (TL/kVarh)
			17/22	22/06	06/17			
<b>A) ÇİFT TERİMLİ TARİFE</b>								
SANAYİ	Kalkınmada öncelikli iller	9.300	14.423	6.095	9.300	550.000	825.000	4.650
	Diğer İller	10.780	18.265	6.095	10.780	645.000	967.500	5.390
ENDÜKSÜYON -ARK OCAKLARI		8.900	13.383	6.095	8.900	470.000	705.000	4.450
İÇME VE KULLANM A SUYU	Kalkınmada öncelikli iller	7.890	10.757	6.095	7.890	470.000	705.000	3.945
	Diğer İller	9.170	14.080	6.095	9.170	550.000	825.000	4.585
<b>A) TEK TERİMLİ TARİFE</b>								
SANAYİ	Kalkınmada öncelikli iller	10.740						5.370
	Diğer İller	12.470						6.235
İÇME VE KULLANM A SUYU	Kalkınmada öncelikli iller	9.060						4.530
	Diğer İller	10.510						5.255
Ticarethane-Resmi daire - Yazıhane Şantiye ve Geçici Aboneler		15.190						7.595
MESKEN	Kalkınmada öncelikli iller	10.750						
	Diğer İller	12.500						
Hayır kurumları, Dernekler, Vakıflar, Okullar, Resmi Yurtlar, Resmi Kurumlar, Spor Tesisleri, Resmi Sağlık Kuruluşları,		8.900						
Bakanlık ve Teşekkül Personeli	Kalkınmada öncelikli iller	6.450						
	Diğer İller	7.500						
Tarımsal Sulama		6.410						



Şekil 2.11 Kompanzasyon tesisine ait elektrik şeması

### 3. FUEL OİL ISITMA SİSTEMİNE AİT İŞLETME ŞARTI DEĞİŞİMİ ve YALITIM PROJESİ

Özellikle kış aylarında karşılaşılabilen doğal gaz kesintisi ve doğal gaz ile çalışan kazanlardan birinde arıza meydana gelebilmesi olasılığı göz önüne alınarak , dolu olarak bulundurulmuş 3.000 m<sup>3</sup> 'lük , 600 m<sup>3</sup> 'lük ve 250 m<sup>3</sup> 'lük fuel oil tankları fuel oil transferinin sorunsuz gerçekleşeceği bir sıcaklık olan 75 °C 'de tutulmaktadır (Bu sıcaklıkta fuel oil transferinin gerçekleştiği gözlenmiştir). Bu yüksek sıcaklığa rağmen tanklar izolasyonsuz durumdadırlar.

Bu çalışmada işletme şartlarında yapılan değişiklikler ve tank izolasyonlarının yapılması sonucu elde edilecek tasarruf miktarı değerlendirilmesi yapılacaktır.

Sistem ihtiyaç anında fuel oil'in 600 m<sup>3</sup>'lük ve 250 m<sup>3</sup> 'lük tanktan alınarak kazana beslenmesine ve boşalan tanka 3.000 m<sup>3</sup> 'lük ana tanktan takviye yapılması prensibine göre çalışmaktadır. Fuel oil transferini kolaylaştırmak amacıyla fuel oil hattı yol boyunca DN 20 'lik buhar hattı ile izlenmektedir.

Enerji tasarrufunun büyük önem taşıdığı günümüzde; buhar maliyetinin 16\$ gibi yüksek bir rakam olması , sistemde değişiklik yapılması zorunluluğunu getirmiştir.

#### 3.1 İşletme Şartlarında Yapılan Değişikler

##### 3.1.1 Fuel oil hattı ısı izleme buharının kısmen kapatılması

Öncelikle Tüpraş A.Ş.'den fuel oil 6 için yıllara göre ortalama akma noktaları alınmıştır.

Çizelge 3.1

Yıl	1993	1994	1995	1996
°C	7,22	9,44	8,88	10,5

Bu bilgiye dayanarak 15 °C' nin üzerindeki sıcaklıklarda fuel oil ısı izlemelerinin çalışması gereksiz görülmüş , hava şartlarına ve kondensatörlerin sağlıklı çalışması durumuna göre değişen 300 - 350 kg / sa 'lık buhar tasarrufu sağlanmıştır.

Buhar birim fiyatı 16 \$ / ton . 221.700 TL / \$ = 3.547.200 TL / ton

0,3 ton / sa . 24 sa . 3.547.200 TL = 21.283.200 TL / gün kazanç sağlanmıştır.

DN 20 'lık buhar hattının 4 ay boyunca devre dışı kalacağı düşünülürse :

21.283.200 . 30 . 4 = 2.553.984.000 TL/ yıl kazanç sağlanacak  
günlük ortalama 6.997.216 TL kazanç sağlanacaktır.

Fuel oil ana deposu olarak kullanılan 3.000 m<sup>3</sup> 'lük tankın 2.500 m<sup>3</sup> 'ünün dolu olduğu kabul edersek, tank sıcaklığının fuel oil kazanı çalışmadığı sürece 75 °C 'den 55 °C' ye düşürülmesi halinde; 1 günlük süre tank sıcaklığının transferi gerçekleştirebilecek 75 °C (Bu sıcaklıkta transferin gerçekleşebileceği denenmiştir.) sıcaklığa çıkmasını sağlayacak ve bu süre boyunca kazan 600 m<sup>3</sup> 'lük ve 250 m<sup>3</sup> 'lük tanklar ile beslenecektir. Fuel oil ; 700 kPa basıncındaki buhar ile ısıtılmaktadır.

Fuel oil ısıtma buhar hattı DN 100' lüktür.

$$\rho_{\text{fuel oil}} = 940 \text{ kg / m}^3$$

$$C_{p \text{ fuel oil}} = 2,05 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$Q = m \cdot c \cdot \Delta t \quad (3.1)$$

$$2.500 \text{ m}^3 \cdot 940 \text{ kg / m}^3 \cdot 2,05 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot (75 - 55) = 96.350.000 \text{ kJ}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (3.2)$$

$$h_{fg} = 2.066 \text{ kJ/kg ( 700 kPa basıncındaki buhar için)}$$

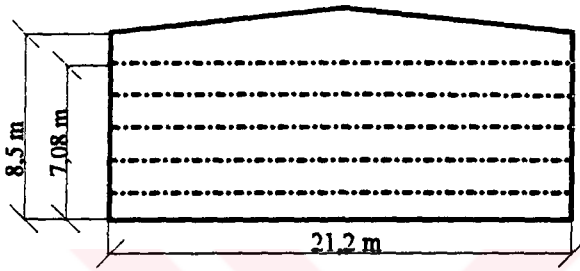
$$m_{\text{buhar}} = 2.000 \text{ kg/sa (DN 100'lük boru için 30 m/sn hızında taşınan buhar miktarı)}$$

$$96.350.000 / ( 2 .000 . 2066 ) = 23,3 \text{ saat}$$

Tank sıcaklığı 23,3 saat sonra 75 °C 'ye ulaşacaktır.

### 3.1.2 Ana Depolama Tank Sıcaklığının düşürülmesi

#### 3.1.2.1 3000 m<sup>3</sup> 'lük tank sıcaklığının 75 °C olması durumunda ısı transfer miktarı ;



Şekil 3.1

Tank malzemesi karbon çeliğidir.

l = Tank uzunluğu olmak üzere

$$Q/I = (T_1 - T_d) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_i \cdot \alpha_i\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{karbon çeliği}}\}) \cdot \ln(r_d/r_i) + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_d \cdot \alpha_d\}] \quad (3.3)$$

$$\lambda_{\text{karbon çeliği}} = 217,672 \text{ kJ / m.sa } ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_i = 293,02 \text{ kJ / sa. m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_d = 71,162 \text{ kJ / sa. m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Yaz ayları için ortalama sıcaklık 29 °C, kış ayları için ortalama sıcaklık 7 °C olarak kabul edildiğinde ;

$$Q/I = (75-18) / [ (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 10,6 \cdot 293,02\}) + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 217,672\}) \cdot \ln \{10,612 / 10,6\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 10,612 \cdot 71,162\}) ]$$

$$Q/I = 57/ 2,6275 \cdot 10^{-4}$$

$$Q/I = 216.920,6 \text{ kJ} / \text{m.sa}$$

Tank kapasitesi  $3.000 \text{ m}^3$  olup, bunun  $2.500 \text{ m}^3$  'ünün dolu olduğunu kabul edersek;

$$Q = 216.936 \text{ kJ} / \text{m.sa} \cdot 7,08 \text{ m} = 1.536.449 \text{ kJ} / \text{sa}$$

Tankın boş kalan kısmından transfer olan ısı miktarı;

Isıtıcı serpantinler tankın tabanına yerleştirildiği için, tankın boş olan kısmında sıcaklığın  $70^\circ\text{C}$ 'ye düştüğü gözlenmiştir.

$$T_i = 70^\circ\text{C}$$

Tankın boş olan kısmında fuel oil yerine hava olduğu için, eşitlik 3.3'te

$\alpha_i = 234,4 \text{ kJ/sa m}^2\text{ }^\circ\text{C}$  olmak üzere yerine koyulduğunda;

$$Q/I = (70-18)/ [ (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 10,6 \cdot 234,4\}) + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 217,672\}) ] \cdot$$

$$\ln \{10,612 / 10,6\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 10,612 \cdot 71,162\})$$

$$Q/I = 52/ 2,75633 \cdot 10^{-4}$$

$$Q/I = 188.657 \text{ kJ/ sa.m}$$

$$I = 1,42 \text{ m}$$

$$Q = 267.893 \text{ kJ/ sa}$$

Tank tavanından transfer olan ısı miktarı;

Tankın boş olan kısmı ile tank tavanı ısı transfer katsayısının aynı olması gereklidir.

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t \quad (3.4)$$

Tank tavanı bombeli olup açığı tespit edilemediği için, düz olarak düşünülmüştür.

$$A = \Pi \cdot r^2 \quad (3.5)$$

$$A = \Pi \cdot (10,612)^2$$

$$Q = 54,418 \text{ kJ / sa.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \cdot 353 \text{ m}^2 \cdot (70 - 18)$$

$$Q = 998.897 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam ısı transfer miktarı} = 2.803.239 \text{ kJ / sa}$$

### 3.1.2.2 3000 m<sup>3</sup>'lük tank sıcaklığının 55 °C olması durumunda ısı transfer miktarı

$$Q/I = (T_1 - T_d) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_i \cdot \alpha_i\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{karbon çeliği}}\}) \cdot \ln(r_d/r_i) + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_d \cdot \alpha_d\}] \quad (3.3)$$

$$Q/I = (55 - 18) / 2,6275 \cdot 10^{-4}$$

$$Q/I = 140.818 \text{ kJ / sa.m}$$

Tank kapasitesi 3000 m<sup>3</sup> olup bunun, 2500 m<sup>3</sup> 'ünün dolu olduğunu kabul edersek ;

$$140.818 \text{ kJ / sa.m} \cdot 7,08 \text{ m} = 996.991 \text{ kJ / sa}$$

Tankın boş olan kısmından transfer olan ısı miktarı;

Isıtıcı serpantinler tankın tabanına yerleştirildiği için, tankın boş olan kısmında sıcaklığın 50°C'ye düştüğü düşünülmüştür.

$$Q/I = (50 - 18) / 2,75633 \cdot 10^{-4}$$

$$Q/I = 116.096 \text{ kJ / sa.m}$$

I = 1,42 m olduğuna göre;

$$Q = 164.857 \text{ kJ/sa}$$

Tank tavanından olan ısı transferi;

Tank tavanı bombeli olup açı tespit edilemediği için, düz olarak düşünülmüştür.

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t \quad (3.4)$$

$$A = \Pi \cdot r^2 \quad (3.5)$$

$$A = \Pi \cdot (10,612)^2$$

$$Q = 54,418 \text{ kJ / sa.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \cdot 353 \text{ m}^2 \cdot (50 - 18) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q = 614.706 \text{ kJ / sa}$$

Toplam ısı transfer miktarı = 1.776.554 kJ/sa tir.

Tasarruf edilen miktar = 2.803.239 - 1.776.554 = 1.026.685 kJ/sa' tir.

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (3.2)$$

$$h_{fg} = 2.066 \text{ kJ/kg (700 kPa)}$$

$$1.026.685 / 2.066 = 497 \text{ kg/sa buhar tasarrufu sağlanmış olur.}$$

$$0,497 \times 24 = 11,9 \text{ ton / gün}$$

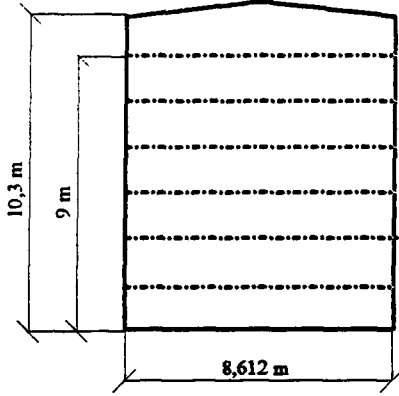
Buhar tasarrufundan dolayı kazancımız;

$$11,9 \text{ ton / gün} \cdot 3.547.200 \text{ TL/ton} = 42.211.680 \text{ TL/gün}$$

Fuel oil kazanları çalışmadığı sürece, tank sıcaklığının 75 °C'den 55 °C'ye düşürülmesiyle 11,9 ton / gün buhar tasarrufu, 42.211.680 TL/gün kazanç sağlanmıştır.

### 3.2 Fuel Oil Tanklarının İzolasyonlarının Yapılması Durumu

#### 3.2.1 600 m<sup>3</sup> 'lük tank izolasyonunun yapılması



Şekil 3.2

##### 3.2.1.1 İzolasyonsuz durumda ısı transfer miktarı

$$Q/I = (T_1 - T_d) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_i \cdot \alpha_i\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{karbon çeliği}}\}) \cdot \ln(r_d/r_i) + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_d \cdot \alpha_d\}] \quad (3.3)$$

$$Q/I = (75 - 18) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot 293,02 \cdot 4,306\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 217,672\}) \cdot$$

$$\ln(4,311/4,306) + (1 / \{2 \cdot \Pi \cdot 4,311 \cdot 71,162\})]$$

$$Q/I = 57 / 6,456 \times 10^{-4} \text{ kJ / m.sa}$$

$$Q/I = 88.289 \text{ kJ / m.sa}$$

Tank kapasitesi 600 m<sup>3</sup> olup bunun 520 m<sup>3</sup>'lük kısmının dolu olduğunu kabul edersek;

$$Q = 88.289 \text{ kJ / sa.m} \cdot 9 \text{ m} = 794.601 \text{ kJ / sa}$$

Tankın boş olan kısmından transfer olan ısı miktarı;

Isıtıcı serpantinler tankın tabanına yerleştirildiği için, tankın boş olan kısmında sıcaklığın 70°C'ye düştüğü düşünülmüştür.

Tankın boş olan kısmında fuel oil yerine hava olduğu için, eşitlik 3.3'te  $\alpha_i = 234,4 \text{ kJ/sa m}^2\text{°C}$  olmak üzere yerine koyulduğunda;

$$Q/I = (70 - 18) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot 234,4 \cdot 4,306\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 217,672\}) \cdot$$

$$\ln(4,311/4,306) + (1 / \{2 \cdot \Pi \cdot 4,311 \cdot 71,162\})]$$

$$Q/I = 52/6,773 \cdot 10^{-4}$$

$$Q/I = 76.775 \text{ kJ/sa.m}$$

I = 1,3m olduğuna göre;

$$Q = 99.808 \text{ kJ/sa}$$

Tankın tavanından transfer olan ısı miktarı;

Tank tavanı bombeli olup açı tespit edilemediği için, düz olarak düşünülmüştür.

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t \quad (3.4)$$

$$A = \Pi \cdot (4,311)^2$$

$$A = 58,3 \text{ m}^2$$

$$Q = 54.418 \text{ kJ / sa.m}^2 \text{ °C} \cdot 58,3 \text{ m}^2 \cdot (70-18) \text{ °C} = 164.974 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam ısı transfer miktarı} = 1.059.383 \text{ kJ / sa}$$

### 3.2.1.2 İzolasyonlu durumda ısı transfer miktarı

Tank malzemesi 0,5 cm kalınlığında karbon çeliğidir, izolasyon malzemesi olarak 6 cm kalınlığında cam yünü kullanılmıştır. İzolasyon malzemesi 1 mm kalınlığında alüminyum ile kaplanmıştır. İzolasyon kalınlığı belirlenirken izolasyon kalınlığının artması ile ısı transferinin azalacağı göz önünde bulundurulmuş ve 8 cm ile 12 cm izolasyon kalınlıkları için yatırım dönüş süresi 30 ve 31 gün olarak hesaplanmıştır.

$$Q/I = T_i - T_d / [1/\{2.\Pi .r_i .\alpha_i \} + (1/\{2.\Pi .\lambda_{\text{karbon çeliği}} \}) \ln r_2 / r_i + (1/\{2.\Pi .\lambda_{\text{cam yünü}} \}) \ln r_3 / r_2 + (1/\{2.\Pi .\lambda_{\text{al.}} \}) \ln r_d / r_3 + (1/\{2.r_d .\alpha_d \})] \quad (3.6)$$

$$\lambda_{\text{karbon çeliği}} = 217,672 \text{ kj / m.sa. } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_{\text{cam yünü}} = 0,1368 \text{ kj / m.sa. } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_{\text{alüminyum}} = 853,944 \text{ kj / m.sa. } ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_i = 293,02 \text{ kj / sa.m}^2 . ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_{\text{dış}} = 71,162 \text{ kj / sa.m}^2 . ^\circ\text{C}$$

$$Q/I = (75 - 18) / [1/\{2.\Pi .4,306.293,02\} + 1/\{2.\Pi .217,672\} \ln 4,311/4,306 + 1/\{2.\Pi .0,1368\} \ln 4,371/4,311 + 1/\{2.\Pi .853,944\} \ln 4,372/4,371 + 1/\{2.\Pi .4,372.71,162\}]$$

$$Q/I = 57 / 0,0166889 = 3.415 \text{ kj / m.sa.}$$

Tank kapasitesi  $600 \text{ m}^3$  olup, bunun  $520 \text{ m}^3$  ünün dolu olduğunu kabul edersek;  
 $3.415 \text{ kj / m.sa.} \cdot 9 \text{ m} = 30.739 \text{ kj / sa}$

Tankın boş olan kısmından transfer olan ısı miktarı;

Tankın boş olan kısmında fuel oil yerine hava olduğu için, eşitlik 3.5'te

$\alpha_i = 234,4 \text{ kj/sa m}^2 . ^\circ\text{C}$  olmak üzere yerine koyulduğunda;

$$Q/I = (70-18) / 0,016708$$

$$Q/I = 3112 \text{ kj/sa.m}$$

$$I = 1,3 \text{ m}$$

$$Q = 4.046 \text{ kj/sa}$$

Tank tavanından transfer olan ısı miktarı;

$$Q = K . A . \Delta t \quad (3.4)$$

$$Q = 2,21 \text{ kj / sa.m}^2 . ^\circ\text{C} . 58,3 \text{ m}^2 . (70-18) ^\circ\text{C} = 6.702 \text{ kj / sa}$$

Toplam ısı transfer miktarı = 41.487 kJ / sa.

### 3.2.1.3 İzolasyon masrafı

Cam yünü (6 cm' lik)	= 200.000 TL/m <sup>2</sup>
Alüminyum	= 1.500.000 TL/m <sup>2</sup>
İşçilik ücreti	= 1.500.000 TL/ m <sup>2</sup>
Lama	= 350.000 TL/ m <sup>2</sup>
Toplam	= 3.550.000 TL/m <sup>2</sup>

Tank izolasyonu yapılacak yüzey alanı;

$$A = 2 \cdot \Pi \cdot r \cdot l \quad (3.7)$$

$$A = 2 \cdot \Pi \cdot 4,311 \cdot 10,3$$

$$A = 337 \text{ m}^2$$

Toplam izolasyon masrafı

$$337 \text{ m}^2 \cdot 3.550 .000 \text{ TL/m}^2 = 1.196.350.000 \text{ TL}$$

### 3.2.1.4 Yatırım dönüş süresinin hesaplanması

Tasarruf edilen miktar = 1.059.383 - 41.487 = 1.017.896 kJ / sa

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (3.2)$$

$$h_{fg} = 2.066 \text{ kJ/kg}$$

$$1.017.896 \text{ kJ / sa} / 2.066 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} = 493 \text{ kg/h } 700 \text{ kPa buhar tasarrufu}$$

sağlanmış olur.

$$0,493 \cdot 24 = 11,832 \text{ ton/gün}$$

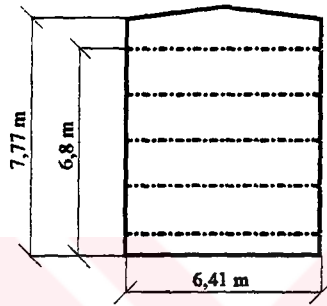
$$11,832 \text{ ton/gün} \cdot 3.547.200 \text{ TL/ton} = 41.970.470 \text{ TL/gün kazanç sağlanmış}$$

olur.

1.196.350.000 TL/ 41.970.470 TL/gün = 28,5 gün'dür

600 m<sup>3</sup> 'lük tank izolasyonunun yapılması durumunda 11,832 ton / gün buhar tasarrufu ve 41.970.470 TL / gün kazanç sağlanacak, sistem 28,5 gün içerisinde kendini amorte edecektir.

### 3.2.2 250 m<sup>3</sup> lük tank izolasyonunun yapılması



Şekil 3.3

#### 3.2.2.1 İzolasyonsuz durumda ısı transfer miktarı

$$Q/I = (T_1 - T_d) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_i \cdot \alpha_i\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{karbon çeliği}}\}) \cdot \ln(r_d/r_i) + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_d \cdot \alpha_d\}] \quad (3.3)$$

$$Q/I = (75 - 18) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot 3,20 \cdot 293,02\} + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot 217,672\} \ln 3,205/3,2 + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot 3,205 \cdot 71,162\}]$$

$$Q/I = 57 / 8,686 \cdot 10^{-4}$$

$$Q/I = 65.624 \text{ kJ / m.sa.}$$

Tank kapasitesi 250 m<sup>3</sup> olup, bunun 220 m<sup>3</sup> 'ünün dolu olduğunu kabul edersek;

$$Q = 65.624 \text{ kJ / m.sa.} \cdot 6,8 \text{ m} = 446.243 \text{ kJ / sa.}$$

Tankın boş olan kısmından transfer olan ısı miktarı;

Isıtıcı serpantinler tankın tabanına yerleştirildiği için, tankın boş olan kısmında sıcaklığın 70°C'ye düştüğü düşünülmüştür.

Tankın boş olan kısmında fuel oil yerine hava olduğu için, eşitlik 3.3'te  $\alpha_i = 234,4 \text{ kJ/sa m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  olmak üzere yerine koyulduğunda;

$$Q/I = (70 - 18) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot 234,4 \cdot 3,2\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 217,672\}) \cdot \ln(3,205/3,2) + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 3,205 \cdot 71,162\})]$$

$$Q/I = (70-18) / 0,0009111$$

$$Q/I = 57.074 \text{ kJ/sa.m}$$

$$I = 0,97 \text{ m}$$

$$Q = 55.362 \text{ kJ/ sa}$$

Tank tavanından transfer olan ısı miktarı;

Tank tavanı bombeli olup açısı tespit edilemediği için, düz olarak düşünülmüştür.

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t \quad (3.4)$$

$$A = \Pi \cdot (3,205)^2$$

$$A = 32,27 \text{ m}^2$$

$$Q = 54,418 \text{ kJ / sa.m}^2 \text{ }^\circ\text{C} \cdot 32,27 \text{ m}^2 \cdot (70 - 18) \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q = 91.318 \text{ kJ / sa.}$$

$$\text{Toplam ısı transfer miktarı} = 592.923 \text{ kJ / sa.}$$

### 3.2.2.2 İzolasyonlu durumda ısı transfer miktarı

$$Q/I = T_i - T_d / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_i \cdot \alpha_i\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{karbon çeligi}}\}) \ln r_2 / r_i + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{cam yünü}}\}) \ln r_3 / r_2 + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{al}}\}) \ln r_d / r_3 + (1/\{2 \cdot r_d \cdot \alpha_d\})] \quad (3.6)$$

$$Q/I = 75-18/[1/\{2 \cdot \Pi \cdot 3,2 \cdot 293,02\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 217,672\}) \cdot \ln 3,205/3,20 + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 0,1368\}) \cdot \ln 3,265/3,205 + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot 853,944\}) \cdot \ln 3,266/3,265 + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot 3,266 \cdot 71,162\}]$$

$$Q/I = 57/0,02239 = 2.545 \text{ kJ / m.sa}$$

250 m<sup>3</sup> 'lük tankın 220 m<sup>3</sup> 'ünün dolu olduğunu kabul edersek;

$$2.545 \text{ kJ / sa.m.} \cdot 6,8 \text{ m} = 17.306 \text{ kJ / sa.}$$

Tankın boş olan kısmından transfer olan ısı miktarı;

Tankın boş olan kısmında fuel oil yerine hava olduğu için, eşitlik 3.5'te

$\alpha_i = 234,4 \text{ kJ/sa m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  olmak üzere yerine koyulduğunda;

$$Q/I = (70-18) / 0,02243$$

$$Q/I = 2.318 \text{ kJ/sa.m}$$

$$I = 0,97 \text{ m}$$

$$Q = 2.248 \text{ kJ/sa}$$

Tank tavanından transfer olan ısı miktarı;

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t \quad (3.4)$$

$$Q = 2,21 \text{ kJ / sa.m}^2 \text{ }^\circ\text{C} \cdot 32,27 \text{ m}^2 \cdot (70-18) \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q = 3.709 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam ısı transfer miktarı} = 23.263 \text{ kJ / sa}$$

### 3.2.2.3 Yatırım dönüş süresinin hesaplanması

$$\text{Tasarruf edilen miktar} = 592.923 - 23.263 = 569.660 \text{ kJ / sa}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (3.2)$$

$$569.660 \text{ kJ / sa.} / 2.066 \text{ kJ / kg} = 275,7 \text{ kg / sa buhar tasarrufu sağlanmış olur.}$$

$$0,2757 \cdot 24 = 6,616 \text{ ton / gün}$$

Buhar tasarrufundan dolayı kazancımız;

$$6,616 \text{ ton/gün} \cdot 3.547.200 \text{ TL/ton} = 23.471.113 \text{ TL/gün}$$

Tank izolasyonu yapılacak yüzey alanı,

$$A = 2 \cdot \Pi \cdot 3,206 \cdot 7,77$$

$$A = 188,74 \text{ m}^2$$

$$\text{İzolasyon masrafı} = 188,74 \text{ m}^2 \cdot 3.550.000 \text{ TL/m}^2 = 670.027.000 \text{ TL}$$

$$670.027.000 \text{ TL} / 23.471.113 \text{ TL/gün} = 28,5 \text{ gün}$$

250 m<sup>3</sup> 'lük tank izolasyonunun yapılması halinde 6,616 ton /gün buhar tasarrufu ve 23.471.113 TL / gün kazanç sağlanacak , sistem 28,5 gün içerisinde kendini amorte edecektir.

### 3.2.3 3.000 m<sup>3</sup> lük Tank izolasyonunun yapılması

#### 3.2.3.1 Tank sıcaklığının 55 °C olması durumunda ısı transfer miktarı

##### 3.2.3.1.1 İzolasyonsuz durumda ısı transfer miktarı

Bölüm 3.1.2.2' de Toplam 1.776.554 kj/sa olarak hesaplandı.

##### 3.2.3.1.2 İzolasyonlu durumda ısı transfer miktarı

$$Q/I = (T_i - T_d) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_i \cdot \alpha_i\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{karbon çeliği}}\}) \ln r_2 / r_1 + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{cam yünü}}\}) \ln r_3 / r_2 + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{al}}\}) \ln r_d / r_3 + (1/\{2 \cdot r_d \cdot \alpha_d\})] \quad (3.6)$$

$$Q/I = (55 - 18) / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot 10,6 \cdot 293,02\} + 1/2 \cdot \Pi \cdot 217,672 \cdot \ln 10,612/10,6 + 1/2 \cdot \Pi \cdot 0,1368 \ln 10,672/10,612 + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot 853,944\} \ln 10,673/10,672 + 1/\{2 \cdot \Pi \cdot 10,673 \cdot 71,162\}]$$

$$Q/I = 37/6,8164 \cdot 10^{-3} = 5.428 \text{ kj / m.sa}$$

$$Q = 5.428 \cdot 7,08 = 38.430 \text{ kj / sa}$$

Tankın boş olan kısmından transfer olan ısı miktarı;

Isıtıcı serpantinler tankın tabanına yerleştirildiği için, tankın boş olan kısmında sıcaklığın 50°C'ye düştüğü gözlenmiştir.

Tankın boş olan kısmında fuel oil yerine hava olduğu için, eşitlik 3.5'te  $\alpha_i = 234,4 \text{ kJ/sa m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$  olmak üzere yerine koyulduğunda;

$$Q/I = 32/ 0,0068292$$

$$Q/I = 4.686 \text{ kJ/sa.m}$$

$$I = 1,42 \text{ m}$$

$$Q = 6.654 \text{ kJ/sa}$$

Tank tavanından transfer olan ısı miktarı;

Tankın boş olan kısmı ile tank tavanı ısı transfer katsayısının aynı olması gereklidir.

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t \quad (3.4)$$

$$Q = 2,21 \text{ kJ / sa.m}^2 \text{ }^\circ\text{C} \cdot 353 \text{ m}^2 \cdot (50-18) \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q = 24.965 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam ısı transfer miktarı} = 70.049 \text{ kJ / sa}$$

### 3.2.3.1.3 Yatırım dönüş süresinin hesaplanması

$$\text{Tasarruf edilen miktar} = 1.776.554 - 70.049 = 1.706.505 \text{ kJ / sa}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (3.2)$$

$$1.706.505 \text{ kJ / sa} / 2.066 \text{ kJ / kg} = 826 \text{ kg / sa buhar tasarrufu sağlanmış olur.}$$

$$0,826 \cdot 24 = 19,824 \text{ ton/gün}$$

Buhar tasarrufundan dolayı kazancımız;

$$19,824 \text{ ton/gün} \cdot 3.547.200 \text{ TL/ton} = 70.319.693 \text{ TL /gün}$$

İzolasyon masrafı ;

$$A = 2 \cdot \Pi \cdot 10,612 \cdot 8,5 + \Pi \cdot 10,612^2$$

$$A = 921 \text{m}^2$$

$$921 \text{m}^2 \cdot 3.550.000 \text{ TL} = 3.269.550.000 \text{ TL}$$

$$3.269.550.000 \text{ TL} / 70.319.693 \text{ TL /gün} = 46,5 \text{ gün}$$

3.000 m<sup>3</sup> 'lük tank izolasyonunun yapılması durumunda 19,824 ton / gün buhar tasarrufu ve 70.319.693 TL / gün kazanç sağlanacak, sistem 46,5 gün içerisinde kendini amorte edecektir.

### 3.2.3.2 Fuel oil kazanlarının çalışması durumunda 75 °C tank sıcaklığı için ısı transfer miktarı

#### 3.2.3.2.1 İzolasyonsuz durumda ısı transfer miktarı

Bölüm 3.1.2.1' de Toplam 2.803.239 kj/sa olarak hesaplandı.

#### 3.2.3.2.2 İzolasyonlu durumda ısı transfer miktarı

$$Q/I = T_i - T_d / [1/\{2 \cdot \Pi \cdot r_i \cdot \alpha_i\} + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{karbon çeligi}}\}) \ln r_2 / r_i + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{cam yünü}}\}) \ln r_3 / r_2 + (1/\{2 \cdot \Pi \cdot \lambda_{\text{al}}\}) \ln r_d / r_3 + (1/\{2 \cdot r_d \cdot \alpha_d\})] \quad (3.6)$$

$$Q = 75-18 / 0,0068164 = 8.362 \text{ kj / sa.m.}$$

Tank kapasitesi 3.000 m<sup>3</sup> olup, bunun 2.500 m<sup>3</sup>'ünün dolu olduğunu kabul edersek;

$$8.362 \text{ kj / sa.m} \cdot 7,08 \text{ m} = 59.203 \text{ kj / sa}$$

Tankın boş olan kısmından transfer olan ısı miktarı;

Isıtıcı serpantinler tankın tabanına yerleştirildiği için, tankın boş olan kısmında sıcaklığın 70°C'ye düştüğü gözlenmiştir.

Tankın boş olan kısmında fuel oil yerine hava olduğu için, eşitlik 3.5'te

$\alpha_i = 234,4 \text{ kJ/sa m}^2\text{°C}$  olmak üzere yerine koyulduğunda;

$$Q/I = 52/0,0068292$$

$$Q/I = 7.614 \text{ kJ/sa.m}$$

$$I = 1,42 \text{ m}$$

$$Q = 10.812 \text{ kJ/sa}$$

Tank tavanından transfer olan ısı miktarı;

Tankın boş olan kısmı ile tank tavanı ısı transfer katsayısının aynı olması gereklidir.

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t \quad (3.4)$$

$$Q = 2.21 \text{ kJ / sa.m}^2 \text{°C} \cdot 353 \text{ m}^2 \cdot (70-18) \text{°C}$$

$$Q = 40.567 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam ısı transfer miktarı} = 110.582 \text{ kJ / sa}$$

### 3.2.3.2.3 Yatırım dönüş süresinin hesaplanması

$$\text{Tasarruf edilen miktar} = 2.803.239 - 110.582 = 2.692.657 \text{ kJ / sa}$$

$$2.692.657 \text{ kJ / sa} / 2.066 \text{ kJ / kg °C} = 1.303 \text{ kg/sa buhar tasarrufu sağlanmış}$$

olur.

$$1,303 \cdot 24 = 31,27 \text{ ton/gün}$$

Buhar tasarrufundan dolayı kazancımız;

$$31,27 \text{ ton/gün} \cdot 3.547.200 \text{ TL/ton} = 110.920.944 \text{ TL/gün}$$

İzolasyon masrafı ;

$$A = 921 \text{ m}^2 \text{ Bölüm 3.2.3.1.3.'te hesaplandı.}$$

$$921 \text{ m}^2 \cdot 3.550.000 \text{ TL} = 3.269.550.000 \text{ TL}$$

$$3.269.550.000 \text{ TL} / 110.920.944 \text{ TL/gün} = 29,5$$

3.000 m<sup>3</sup> 'lük tank izolasyonunun yapılması durumunda 31,27 ton / gün buhar tasarrufu ve 110.920.944 TL / gün kazanç sağlanacak, sistem 29,5 gün içerisinde kendini amorte edecektir.

### 3.3 Sonuçlar

Bu çalışmalar sonucunda; fuel oil hattı ısı izleme buharının hava sıcaklığına bağlı olarak kapatılması ve fuel oil tank izolasyonlarının yapılması durumunda; fuel oil kazanı devre dışı iken 3000 m<sup>3</sup> 'lük fuel oil tank sıcaklığı 55 °C olacağı için toplam 52,53 ton / gün buhar tasarrufu ve 186.334.416 TL / gün kazanç , fuel oil kazanı devrede iken tank sıcaklığının 75 °C olması durumunda toplam 49,72 ton / gün buhar tasarrufu ve 176.366.784 TL / gün kazanç sağlanacaktır.

#### 4. DİSTİLYASYON ÜNİTESİ DİZAYNI ve DİSTİLYASYONDA ENERJİ TASARRUFU

Sıvı karışımlarının kendini oluşturan komponentlere ayrışması kimya ve petrol endüstrileri için çok önemli bir işlemdir. Bu ayrıştırma işlemi için en çok kullanılan metot distilasyondur. Sürekli daha saf ürünleri daha büyük verimliliklerle elde etme isteği distilasyon tekniklerinde yeni araştırmalar yapmayı zorunlu kılmıştır. Mühendislik yönünden bakacak olursak; distilasyon kolonlarının diğer bütün proses ünitelerinden kapasite olarak daha geniş aralıkta; 0,3 m'den 10 m'ye kadar olan çaplarda ve 3 m'den 75 m'ye varan yüksekliklerde dizayn edilmeleri zorunlu kılınmıştır.

Distilasyonda amaç; istenilen ürün kalitesini minimum maliyetle üretmenin dışında, besleme kompozisyonunda meydana gelen varyasyonlara rağmen sabit ürün saflığını elde etmektir. Ayrıca distilasyon ünitesini kontrol ünitesiz düşünemediğimiz gibi, distilasyon üniteleri genellikle bazı farklı ünitelerle birlikte çalışırlar.

Distilasyonda dikey silindir kolonlar minimum yer kaplarlar, büyük sayıda tepside oluşan buharlaşma ve kondenzasyon bölümleri ile kompakt formda ve kullanıma uygundur.

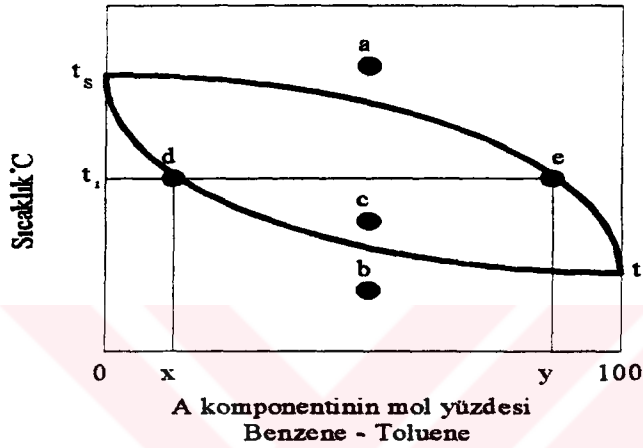
Bu çalışmada distilasyon hakkında ön bilgi vererek çeşitli distilasyon metotları inceledikten sonra Dimetil asetamid (Dm) ve su karışımını incelediğim distilasyon metotlarından biriyle ( Smoker equation) ayrıştırma işlemi; ve bu ayrıştırma işlemi sırasında kullanılması gereken enerjiyi minimum kılmak için distilasyon işlemi dört ayrı kolonda gerçekleştirmeyi ( ilk iki kolonu vakumda olmak üzere) distilasyon işlemi sonunda % 99,5 saflıkta Dimetil asetamid ve % 99,98 saflıkta su elde etmeyi amaçladım.

Distilasyon işlemi tepsi sayısını belirlemede sadece komponentlerin fiziksel ve kimyasal özellikleri değil distilasyon ünitesi içerisindeki akışkan dinamiği de önemlidir.

\* Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991), " An Introduction to Chemical Engineering " , Chemical Engineering Volume 2.

#### 4.1 Buhar - Sıvı Dengesi

Belirli bir kompozisyondaki sıvı ile dengede olan buhar fazına ait kaynama noktası diyagramı genellikle deneylerden elde edilir, deney sonuçları sıcaklık-kompozisyon diyagramı üzerinde gösterilir.



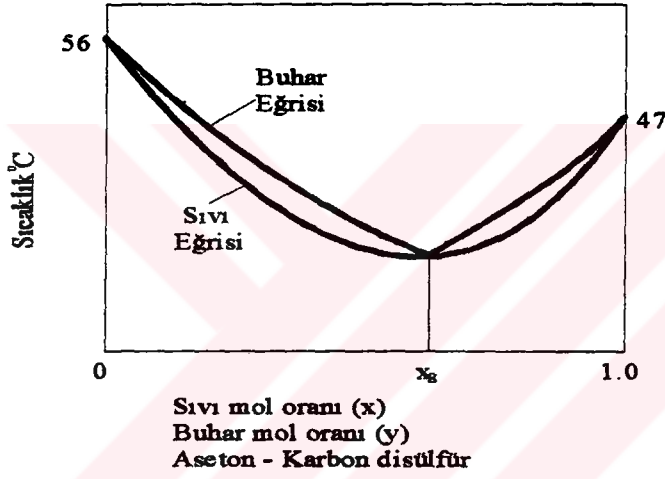
Şekil 4.1 Sabit basınçta kaynama noktası diyagramı.  
Çataltaş,İ., (1973), Kimya Mühendisliğine Giriş, İstanbul.

Şekil 4.1'de, A sıvısı (kaynama noktası  $t_A$ ) ile B sıvısı (kaynama noktası  $t_B$ ) tarafından meydana getirilen bütün karışımların, sabit basınçtaki kaynama noktası ve denge bileşimi gösterilmektedir. A sıvısı daha uçucudur. Böyle bir diyagramda sıcaklıklar ordinat, bileşimler ise apsis eksenine yerleştirilmişlerdir. Diyagram, uçları birleştirilmiş iki eğriden meydana gelmiştir. Üstteki eğri üzerinde bulunan herhangi bir noktayı (e noktası) göz önüne alalım. Bileşimi apsis üzerinde y noktası ile belirli kılınan buhar fazı, belirli bir sıcaklıkta ( $t_1$ ) yoğunlaşmaya başlar ve bileşimi x noktası ile gösterilen sıvı fazı verir. Diğer taraftan alttaki eğri üzerinde yer alan d noktası, bileşimi x noktası ile belirli kılınan sıvı fazı gösterir. Bu sıvı  $t_1$  sıcaklığında kaynamaya başlar ve ilk teşekkül eden buhar fazı y bileşimine sahip olur. Aynı yatay doğru üzerindeki iki nokta (d ve e noktaları) yatay doğrunun göstermekte olduğu sıcaklıkta birbirleriyle dengede bulunan buhar ve sıvı fazlarının bileşimlerini gösterirler. Üstteki eğrinin üstüne düşen bütün noktalarda ( a noktası gibi ), karışım tamamen buhar halindedir. Altteki eğrinin altına düşen bütün noktalarda ( b noktası gibi) ise, sistem

\* Çataltaş,İ., (1973), Kimya Mühendisliğine Giriş, İstanbul.

tamamen sıvı halindedir. Bu iki eğri arasında kalan noktalarda ( c noktası gibi), sistem kısmen sıvı ve kısmen buhar halindedir.

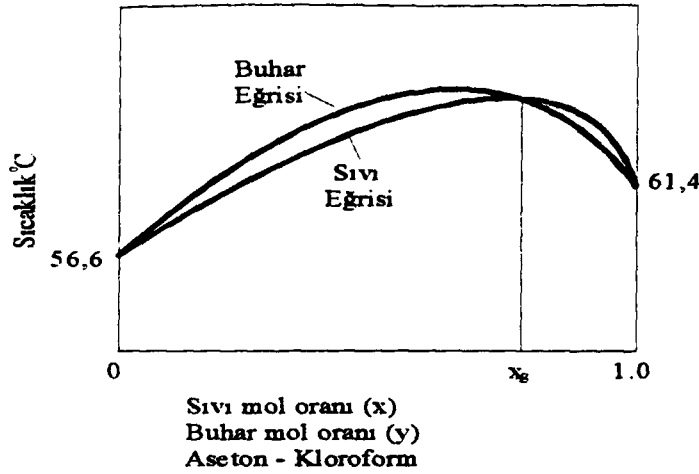
Bileşimi  $x$  ile belirli kılınan bir sıvı karışımının yavaş yavaş ısıtılması halini göz önüne alalım. Bu çözelti  $t_1$  sıcaklığında kaynayacaktır. Teşekkül eden ilk buhar, diyagram üzerinde  $y$  noktası ile gösterilen bir bileşime sahip olacaktır. Önemli miktarda buhar teşekkül eder etmez, buharın daha uçucu komponent bakımından kendini meydana getiren sıvıya nazaran zengin olması sebebiyle, sıvı fazın bileşimi artık  $x$  noktasında değildir. Bunun bir sonucu olarak  $d$  noktası, sıvı faz eğrisi üzerinde sola doğru kaymaya başlar.



Şekil 4.2 Sıcaklık-Kompozisyon diyagramı.

Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),

"An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2

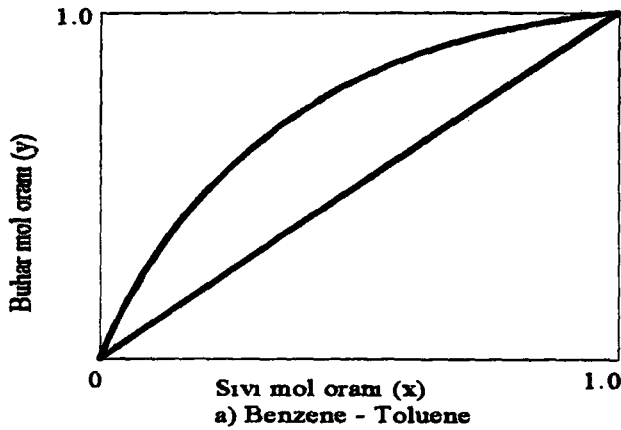


Şekil 4.3 Sıcaklık-Kompozisyon diyagramı.

Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
"An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2

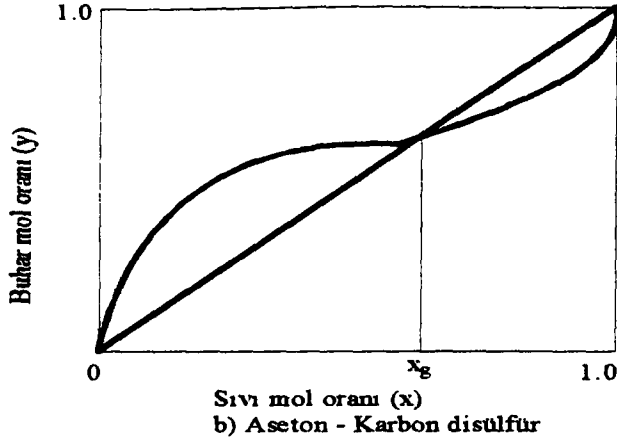
Şekil 4.2 ve Şekil 4.3'te buhar ve sıvı fazların aynı kompozisyonda olduğu  $x_g$  kritik kompozisyonu görünmektedir. Bu kompozisyona azeotrop adı verilir. Bu kompozisyona sahip karışımları ayırmak için özel metotlar kullanılır.

Distilasyon çalışmalarında komponentlerin buhar ve sıvı faz bileşimleri tek diyagram üzerinde gösterilir.

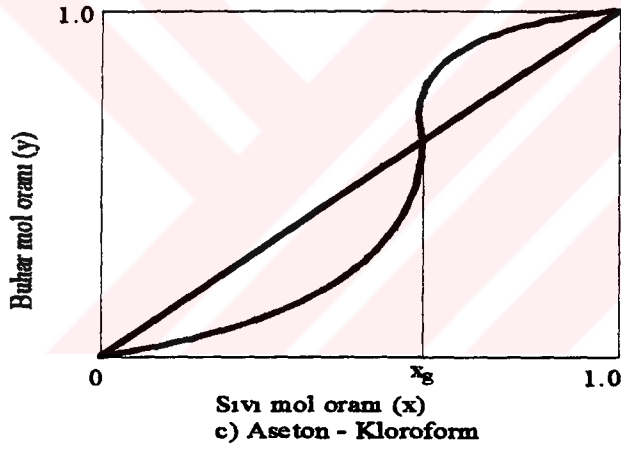


Şekil 4.4 Sabit basınçtaki buhar ve sıvı kompozisyonu diyagramı.

Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
"An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2



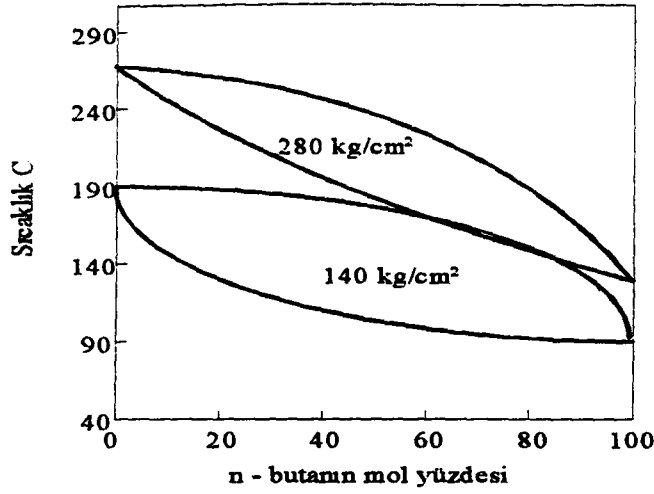
Şekil 4.5 Sabit basınçtaki buhar ve sıvı kompozisyonu diyagramı.  
Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
“An Introduction to Chemical Engineering”, Chemical Engineering Volume 2



Şekil 4.6 Sabit basınçtaki buhar ve sıvı kompozisyonu diyagramı.  
Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
“An Introduction to Chemical Engineering”, Chemical Engineering Volume 2

Bu diyagramlar da basıncın sabit olmasına karşın sıcaklığın eğri boyunca değiştiği unutulmamalıdır.

Kaynama noktası diyagramının basınçla değiştiği şekil 4.7 ‘de gösterilmiştir. Sıvı ve buhar eğrileri arasındaki fark, genel olarak basıncın artması ile azalmaktadır.



Şekil 4.7 n - butan, n - heptan sistemine ait kaynama noktası diyagramına basıncın tesiri.

Çataltaş, İ. , (1973), Kimya Mühendisliğine Giriş, İstanbul

#### 4.2 Kısmi Basınç, Dalton, Raoult ve Henry Kanunları

Herhangi bir karışımdaki A komponentinin kısmi basıncı, o komponentin karışım hacmi ve sıcaklığında uyguladığı basınca eşittir.

Dalton kanununda toplam basınç,

$$P = \sum P_A \quad (4.1)$$

kısmi basınçların toplamına eşit olduğu vurgulanır. İdeal gazlar için kısmi basınç bileşenin mol fraksiyonu ile orantılıdır.

$$P_A = y_A \cdot P \quad (4.2)$$

Bir karışımı teşkil eden komponentlerden birinin sabit sıcaklıktaki kısmi basıncının, saf komponentin o sıcaklıktaki buhar basıncı ile mol fraksiyonunun çarpımına eşit olduğu Raoult kanunu tarafından ifade edilir.

$$P_A = P_A^\circ \cdot x_A \quad (4.3)$$

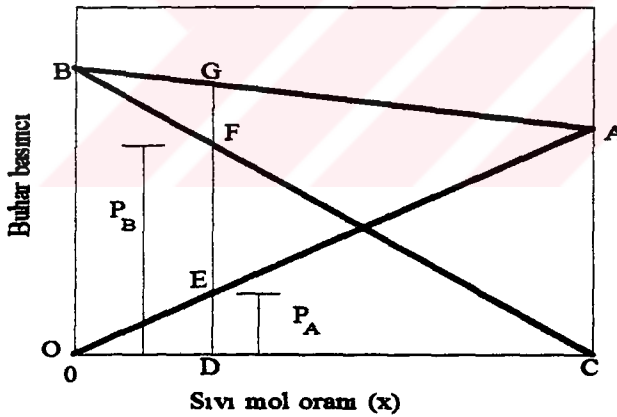
$P_A^\circ$  = Karışım sıcaklığındaki buhar basıncı

$x_A$  = Sıvının mol fraksiyonu

Bu bağıntı  $x_A$  nın yüksek olduğu (ya da  $x_B$ 'nin düşük olduğu) karışımlar için geçerlidir.

$x_A$  'nın düşük olduğu karışımlar için  $P_A$  ve  $x_A$  arasında yine bir lineer bağıntı vardır. Fakat bu kanun Henry kanunu olarak adlandırılır ve  $P_A$  kısmi basıncının  $x_A$  ve  $H$  (Henry) sabitinin çarpımına eşit olduğunu ifade eder.

$$P_A = H \cdot x_A \quad (4.4)$$



Şekil 4.8 İdeal karışımların kısmi basınçları.

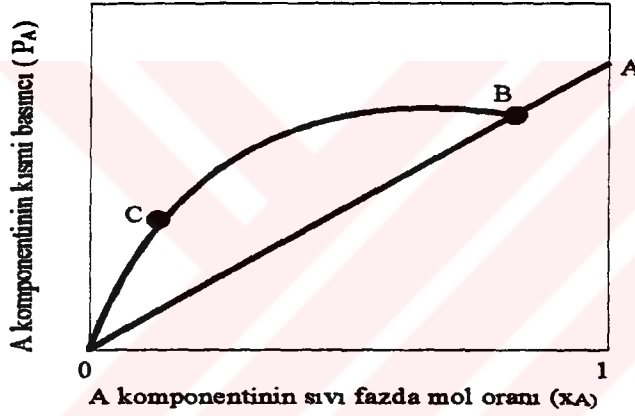
Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
"An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2

Eğer karışım Raoult kanununa uygunluk gösteriyorsa, karışım buhar basıncı; karışımı oluşturan bileşenlerin buhar basıncının gösterildiği grafikten bulunabilir. Şekil 4.8 'de OA; karışımındaki A bileşeninin kısmi basıncını, CB; B bileşeninin kısmi basıncını, BA toplam basıncı gösterir. D kompozisyonundaki bir karışımda  $P_A$  kısmi

basıncı DE eğrisiyle  $P_B$  kısmi basıncı DF eğrisiyle ve toplam basınç DG eğrisiyle gösteriliyor.

Şekil 4.9 A komponentinin kısmi basıncını ve ideal olmayan bir karışımda A komponentinin mol fraksiyonunu gösteriyor. Eğrinin OC kısmında karışım Henry kanununa, BA kısmında ise Rault kanununa uygunluk göstermektedir.

Karışım Rault kanununa uygunluk gösteriyorsa; çeşitli  $x_A$  değerleri için;  $y_A$  değeri, karışımı oluşturan iki komponente ait çeşitli sıcaklıklardaki buhar basınçlarından hesaplanabilir.



Şekil 4.9 İdeal olmayan karışımlar için kısmi basınçlar  
Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
“An Introduction to Chemical Engineering”, Chemical Engineering Volume 2

$$P_A = P_A^0 \cdot x_A \quad (4.3)$$

$$P_A = P \cdot y_A \quad (4.2)$$

$$y_A = P_A^0 \cdot x_A / P \quad , \quad y_B = P_B^0 \cdot x_B / P \quad (4.5)$$

$$y_A + y_B = 1 \quad (4.6)$$

$$(P_A^\circ \cdot x_A / P) + (P_B^\circ \cdot (1 - x_A) / P) = 0 \quad (4.7)$$

$$x_A = (P - P_B^\circ) / (P_A^\circ - P_B^\circ) \quad (4.8)$$

Kısmi basıncın, sıvı molar fraksiyona oranı uçuculuk olarak tanımlanırsa, A komponentinin uçuculuğu  $A = P_A / x_A$ , B komponentinin uçuculuğu  $B = P_B / x_B$  ve sıvı faz ile dengede bulunan buhar için, A komponentinin (daha uçucu) B komponentine oranla relatif uçuculuğu aşağıdaki şekildedir.

$$\alpha_{AB} = (y_A / x_A) / (y_B / x_B) \quad (4.9)$$

$\alpha_{AB}$  : B komponentine oranla A komponentinin relatif uçuculuğu,

$y$  : Buhar fazında komponentin mol fraksiyonu,

$x$  : Sıvı fazında komponentin mol fraksiyonu,

$$y_A / y_B = \alpha \cdot x_A / x_B \quad (4.9)$$

iki komponentten meydana sistemler için,  $y_B = 1 - y_A$  ve  $x_B = 1 - x_A$  'dir.

$$\alpha = (y_A / (1 - y_A)) \cdot ((1 - x_A) / x_A) \quad (4.10)$$

$$y_A = \alpha \cdot x_A / (1 + (\alpha - 1) \cdot x_A) \quad (4.11)$$

$$x_A = \alpha \cdot y_A / (\alpha - (\alpha - 1) \cdot y_A) \quad (4.12)$$

Bu bağıntı  $\alpha$  bilindiği takdirde istenilen  $x$  değeri için buhar kompozisyonunun hesaplanmasını sağlar.

Herhangi bir ayrıştırılabilen karışım için  $\alpha$ 'nın 1'e eşit olmaması gereklidir.

$$\alpha = P_A \cdot x_B / P_B \cdot x_A = P_A^\circ \cdot x_A \cdot x_B / P_B^\circ \cdot x_B \cdot x_A = P_A^\circ / P_B^\circ \quad (4.13)$$

Relatif uçuculuk sıcaklıkla değişir, örneğin; Benzene ve Toluene karışımı için;

Sıcaklık ( °K)	353	363	373	383
$\alpha$	2,62	2,44	2,40	2,39

Yukarıda görüldüğü gibi sıcaklık düşmesiyle relatif uçuculuğun artması, çalışılan basıncı düşürerek kaynama noktasını düşürebilmemizi ve böylece relatif uçuculuğu artırmamızı sağlar. Relatif uçuculuğun kolon tepesinde ve dibinde % 15'ten az bir oranla değişmesi durumunda, relatif uçuculuğu sabit kabul edebiliriz.

### 4.3 İki Komponentli Karışımların Distilasyon Metodları

İki komponentli karışımların buhar ve sıvı faz mol fraksiyonlarını gösteren grafikte de (Şekil 4.2) görüldüğü gibi; daha uçucu olan komponentin buhar fazı, sıvı fazından her zaman daha zengindir. Distilasyon metodları bu prensibi baz alarak oluşmuşlardır; bunlar

#### 4.3.1 Diferansiyel distilasyon

#### 4.3.2 Flaş veya denge distilasyonu

#### 4.3.3 Rektifikasyon

#### 4.3.1 Diferansiyel distilasyon

Tek basamaklı kesikli çalışan bir sistemdir. Diferansiyel veya basit distilasyon metodunda, sıvı karışım kaynatılarak buhar üretilir, üretilen buhar sıvı fazla temasta bırakılmaz ve teşekkül eder etmez yoğunlaştırılır.  $S_0$  mol karışım distilasyon kolonunu buharlaştırma tankında mevcut bulunsun. Distilasyon esnasında ( herhangi bir anda) buharlaştırma tankında bulunan sıvı karışım miktarı  $S$  mol-gr olsun. Bu anda sıvı faz bileşimi  $x$ , buhar fazı bileşimi de  $y$  olsun. A komponentinin sıvı fazdaki tüm miktarı  $S \cdot x$  olacaktır.  $dS$  kadar az bir sıvı karışım buharlaşmış olsun. Buharlaşma esnasında sıvı faz bileşimi  $x$ 'den  $(x - dx)$  değerine, sıvı fazın mol sayısı da  $S$ 'den  $(S - dS)$  mole düşer. Buharlaştırıcıda  $(x - dx) \cdot (S - dS)$  mol A komponenti kalır. Diğer taraftan  $y \cdot dS$  mol buharlaştırıcıdan

uzaklaştırılmış olur. A komponentini esas alan kütle dengesi eşitliği aşağıdaki şekilde kurulur.

$$x \cdot S = (x - dx) \cdot (S - dS) + y \cdot dS \quad (4.14)$$

$$x \cdot S = x \cdot S - x \cdot dS + dx \cdot dS - S \cdot dx + y \cdot dS \quad (4.15)$$

eşitliğinde ikinci dereceden diferansiyeli ihmal edersek, bu durumda eşitlik

$$dS / S = dx / (y - x) \quad (4.16)$$

şeklini alır. Eşitliğin sol tarafı  $S_0$  (başlangıçtaki mol sayısı) ile  $S_1$  (sonuçtaki mol sayısı) limit değerleri arasında, sağ tarafı ise  $x_0$  (başlangıçtaki mol fraksiyonu) ile  $x_1$  (sonuçtaki mol fraksiyonu) limit değerleri arasında entegre edilecek olursa eşitlik,

$$\int_{S_1}^{S_0} dS / S = \ln_0 S / S = \int_{x_1}^{x_0} dx / (y - x) \quad (4.17)$$

eğer  $y$  ile  $x$  arasında  $y = m \cdot x + c$  şeklinde lineer bir ilişki varsa

$$\ln S_0 / S_1 = 1 / (m - 1) \cdot \ln ((m - 1) \cdot x_0 + c) / ((m - 1) \cdot x_1 + c) \quad (4.18)$$

$$S_0 / S_1 = (y_0 - x_0 / y_1 - x_1)^{1 / (m - 1)} \quad (4.19)$$

$$y_0 - x_0 / y_1 - x_1 = (S_0 / S_1)^{m - 1} \quad (4.20)$$

Bu eşitlikler Raftleigh eşitlikleri olarak bilinir ve bu eşitliklerden yararlanarak istenilen konsantrasyondaki sıvıyı elde etme işlemi gerçekleştirilir. Diferansiyel distilasyon işlemi gerçekleştirilirken başlangıçta buhar fazı, sıvı fazı ile denge halindedir, daha sonra oluşan buhar kolon dip ürünü ile denge halinde değildir. İşlem sonunda buharlaşmayan sıvı dip ürün olarak adlandırılır.

Endüstride yaygın hale gelmiş distilasyon cihazları ile, önemli derecede yoğunlaşmaya imkan verilmeden ve buhar teşekkül eder etmez buharlaştırıcıdan uzaklaştırılarak basit veya diferansiyel distilasyon yapılabilir. Bununla beraber, komponentlerinin kaynama noktaları arasında büyük fark olan karışımlar ile, kesin ayrışmalara ihtiyaç göstermeyen hallerde bu metot uygulanmaktadır.

#### 4.3.2 Flaş veya denge distilasyonu

Sürekli prosesler için kullanılan bir distilasyon çeşididir. Sıvı ısıtılıp basıncı düşürüldükten sonra tanka verilir. Belirli miktarda ki sıvı beslemesinin oluşacak buharla dengede kalacak şekilde buharlaşması şeklindedir. Besleme, kolona basıncı düşürülerek verilir. Petrol endüstrisinde kullanılan saf yağın 440 °K, 900 KN/m<sup>2</sup> basınçla tanka girdiğini, tankı 520 °K 400 KN/m<sup>2</sup> basınç ile terk ettiğini ve % 15'nin buharlaştığı bir örnekte buhar ve sıvı akışkanlar içinde pek çok komponentler bulunabilir. Fakat bu prosesi analiz ederken A ve B gibi iki komponentten oluşan binary bir sistem olduğunu kabul edersek;

F : Tanka birim zamanda beslenen A komponentine ait mol fraksiyonu  $x_f$  olan beslemenin mol sayısı,

D : A komponentinin mol fraksiyonu  $y$  olan buhar fazının birim zamandaki mol sayısı,

W : A komponentinin mol fraksiyonu  $x$  olan sıvı fazının birim zamandaki mol sayısı olması durumunda, kütle eşitliğinden;

$$F = D + W \quad (4.21)$$

ve uçucu komponent için,

$$F \cdot x_f = D \cdot y + W \cdot x \quad (4.22)$$

$$D / F = (x_f - x) / (y - x) \quad (4.23)$$

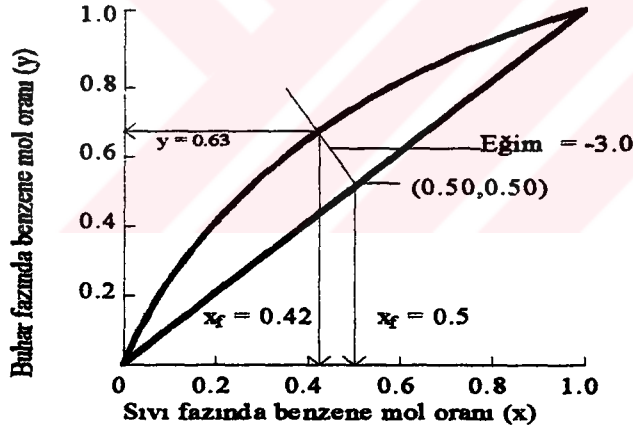
$$y = (F \cdot x_f / D) - x \cdot (F / D - 1) \quad (4.24)$$

4.24 eşitliği eğimi,

$$-((F - D) / D) = -W / D \quad (4.25)$$

olan  $(x_f, y_f)$  noktasından geçen bir doğruyu gösterir.  $x$  ve  $y$  değerleri hem eşitliğe hem de denge diyagramına uygunluk göstermelidir.

Buharlaştırma kütlesi besleme sıcaklığına ve ayrıştırıcıyı terk eden buhar ve sıvı fazları entalpilerine bağlıdır. Belirli bir durum için buharlaşma fraksiyonu ayrıştırıcıdaki basıncı düşürerek artırılabilir.



Şekil 4.10 Benzene-Toluene için denge eğrisi

Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
 "An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2

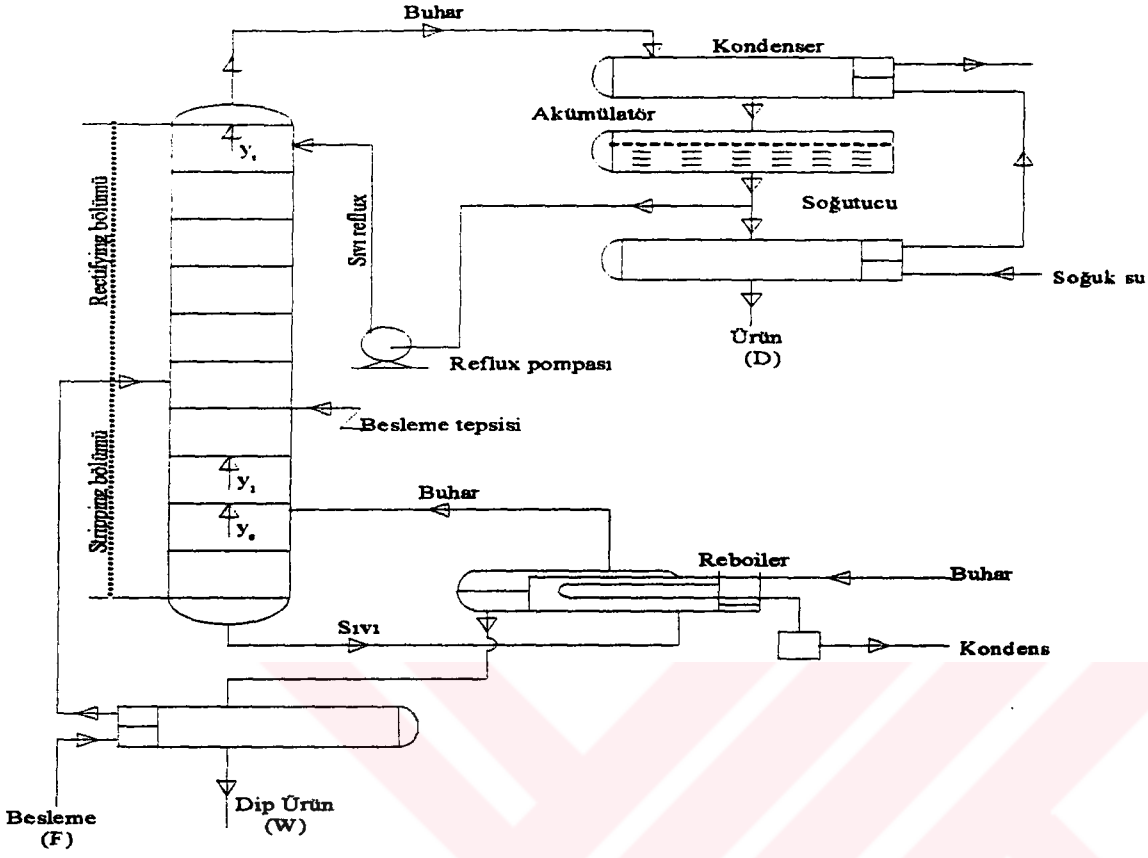
### 4.3.3 Rektifikasyon

Daha önce incelediğimiz iki metotta kolonu herhangi bir anda terk eden buhar fazı, kalan sıvı fazı ile denge halindeydi. Bu nedenle daha uçucu olan komponentin konsantrasyonunda küçük bir artma oluyordu. Rektifikasyonda ise kolonu terk eden buhar

fazı, uçucu komponent konsantrasyonu kolondaki sıvı faz konsantrasyonundan çok fazladır. Buharlaştırma ve kondenzasyonun tek ünite de gerçekleştiği bu işleme fraksiyasyon adı verilir.

Fraksiyasyon kolonu şekil 4.11 'de detaylı olarak gösterilmektedir. Kolon; buharın yukarı çıkışına izin veren perfore teplsilerle ayrılmış ve silindirik şekildedir. Sıvı reflux, tepsi kenarlarından dipteki teplsye doğru akar, en üstteki teplsiden yükselen buhar kondensere oradan reflux tankına gelir ve buradan bir kısmı kolona reflux olarak gönderilir. (R) bir kısmı ise baş ürün olarak kolondan alınır. (D) . Kolon iki kısımdan meydana gelmiştir:

a) Buharlaştırıcı; bu kısımda karışım buhar veya kızgın yağ ile ısıtılır ve buhar fazı dip teplsiden yukarı doğru çıkar. Şekil 4.11'de gösterildiği gibi reboiler'de ısıtılan sıvının sıvı fazı reboiler'i kolon dip ürünü olarak terk ederken, buhar fazı kolon dibine  $y_s$  kompozisyonunda geri gönderilir ve Kolon dip teplsisine girerken kısmen kondense olup  $y_1$  buhar kompozisyonuna gelebilmesi için tekrar buharlaşır. Buhar fazının kısmı kondenzasyonu ve reflux'ın kısmı buharlaşması her teplsede gerçekleşir.



Şekil 4.11 Sürekli fraksinasyon kolonu.

Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
 "An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2

Üst tepside  $y_1$  kompozisyonuna sahip buhar her ikisi de aynı  $y$  kompozisyonunda olmak üzere baş ürün olarak D ve reflux olarak R miktarını elde etmek amacıyla kondens edilir. Besleme akımının verildiği tepside, ki sıvı kompozisyonunun besleme akımı ile yaklaşık aynı kompozisyonda olması uygundur. Besleme akımının üstündeki bölüm rectifying bölümü, altındaki bölüm ise stripping bölümü olarak adlandırılır. İdeal tepside tepside buharlaşan buhar miktarı; tepsiyi terk eden sıvı miktarına eşittir. Fakat tepside meydana gelen akımları incelerken tepsiye gelen buharın ve tepsiyi terk eden reflux'ın denge durumunda olmadığını; tepsinin randımanlı bir şekilde işlevini yerine getirebilmesi için uygun miktarda ısı ve kütle transferinin meydana geldiğini bilmemiz önemlidir.

Tepsilerde kütle transferini sağlamak üzere elek tipli, kampana tipli, valf tipli ve başka tip tepsiler kullanılabilir. Bütün tepsilerde amaç; tepsilerdeki basınç düşüşünü en az kılarak buhar ve sıvı fazlarının iyi bir şekilde temas geçmesini sağlamaktır.

Sistem her tepside dengeye ulaşma eğilimindedir çünkü;

- a) Uçuculuğu daha az olan komponent; buhar fazındaki uçucu komponent konsantrasyonunu artırarak buhar fazından sıvı fazına geçer.
- b) Uçucu komponent ise sıvı fazdaki uçucu komponent konsantrasyonunu azaltarak sıvı fazdan buhar fazına geçer.

Buhar fazından sıvı faza geçen ve sıvı fazdan buhar fazına geçen molekül sayısı; bir mol buharın kondense olması için gerekli ısı, bir mol sıvının buharlaşabilmesi için gerekli olan ısıya yaklaşık eşit olduğu için hemen hemen eşittir. Buharlaşma molar ısılarının eşit olduğu karışımlarda kolondaki sıvı ve buhar akışı tepside tepsiye değişmeyecektir. Molar gizli ısıları birbirleriyle farklı olan komponentlerin ayrıştırılmaları ileri de incelenecektir.

Yukarıda açıklanan distilasyon tipinde besleme kolonu sürekli olarak beslenmekte ve uçucu komponent bakımından zengin olan baş ürün ile uçucu komponent bakımından besleme akımından daha fakir olan dip ürün elde edilir. Küçük miktarlarda ki karışımları ayırmada kesikli distilasyon işlemi uygulanır. Bu sistemde beslemenin tümü önce boiler de ısıtılır, daha sonra ayrılmak üzere tepsi kolonlara geçer. Sürekli distilasyon işleminde olduğu gibi, kesikli distilasyon işleminde de boş ürün kompozisyonu, besleme akımı kompozisyonuna, tepsi sayısına ve reflux oranına bağlıdır. Kesikli sistemde baş ürün uçucu komponent bakımından zengin duruma geçerken kolonda kalan sıvıda uçucu komponent mol sayısı düşecektir. Bunun bir sonucu olarak baş ürün saflığı giderek azalacaktır. Kolona  $S_1$  mol karışımının  $x_{S1}$  kadar uçucu komponent mol fraksiyonuna girmesi ve reflux oranının  $R_1$ , boş ürün kompozisyonun  $x_{d1}$  olması durumunda, belirli bir süre sonunda baş ürün kompozisyonu düşecektir. Reflux oranının  $R_2$ 'ye çıkartılması durumunda ise kolondaki besleme kompozisyonunun  $x_2'$  ye düşmesi durumunda bile aynı baş ürün kompozisyonunu elde etmek mümkün olacaktır.

Kesikli sistemde baş ürün kompozisyonunun sabit kalması için reflux oranının sürekli artırılması gereklidir. Diğer bir yol ise sabit reflux oranında çalışıp baş ürün kompozisyonunun düşmesine izin vermektir. Kesikli distilasyon işleminin diğer bir yararı ise birden fazla ürünün elde edilmesine olanak tanınmasıdır. Örneğin Alkol ve Su karışımından oluşan ikili bir sistemde önceleri yüksek kalitede alkol elde edilirken kolondaki kompozisyon alkol oranı yönünden azaldıkça, baş ürün olarak ikinci bir ürün daha elde edilir. Bu yöntemle iki değişik ürünün elde edilmesi dışında kolondaki alkol miktarında minimuma indirilir. Bu metot küçük miktarlarda ki çok komponentli karışımları ayırmada kullanılır.

Bir distilasyon ünitesi besleme tankı, besleme ısıtıcısı, boiler, kondenser ve soğutucu eşanjörlerden oluşur. Reflux miktarı kolon üst tepsisine yer çekimi kuvveti etkisiyle veya bir pompa yardımıyla geri gönderilir.

#### 4.4 Distilasyon Kolonunda Tepsi Sayısı Hesabı

İstenilen baş ürün ve dip ürün kompozisyonunu verebilecek distilasyon ünitesinin dizaynı gerekli tepsi sayısını hesaplayabileceğimiz bir analitik yaklaşım geliştirmek gereklidir. Önce tepsilere akan akışkanlar arasında dengeyi sağlamak amacıyla madde ve ısı balansı ile reboiler ve kondenser hesapları yapılmalıdır. Tepsilerdeki akışkanların karışma derecesini saptarken uygun olan basınç düşüşlerinde çalışılmalıdır. Kolon çapını belirleyen parametre, akış miktarlarıdır.

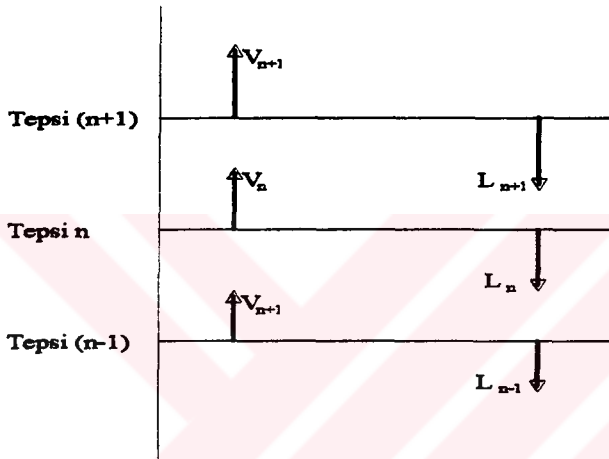
Bir tepsideki ısı ve madde akışını incelerken şekil 4.12'de gösterilen dört akış ile karşılaşırız.

$n$  tepsiye  $n+1$  tepside  $L_{n+1}$  sıvı miktarı ve  $n-1$  tepside  $V_{n-1}$  buhar miktarı girerken  $n-1$  tepsiye  $L_n$  sıvı miktarı ve  $n+1$  tepsiye  $V_n$  buhar miktarı çıkar.

Tepsinin ana amacı akışkanların karışımını sağlamaktır.  $y_n$  kompozisyonundaki  $V_n$  miktarındaki buhar,  $x_n$  kompozisyonundaki  $L_n$  miktarındaki sıvı ile dengeye

\* Coulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991), "Particle Technology and Separation Process", Chemical Engineering Volume 6.

gelmektedir.  $L_{n+1}$  ve  $V_{n-1}$  akışkanları denge durumuna gelemezler. Tepsideki gazlar arasındaki değişim sırasında uçucu komponentin bir kısmı  $L_{n+1}$  akışkanın miktarından konsantrasyonu  $x_n$ 'e düşerek buharlaşır ve daha az uçucu olan komponent ise  $V_{n-1}$  buhar miktarından buhar konsantrasyonunu  $y_n$ 'e çıkartacak şekilde kondense olur. Uçucu komponenti sıvıdan buharlaştıracak olan ısı  $V_{n-1}$  buhar miktarının bir kısmının kondense olmasıyla sağlanır. Sonuçta uçucu komponent sıvı akışkandan buhara geçerken daha az uçucu olan komponent ters yönde hareket eder.



Şekil 4.12 Tepside madde balansı.

Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991), "An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2

#### 4.4.1 Isı balansı

n tepsi için ısı balansı;

$$L_{n+1} \cdot H_{n+1}^L + V_{n-1} \cdot H_{n-1}^V = V_n \cdot H_n^V + L_n \cdot H_n^L + \text{kayıplar} + \text{karışım ısısı} \quad (4.26)$$

olarak gösterebiliriz.

\* Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991) "An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2

$H_n^L$  : n tepsisindeki 1 mol sıvının entalpisidir.

$H_n^V$  : n tepsisindeki 1 mol buharın entalpisidir.

Birçok karışım için bu eşitliğin uygulanması zordur. İyi izole edilmiş bir sistem için kayıplar ihmal edilebilecek kadar küçüktür ve ideal sistem için karışım ısısı 0'dır. Böyle bir karışım için molar buharlaşma ısısı kompozisyonundan bağımsız olarak sabit alınabilir.

1 mol buharın kondens olmasıyla açığa çıkan ısı 1 mol sıvının buharlaşmasını sağladığı için,

$$V_n = V_{n-1} \quad (4.27)$$

diyebiliriz. Bu eşitliğe dayanarak molar buhar akışının kolona yeni bir madde girmeyene kadar veya kolondan madde alınmayana kadar sabit kaldığını söyleyebiliriz. Tepsiler arası sıcaklık değişimi küçük olacağı için,

$$H_n^L = H_{n+1}^L \quad (4.28)$$

olarak kabul edebiliriz. Bu eşitlikler yukarıdaki uygulandığı zaman,

$$L_n = L_{n+1} \quad (4.29)$$

olduğu ve reflux miktarının kolonun bu bölümü için sabit olduğunu söyleyebiliriz.

$V_n$  ile  $L_n$  rectifying bölümü için,

$V_m$  ile  $L_m$  stripping bölümü için sabit kalırlar.

Bu eşitlikler göz önüne alınarak kolon tepsi sayısını belirlemede Lewis Sorel metodu ve Mc Cabe Thiele metodu kullanılır.

#### 4.5 Lewis - Sorel Metodu

Şekil 4.13 'deki üniteyi göz önüne alalım. İki komponentten meydana gelen F beslemesinin; D baş ürününü ve W dip ürününü  $x_f$ ,  $x_d$  ve  $x_w$  mol oranlarında meydana getirecek şekilde distile edildiğini düşündüğümüzde, üst tepside yükselen  $V_i$  buharı kondens olup bir kısmı baş ürün olarak alınır, bir kısmı ise reflux olarak kolona geri gönderilir. n. tepsideki madde balansını şu şekilde yazabiliriz.

$$V_n = L_{n+1} + D \quad (4.30)$$

uçucu komponenti göz önüne aldığımızda,

$$y_n \cdot V_n = L_{n+1} \cdot x_{n+1} + D \cdot x_d \quad (4.31)$$

$$y_n = (L_{n+1} \cdot x_{n+1} / V_n) + (D \cdot x_d / V_n) \quad (4.32)$$

$L_n = L_{n+1}$  olması durumunda,

$$y_n = (L_n \cdot x_{n+1} / V_n) + (D \cdot x_d / V) \quad (4.33)$$

m. tepside aynı işlemleri yaptığımızda,

$$L_m = L_{m+1} \quad (4.34)$$

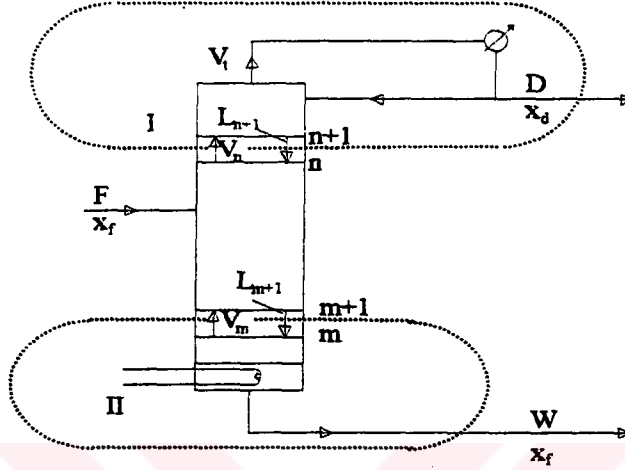
$$L_m = V_m + W \quad (4.35)$$

$$y_m \cdot V_m = L_m \cdot x_{m+1} - W \cdot x_w \quad (4.36)$$

$$y_m = (L_m \cdot x_{m+1} / V_m) - (W \cdot x_w / V_m) \quad (4.37)$$

Bu eşitlikler stripping ve rectifying bölümleri için, herhangi bir tepsideen yükselen buhar fazı ile o tepsideki sıvı fazı arasındaki ilişkiyi verir.

Bu eşitlikler ve denge diyagramını yardımıyla kolondaki tepsi sayısı bulunabilir.



Şekil 4.13 Kolon tepesinde ve dibinde madde balansı.

Caulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. ve Harker, J.H., (1991),  
"An Introduction to Chemical Engineering", Chemical Engineering Volume 2

#### 4.6 McCabe - Thiele Metodu

Kolondaki kayıpları ve karışımın ısınısını göz ardı etmemiz kolonda sabit buhar akışını ve sabit reflux akışını sağlar.

$$V_n = V_{n+1} \quad (4.38)$$

ve  $L_n = L_{n+1}$  bu eşitlikler ise,

$$y_n = (L_n \cdot x_{n+1} / V_n) + (D \cdot x_d / V) \quad (4.39)$$

$$y_m = (L_m \cdot x_{m+1} / V_m) + (D \cdot x_w / V_m) \quad (4.40)$$

eşitliklerini ortaya çıkarır.

Mc Cabe - Thiele metodunda bu iki eşitliğin  $y_n$  ve  $x_{n+1}$ 'i birleştiren bir doğruyu ve  $y_m$  ile  $x_{m+1}$ 'i birleştiren bir doğruyu gösterdiği ve bu doğrular yardımıyla tepsi sayısını belirlemede basit bir grafiksel çözüm metodunun uygulanabileceği vurgulanmıştır. Eğer

$$x_{n+1} = x_d \quad (4.41)$$

olursa eşitlik,

$$y_n = (L_n \cdot x_d / V_n) + (D \cdot x_d / V_n) = x_d \quad (4.42)$$

şekline dönüşür. Bu doğru  $y_n = x_{n+1} = x_d$  noktasından geçer. Eğer  $x_{n+1} = 0$  ise  $y_n = D \cdot x_d / V_n$  olarak ikinci noktayı belirtir. Bu yüzden üst operasyon doğrusu iki noktayla belirlenir.  $(x_d, x_d)$  ve  $(0, D \cdot x_d / V_n)$

Alt operasyon doğrusu için,

$$x_{m+1} = x_w \quad (4.43)$$

ve

$$y_m = (L_m \cdot x_w / V_m) - (W \cdot x_w / V_m) \quad (4.44)$$

eşitliği elde edilir.

$V_m = L_m - W$  olduğu için  $y_m = x_w$  ve alt operasyon doğrusu  $(x_w, x_w)$  ile ve  $L_m / V_m$  eğimiyle belirlenir.

Mc Cabe - Thiele metodu kimya mühendisliğinde ve distilasyon ünitelerinde en önemli ve en çok kullanılan metodudur.

Buharlaşma molar ısısının % 10 dan daha fazla değişmediği sistemler için, molar akış sabit kabul edilebilir ve Mc Cabe - Thiele metodu kullanılabilir.

Bu metot relatif uçuculuğun 1,3'ten az olduğu ve 5'ten fazla olduğu sistemler ile reflux oranının minimum reflux'ın 1,1'inden az olduğu ve tepsi sayısının 25'ten fazla olduğu sistemler için kullanılmaz.

İncelediğimiz sistemde,

10 kPa da Dimetil asetamid'in buharlaşma ısısı,

$$4,5 \cdot 10^4 \quad 45070 \text{ kJ/kmol}$$

10 kPa bar da suyun buharlaşma ısısı;

143,59 kJ/kmol olduğu için distilasyon işlemine farklı bir metot kullanarak

gerçekleştirmem gerekti.

Yaptığım literatür araştırmaları sonucunda;

Smoker eşitliklerinin incelediğim sistem için uygun olduğu sonucuna vardım.

#### 4.7 Smoker Eşitlikleri

Smoker (1938) relatif uçuculuğun sabit olması durumunda kolon dolgu sayılarının belirlenmesini sağlayan eşitlikleri ispatlamıştır. Bu metot rectifying ve stripping bölümlerinde relatif uçuculuğun sabit kabul edilebildiği sistemler için kullanılabilirdiği gibi relatif uçuculuğun düşük olduğu durumlarda da kullanılabilir.

Bir operasyon doğrusu  $y = s \cdot x + c$  eşitliği ile temsil edilebilir.  $y$ 'ye ait denge değerleri,

$$y = (\alpha \cdot x) / [1 + (\alpha - 1)] \cdot x \quad (4.45)$$

bu eşitlikten  $y$ 'yi çekersek,

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot x^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot x + b = 0 \quad (4.46)$$

eşitliği elde edilir.

Distilasyon problemleri için bu eşitliği sağlayan 0 ile 1 arasında olan bir adet  $k$  değeri vardır.

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.47)$$

$k$ ; operasyon eğrilerinin buhar-sıvı denge eğrisini kestiği  $x$  apsis değeridir.

Distilasyon ünitesindeki tepsi sayısı,

$$N = \log[(x_o^* \{1 - \beta \cdot x_n^*\}) / (x_n^* \{1 - \beta \cdot x_o^*\})] / \log(\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

eşitliğinden bulunur.

$$\beta = s \cdot c \cdot (\alpha - 1) / (\alpha - sc^2) \quad (4.49)$$

$N$  : Konsantrasyonun  $x_n^*$  'dan  $x_o^*$  'a değiştiği ayrıştırma işlemindeki tepsi sayısı.

$$x^* = (x - k) \quad x_o^* > x_n^* \quad (4.50)$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$s$  :  $x_n^*$  ile  $x_o^*$  arasındaki operasyon doğrusu eğimi.

$\alpha$  :  $x_n^*$  'dan  $x_o^*$  'a kadar sabit kabul edilen reaktif uçuculuk

Tek beslemeli kolon için :

Rectifying bölümü :

$$x_o^* = x_d - k \quad (4.52)$$

$$x_n^* = z_f - k \quad (4.53)$$

$$s = R / (R+1) \quad (4.54)$$

$$b = x_d / (R+1) \quad (4.55)$$

Stripping bölümü :

$$x_0^* = z_f - k \quad (4.56)$$

$$x_n^* = x_b - k \quad (4.57)$$

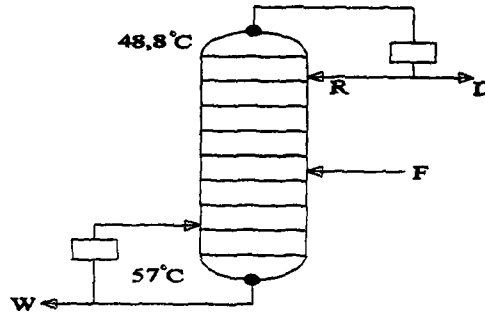
$$s = [R \cdot z_f + x_d - (R+1) \cdot x_b] / [(R+1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.58)$$

$$b = (z_f - x_d) \cdot x_b / [(R+1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.59)$$

İncelediğim sistem için relatif uçuculuk stripping ve rectifying bölümlerinde sabit olarak alınabilir.

IV. kolon için,

$$P = 10 \text{ kPa}$$



Şekil 4.14

$$\alpha = P_{su}^{\circ} / P_{Dm}^{\circ} \quad (4.13)$$

bağıntısından,

$$\alpha_{57} = 17,43 \text{ kPa} / 3,066 \text{ kPa}$$

$$\alpha_{57} = 5,684$$

$$\alpha_{48,8} = 11,246 \text{ kPa} / 2,025 \text{ kPa}$$

$$\alpha_{48,8} = 5,553$$

#### 4.8 Distilasyon Ünitesi Tasarımı

Distilasyon ünitesi tasarımı yapılırken, buharlaşma sıcaklığını düşürmek ve dolayısıyla enerji tasarrufu sağlamak amacıyla ilk 4. ve 3. kolonların vakum altında çalışması ve sistem için gerekli olan enerjinin bir kısmının sistemin kendi içinden karşılanması amacıyla sistemin 4 kolondan oluşması düşünülmüştür.

Sistem tasarlanırken 4. ve 3. kolon basınçları sabit kalmak üzere (düşük tutuldukları için) sistemde enerji tasarrufu yapmak üzere 2. kolon basıncı 70 ve 100 kPa 1. kolon basıncı 100 ve 110 kPa 'a düşürülmek istenmiştir, fakat kolon tepe ürünleri reboiler için gerekli enerjiyi sağlayamadığı için 2. ve 3. kolon enerji dengesi bozulmuştur . Dengeyi sağlamak amacıyla 3. kolon besleme sıcaklığı artırılmak istenmiş bu kez de 2. ve 1. kolon tepe kondensleri 3. kolon beslemesini ısıtamaz duruma gelmiş, 2. kolonda ise besleme sıcaklığını daha yüksek sıcaklığa çıkarma gereksinimi doğmuştur.

Kolon besleme sıcaklıkları buhar tasarrufu sağlamak amacıyla düşürülmek istendiğinde ise kolon dengesini sağlamak amacıyla kolon basınçlarını arttırmak yada reboiler arkasına ilave evaporatör koyma gereksinimi ortaya çıkardığı için daha maliyetli olmuştur.

Sistemde kolon dip sirkülasyonları , bir önceki kolonun tepe ürünü tarafından ısıtılırken ; dip sirkülasyon borularında ki izolasyon kaybı ve eşanjör verimliliği göz önünü alınarak, dip sirkülasyon sıcaklıkları hesaplanan değerden 0,5 °C düşük alınırken , reflux

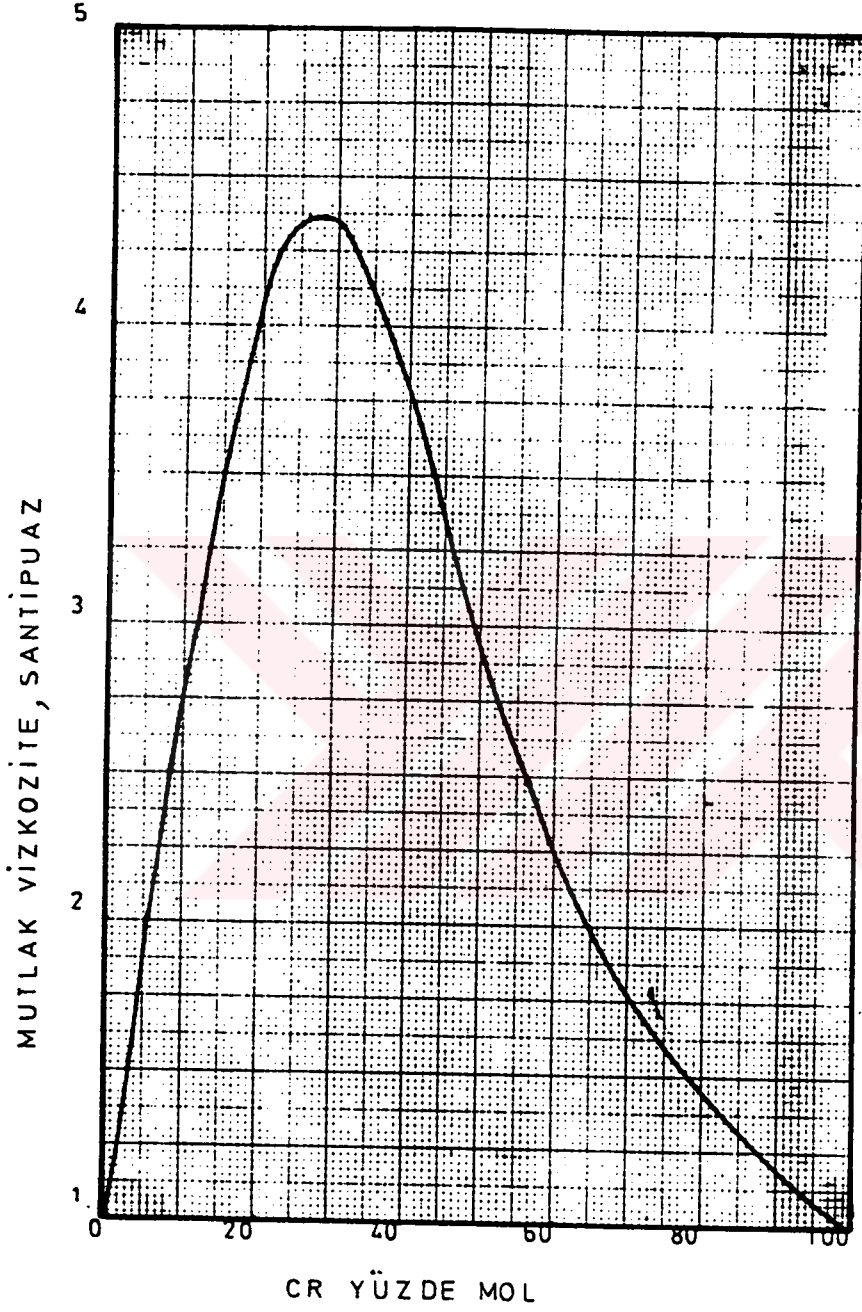
sıcaklıkları ise izolasyon kayıpları ve kondenser verimlilikleri göz önüne alınarak yoğunlaşma sıcaklığından 7 °C düşük alınmıştır.

Kolon tepe sıcaklıkları herhangi bir kondenzasyon olayına müsaade etmemek amacıyla kolon basıncında ki buharlaşma sıcaklığından 3 °C fazla alınmıştır.

1. ve 2. kolon tepe ürünleri kondens olduktan sonra 3. kolon beslemesini ısıtmak amacıyla kullanılmıştır. 4. , 2. , 1. kolon beslemeleri ile 1. kolon reboiler 'ı 2,2 MPa basıncındaki buharla ısıtılmaktadır.

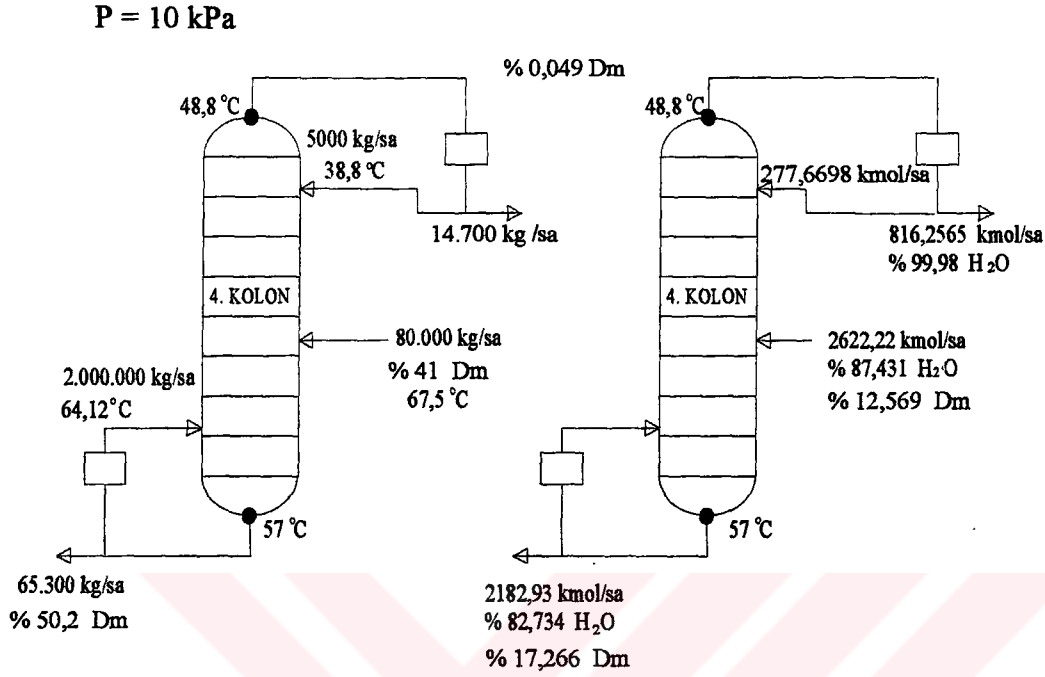
Dimetil asetamid :  $(\text{CH}_3)_2\text{NCOCH}_3$

Dimetil asetamid : 87 kg / kg mol



Grafik 4.1 Dm - Su Karışımının mutlak viskozitesi

## 4.8.1 4.Kolon için madde ve enerji balansı



Şekil 4.15

10 kPa 48.8 °C sıcaklık için su buharı entalpisi:

$$h_{48,8} = 2590 \text{ kJ/kg}$$

67,5 °C 'deki Dimetil asetamid için

$$C_{p_{Dm}} = 2,02 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p_{su}} = 4,186 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$x = \text{komponent mol sayısı} / \text{toplam mol sayısı} \quad (4.60)$$

$$C_{p_{karışım}} = x_{\text{dimetil asetamid}} \cdot C_{p_{\text{dimetil asetamid}}} + x_{\text{su}} \cdot C_{p_{\text{su}}} \quad (4.61)$$

$$C_{p_{karışım}} = 0,41 \cdot 2,02 + 0,59 \cdot 4,186$$

$$C_{p_{karışım}} = 3,297 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

57 °C deki Dimetil asetamid için;

$$C_p = 1,994 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p_{\text{karışım}}} = 1,994 \cdot 0,502 + 4,186 \cdot 0,498$$

$$C_{p_{\text{karışım}}} = 3,085 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

#### 4.8.1.1 Giren enerji miktarı

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$80.000 \text{ kg / sa} \cdot 3,297 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 67,5 ^\circ\text{C} = 17.803.800 \text{ kJ / sa}$$

$$5000 \text{ kg / sa} \cdot 4,186 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 38,8 ^\circ\text{C} = 812.084 \text{ kJ / sa}$$

$$2.000.000 \text{ kg / sa} \cdot 3,085 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 64,12 ^\circ\text{C} = 395.579.795 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam} = 414.195.679 \text{ kJ / sa}$$

#### 4.8.1.2 Çıkan enerji miktarı

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$19.700 \text{ kg / sa} \cdot 2590 \text{ kJ / kg} = 51.023.000 \text{ kJ / sa}$$

$$2.065.300 \text{ kg / sa} \cdot 3,085 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 57 = 363.172.679 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam} = 414.195.679 \text{ kJ / sa}$$

#### 4.8.1.3 4. Kolon tepsi sayısının bulunması

$x_d$  = baş ürün konsantrasyonu

$x_b$  = Taban ürün konsantrasyonu

$z_f$  = Besleme akımı konsantrasyonu

$\alpha$  = Relatif uçucülük

R = Reflux oranı

$$x_d = 0,9998$$

$$x_b = 0,82733$$

$$z_f = 0,87431$$

57 °C dip sıcaklık için;

$$\alpha = P_{\text{su}}^{\circ} / P_{\text{Dm}}^{\circ} \quad (4.13)$$

$$\alpha = 17,43 \text{ kPa} / 3,06644 \text{ kPa} = 5,684$$

$$R = 277,66982 / 816,34929 = 0,34013$$

Rektifikasyon bölümü için :

$$s = R / (R + 1) \quad (4.54)$$

$$s = 0,34013 / 1,34013$$

$$s = 0,253$$

$$b = x_d / (R + 1) \quad (4.55)$$

$$b = 0,9998 / 1,34013$$

$$b = 0,746047$$

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.46)$$

$$0,253 \cdot (5,684 - 1) \cdot k^2 + [0,253 + 0,746047 \cdot (5,684 - 1) - 5,684] \cdot k$$

$$+ 0,746047 = 0$$

$$1,185052 k^2 - 1,9365 k + 0,746047 = 0$$

$$k = 0,622$$

$$x_0^* = x_d - k \quad (4.52)$$

$$x_0^* = 0,9998 - 0,622 = 0,3778$$

$$x_n^* = z_f - k \quad (4.53)$$

$$x_n^* = 0,87431 - 0,622 = 0,25231$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$$c = 1 + (5,684 - 1) \cdot 0,622 = 3,913448$$

$$\beta = s \cdot c (\alpha - 1) / (\alpha - s \cdot c^2) \quad (4.49)$$

$$\beta = 0,253 \cdot 3,9134 \cdot (5,684 - 1) / 5,684 - 0,253 \cdot (3,913448)^2$$

$$\beta = 2,56334$$

$$N = \log [ x_0^* (1 - \beta \cdot x_n^*) / x_n^* (1 - \beta x_0^*) ] / \log (\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

$$N = \log [ 0,3778 (1 - 2,56334 \cdot 0,25231) / 0,25231 \cdot (1 - 2,56334 \cdot 0,3778) ] / \log 5,684 / [0,253 \cdot (3,9134)^2]$$

$$N = 8$$

Stripping bölümü için :

$$s = [(R \cdot z_f) + x_d - (R+1)] \cdot x_b / [(R+1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.58)$$

$$s = 0,34013 \cdot 0,87431 + 0,9998 - (0,34013 + 1) \cdot 0,82733 / (0,34013 + 1) \cdot (0,87431 - 0,82733)$$

$$s = 2,995$$

$$b = (z_f - x_d) \cdot x_b / [(R + 1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.59)$$

$$b = (0,87431 - 0,9998) \cdot 0,82733 / 1,34013 \cdot (0,87431 - 0,82733)$$

$$b = -1,65055$$

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.47)$$

$$2,995 \cdot (5,684 - 1) \cdot k^2 + [2,995 - 1,65055(5,684 - 1) - 5,684] \cdot k - 1,65055 = 0$$

$$k = 0,876$$

$$x_0^* = z_f - k \quad (4.56)$$

$$x_0^* = 0,87431 - 0,876 = -1,69 \cdot 10^{-3}$$

$$x_n^* = x_b - k \quad (4.57)$$

$$x_n^* = 0,82733 - 0,876$$

$$x_n^* = -0,04867$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$$c = 1 + (5,684 - 1) \cdot 0,876$$

$$c = 5,103$$

$$\beta = s \cdot c (\alpha - 1) / (\alpha - s \cdot c^2) \quad (4.49)$$

$$\beta = 2,995 \cdot 5,103 \cdot (5,684 - 1) / 5,684 - 2,995 (5,103)^2$$

$$\beta = -0,99$$

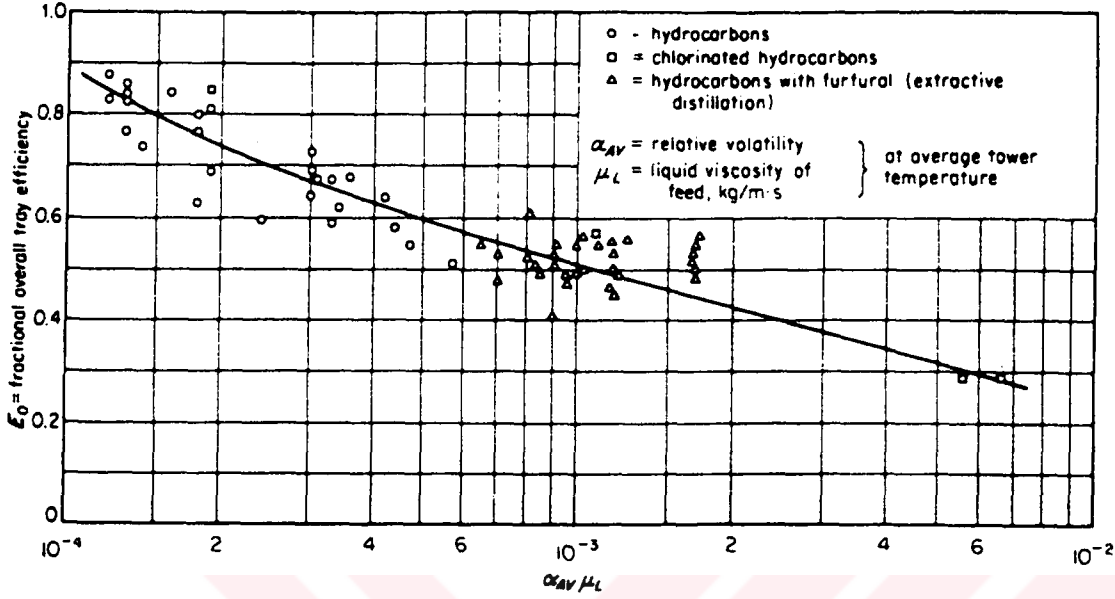
$$N = \log [ x_0^* (1 - \beta \cdot x_n^*) / x_n^* (1 - \beta x_0^*) ] / \log (\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

$$N = \log [ -1,69 \cdot 10^{-3} \cdot \{1 - (-0,99 - 0,04867)\} / -0,04867 \{1 - (-0,99 - 1,69 \cdot 10^{-3})\}]$$

$$/ \log (5,684 / \{2,995 \cdot (5,103)^2\})$$

$$N = 1,29 \quad 2 \text{ kabul edildi.}$$

4. Kolon tepsi sayısı  $2 + 8 = 10$  dur.



Grafik 4.2 Hidrokarbon ve benzeri karışımlar için tepsi verimliliği grafiği.  
Trebala, R., (1980), Mass Transfer Operations.

$\mu_L$  = besleme akımı viskozitesi kg/ m.s

$\mu_L = 3,15 \cdot 10^{-3}$  kg/m s

$\alpha = 5,684$

$\mu_L \cdot \alpha = 5,684 \cdot 3,15 \cdot 10^{-3}$

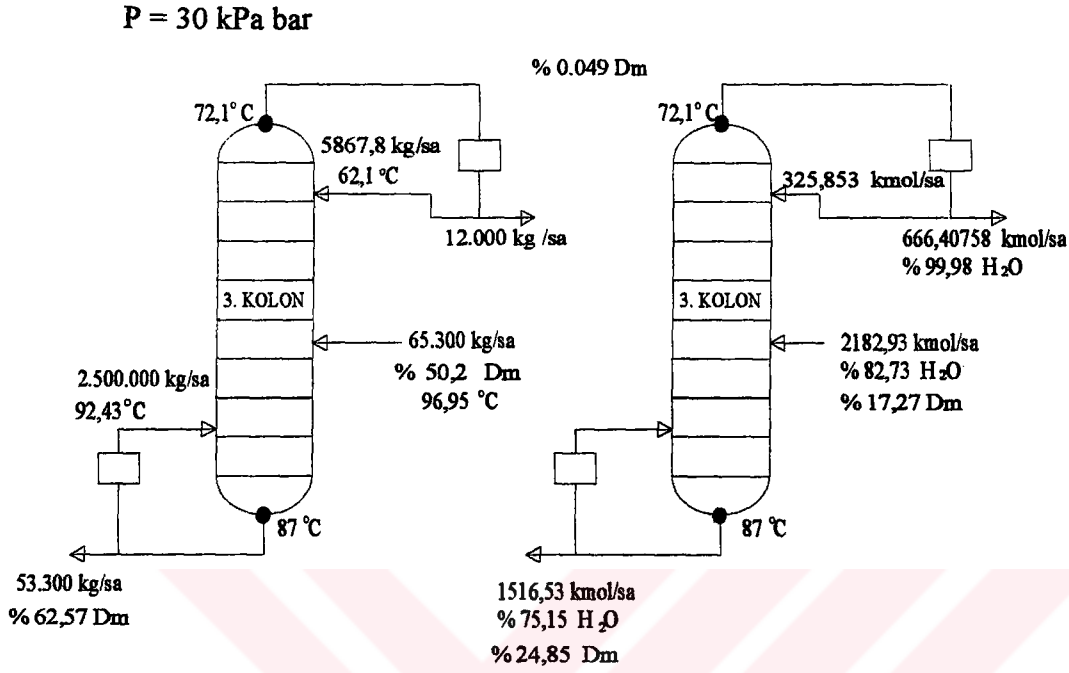
$\mu_L \cdot \alpha = 17,9 \cdot 10^{-3}$

$E_0$  = tepsi verimliliği

$E_0 = 0,45$

4. kolon tepsi sayısı =  $10/0,58 = 22$  dir.

### 4.8.2 3.Kolon için madde ve enerji balansı



Şekil 4.16

30 kPa ve 72,1 °C için su buharı entalpisi:

$$h_{72,1} = 2635 \text{ kJ / kg}$$

87 °C de ki Dimetil asetamid için:

$$C_{p_{Dm}} = 2,1528 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p_{su}} = 4,186 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$x = \text{komponent mol sayısı / toplam mol sayısı} \quad (4.60)$$

$$C_{p_{karışım}} = x_{\text{dimetil asetamid}} \cdot C_{p_{\text{dimetil asetamid}}} + x_{\text{su}} \cdot C_{p_{\text{su}}} \quad (4.61)$$

$$C_{p_{karışım}} = 0,6257 \cdot 2,1528 + 0,3743 \cdot 4,186$$

$$C_{p_{karışım}} = 2,9138 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

#### 4.8.2.1 Giren enerji miktarı

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$65.300 \text{ kg / sa} \cdot 3,085 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 96,95 \text{ } ^\circ\text{C} = 19.531.205 \text{ kJ / sa}$$

$$2.500.000 \text{ kg / sa} \cdot 2,9138 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 92,43 \text{ } ^\circ\text{C} = 673.288.192 \text{ kJ / sa}$$

$$5867,8 \text{ kg / sa} \cdot 4,186 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 62,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 1.525.338 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam} = 694.344.735 \text{ kJ / sa}$$

#### 4.8.2.2 Çıkan enerji miktarı

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$17.867,8 \text{ kg / sa} \cdot 2635 \text{ kJ / kg} = 47.081.653 \text{ kJ / sa}$$

$$2.553.300 \text{ kg / sa} \cdot 2,9138 \text{ kJ / kg} \cdot 87 \text{ } ^\circ\text{C} = 647.263.081 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam} = 694.344.735 \text{ kJ / sa}$$

#### 4.8.2.3 3.Kolon tepsi sayısının bulunması

$$x_d = 0,9998$$

$$x_b = 0,7515$$

$$z_f = 0,8273$$

87 °C dip sıcaklık için;

$$\alpha = P_m^o / P_{Dm}^o \quad (4.13)$$

$$\alpha = 62,754 \text{ kPa} / 12,179 \text{ kPa} = 5,152$$

$$R = 325,853 / 666,407 = 0,488$$

Rektifikasyon bölümü için :

$$s = R / (R + 1) \quad (4.54)$$

$$s = 0,488 / 1,488$$

$$s = 0,3279$$

$$b = x_d / (R+1) \quad (4.55)$$

$$b = 0,9998 / 1,488$$

$$b = 0,6719$$

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.47)$$

$$0,3279 \cdot (5,152 - 1) \cdot k^2 + (0,3279 + 0,6719 \cdot (5,152 - 1) - 5,152) \cdot k + 0,6719$$

$$= 0$$

$$1,3614 k^2 - 2,034 k + 0,6719 = 0$$

$$k = 0,492$$

$$x_0^* = x_d - k \quad (4.52)$$

$$x_0^* = 0,9998 - 0,492 = 0,5078$$

$$x_n^* = z_f - k \quad (4.53)$$

$$x_n^* = 0,8273 - 0,492 = 0,3353$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$$c = 1 + (5,152 - 1) \cdot 0,492 = 3,042$$

$$\beta = s \cdot c (\alpha - 1) / (\alpha - s \cdot c^2) \quad (4.49)$$

$$\beta = 0,3279 \cdot 3,042 (5,152 - 1) / 5,152 - 0,3279 (3,042)^2$$

$$\beta = 1,9556$$

$$N = \log [ x_0^* (1 - \beta \cdot x_n^*) / x_n^* (1 - \beta x_0^*) ] / \log (\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

$$N = \log [ 0,5078 (1 - 1,9556 \cdot 0,3353) / 0,3353 (1 - 1,9556 \cdot 0,5078) ] / \log 5,152 / [0,3279 \cdot (3,042)^2]$$

$$N = 8,14$$

Stripping bölümü için :

$$s = [(R \cdot z_f) + x_d - (R+1)] \cdot x_b / [(R+1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.58)$$

$$s = 0,488 \cdot 0,8273 + 0,9998 - (0,488 + 1) \cdot 0,7515 / (0,488 + 1) \cdot (0,8273 - 0,7515)$$

$$s = 2,5314$$

$$b = (z_f - x_d) \cdot x_b / [(R + 1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.59)$$

$$b = (0,8273 - 0,9998) \cdot 0,7515 / 1,488 \cdot (0,8273 - 0,7515)$$

$$b = -1,149$$

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.47)$$

$$2,5314 \cdot (5,152 - 1) \cdot k^2 + [2,5314 - 1,149 \cdot (5,152 - 1) - 5,152] \cdot k - 1,149 = 0$$

$$k = 0,834$$

$$x_0^* = z_f - k \quad (4.46)$$

$$x_0^* = 0,8273 - 0,834 = -6,7 \cdot 10^{-3}$$

$$x_n^* = x_b - k \quad (4.57)$$

$$x_n^* = 0,7515 - 0,834$$

$$x_n^* = -0,0825$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$$c = 1 + (5,152 - 1) \cdot 0,834$$

$$c = 4,4627$$

$$\beta = s \cdot c (\alpha - 1) / (\alpha - s \cdot c^2) \quad (4.49)$$

$$\beta = 2,5314 \cdot 4,4627 \cdot (5,152 - 1) / 5,152 - 2,5314 \cdot (4,4627)^2$$

$$\beta = -1,036$$

$$N = \log [ x_0^* (1 - \beta \cdot x_n^*) / x_n^* (1 - \beta x_0^*) ] / \log (\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

$$N = \log [ -6,7 \cdot 10^{-3} \cdot \{1 - (-1,036 - 0,0825)\} / -0,0825 \cdot \{1 - (-1,036 - 6,7 \cdot 10^{-3})\} ] / \log (5,152 / \{2,5314 \cdot (4,4627)^2\})$$

$$N = 1,136 \quad 2 \text{ kabul edildi.}$$

3. Kolon tepsi sayısı  $2 + 8 = 10$  dur.

$\mu_L$  = besleme akımı viskozitesi kg/ m.s

$$\mu_L = 3,75 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m s}$$

$$\alpha = 5,152$$

$$\mu_L \cdot \alpha = 5,152 \cdot 3,75 \cdot 10^{-3}$$

$$\mu_L \cdot \alpha = 19,3 \cdot 10^{-3}$$

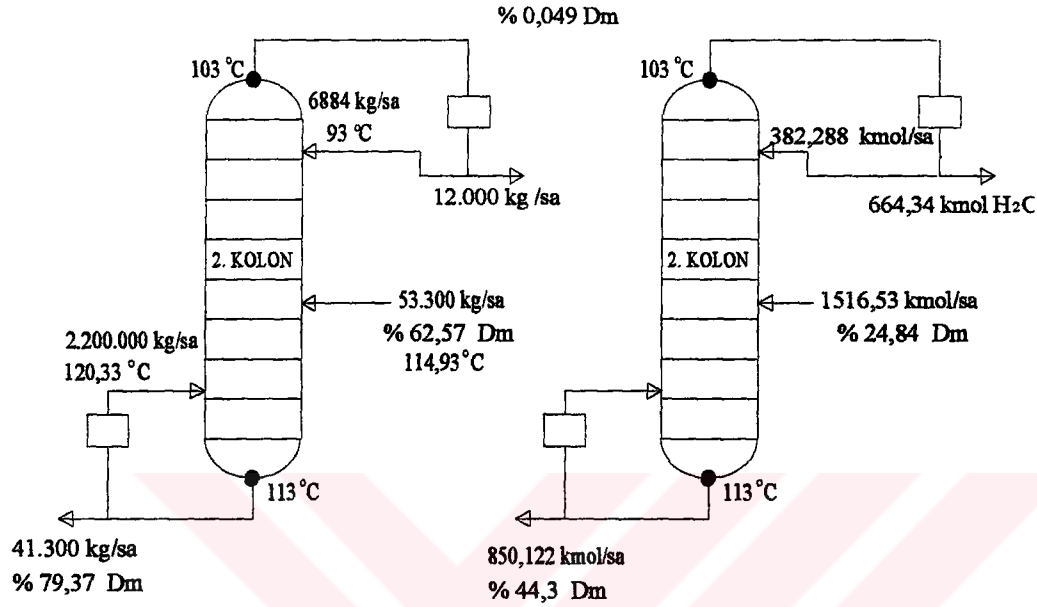
$E_0$  = tepsi verimliliği

$$E_0 = 0,44$$

3. kolon tepsi sayısı =  $10/0,44 = 23$  dir.

### 4.8.3 2.Kolon için madde ve enerji balansı

$$P = 100 \text{ kPa}$$



Şekil 4.17

100 kPa ve 103 °C için su buharı entalpisi :

$$h_{103} = 2.680 \text{ kJ / kg}$$

113 °C de ki Dimetil asetamid için:

$$C_{p_{Dm}} = 2,22 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p_{su}} = 4,186 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$x = \text{komponent mol sayısı / toplam mol sayısı} \quad (4.60)$$

$$C_{p_{karışım}} = x_{\text{dimetil asetamid}} \cdot C_{p_{\text{dimetil asetamid}}} + x_{\text{su}} \cdot C_{p_{\text{su}}} \quad (4.61)$$

$$C_{p_{karışım}} = 0,7937 \cdot 2,22 + 0,2063 \cdot 4,186$$

$$C_{p_{karışım}} = 2,625 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

#### 4.8.3.1 Giren enerji miktarı

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$53.300 \text{ kg / sa} \cdot 2,9138 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 114,93 \text{ } ^\circ\text{C} = 17.849.561 \text{ kJ / sa}$$

$$2.200.000 \text{ kg / sa} \cdot 2,625 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 120,33 \text{ } ^\circ\text{C} = 694.905.750 \text{ kJ / sa}$$

$$6884 \text{ kg / sa} \cdot 4,186 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 93 \text{ } ^\circ\text{C} = 2.679.927 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam} = 715.435.238 \text{ kJ / sa}$$

#### 4.8.3.2 Çıkan enerji miktarı

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$18.884 \text{ kg / sa} \cdot 2680 \text{ kJ / kg} = 50.609.625 \text{ kJ / sa}$$

$$2.241.300 \text{ kg / sa} \cdot 2,625 \text{ kJ / kg} \cdot 113 \text{ } ^\circ\text{C} = 664.825.613 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam} = 715.435.238 \text{ kJ / sa}$$

#### 4.8.3.3 2.Kolon tepsi sayısının bulunması

$$x_d = 0,9998$$

$$x_b = 0,5567$$

$$z_f = 0,7515$$

113 °C dip sıcaklık için;

$$\alpha = P_{su}^o / P_{Dm}^o \quad (4.13)$$

$$\alpha = 148,4 \text{ kPa} / 31,814 \text{ kPa} = 4,664$$

$$R = 382,288 / 666,4075 = 0,573$$

Rektifikasyon bölümü için :

$$s = R / (R + 1) \quad (4.54)$$

$$s = 0,573 / 1,573$$

$$s = 0,364$$

$$b = x_d / (R+1) \quad (4.55)$$

$$b = 0,9998 / 1,573$$

$$b = 0,635$$

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.47)$$

$$0,364 \cdot (4,664 - 1) \cdot k^2 + (0,364 + 0,635 \cdot (4,664 - 1) - 4,664) \cdot k + 0,635$$

$$= 0$$

$$1,333 k^2 - 1,973 k + 0,635 = 0$$

$$k = 0,472$$

$$x_0^* = x_d - k \quad (4.52)$$

$$x_0^* = 0,9998 - 0,472 = 0,5278$$

$$x_n^* = z_f - k \quad (4.53)$$

$$x_n^* = 0,7515 - 0,472 = 0,2795$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$$c = 1 + (4,664 - 1) \cdot 0,472 = 2,729$$

$$\beta = s \cdot c \cdot (\alpha - 1) / (\alpha - s \cdot c^2) \quad (4.49)$$

$$\beta = 0,364 \cdot 2,729 (4,664 - 1) / 4,664 - 0,364 (2,729)^2$$

$$\beta = 1,863$$

$$N = \log [ x_0^* (1-\beta \cdot x_n) / x_n^* (1-\beta x_0^*) ] / \log (\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

$$N = \log [ 0,5278 \cdot (1 - 1,863 \cdot 0,2795) / 0,2795 \cdot (1 - 1,863 \cdot 0,5278) ] / \log 4,664 / [0,364 \cdot (2,795)^2]$$

$$N = 7,365 \quad 8 \text{ kabul edildi.}$$

Stripping bölümü için :

$$s = [(R \cdot z_f) + x_d - (R+1)] \cdot x_b / [(R+1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.58)$$

$$s = 0,573 \cdot 0,7515 + 0,9998 - (0,573 + 1) \cdot 0,5567 / (0,573 + 1) \cdot (0,7515 - 0,5567)$$

$$s = 1,8080$$

$$b = (z_f - x_d) \cdot x_b / [(R + 1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.59)$$

$$b = (0,7515 - 0,9998) \cdot 0,5567 / 1,573 \cdot (0,7515 - 0,5567)$$

$$b = -0,4511$$

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.47)$$

$$1,8080 \cdot (4,664 - 1) \cdot k^2 + [1,8080 - 0,4511 \cdot (4,664 - 1) - 4,664] \cdot k - 0,4511 = 0$$

$$k = 0,769$$

$$x_0^* = z_f - k \quad (4.56)$$

$$x_0^* = 0,7515 - 0,769 = -0,0175$$

$$x_n^* = x_b - k \quad (4.57)$$

$$x_n^* = 0,5567 - 0,769$$

$$x_n^* = -0,2123$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$$c = 1 + (4,664 - 1) \cdot 0,7691$$

$$c = 3,8179$$

$$\beta = s \cdot c (\alpha - 1) / (\alpha - s \cdot c^2) \quad (4.49)$$

$$\beta = 1,808 \cdot 3,8179 \cdot (4,664 - 1) / 4,664 - 1,808 \cdot (3,8179)^2$$

$$\beta = -1,166$$

$$N = \log [ x_0^* (1 - \beta \cdot x_n^*) / x_n^* (1 - \beta x_0^*) ] / \log (\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

$$N = \log [ -0,0175 \cdot \{1 - (-1,166 - 0,2123)\} / -0,2123 \cdot \{1 - (-1,166 - 0,0175)\} ] / \log (4,664 / \{1,808 \cdot (3,8179)^2\})$$

$$N = 1,593 \quad 2 \text{ kabul edildi.}$$

2. Kolon tepsi sayısı  $2 + 8 = 10$  dur.

$\mu_L$  = besleme akımı viskozitesi kg/ m.s

$$\mu_L = 4,3 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m s}$$

$$\alpha = 4,664$$

$$\mu_L \cdot \alpha = 4,664 \cdot 4,3 \cdot 10^{-3}$$

$$\mu_L \cdot \alpha = 2,05 \cdot 10^{-2}$$

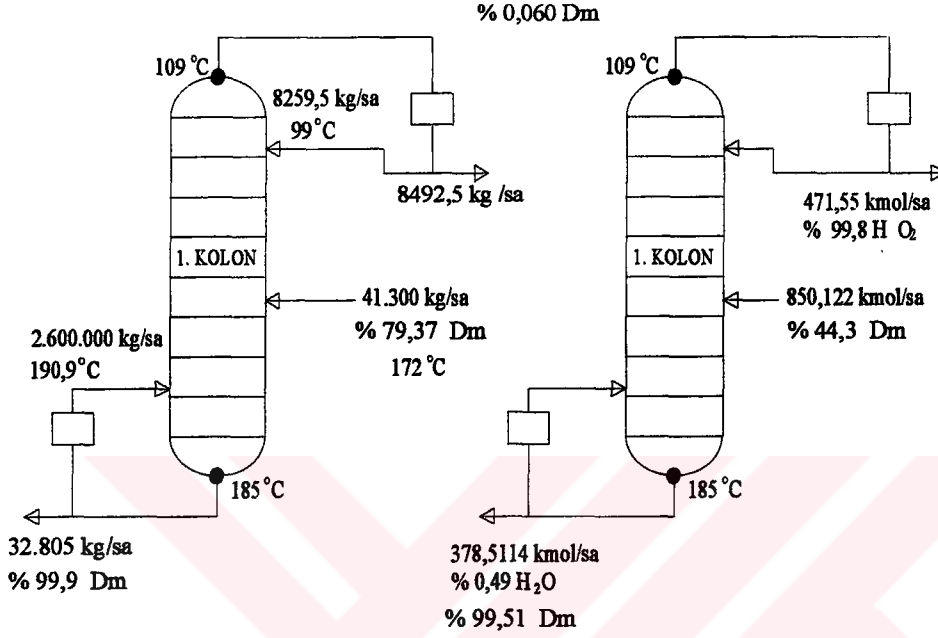
$E_0$  = tepsi verimliliği

$$E_0 = 0,43$$

2. kolon tepsi sayısı =  $10/0,44 = 23$  tür.

#### 4.8.4 1.Kolon için madde ve enerji balansı

P = 125 kPa



Şekil 4.18

125 kPa ve 109 °C için su buharı entalpisi:

$$h_{103} = 2700 \text{ kJ / kg}$$

185 °C de ki Dimetil asetamid için:

$$C_{p_{Dm}} = 2,4707 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p_{su}} = 4,186 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$x = \text{komponent mol sayısı / toplam mol sayısı} \quad (4.60)$$

$$C_{p_{karışım}} = x_{\text{dimetil asetamid}} \cdot C_{p_{\text{dimetil asetamid}}} + x_{\text{su}} \cdot C_{p_{\text{su}}} \quad (4.61)$$

$$C_{p_{karışım}} = 0,999 \cdot 2,4707 + 0,001 \cdot 4,186$$

$$C_{p_{karışım}} = 2,4724 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

#### 4.8.4.1 Giren enerji miktarı

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$41.300 \text{ kg / sa} \cdot 2,625 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 172 \text{ } ^\circ\text{C} = 18.646.950 \text{ kJ / sa}$$

$$2.600.000 \text{ kg / sa} \cdot 2,4724 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 190,9 \text{ } ^\circ\text{C} = 1.227.389.808 \text{ kJ / sa}$$

$$8259,5 \text{ kg / sa} \cdot 4,186 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot 99 \text{ } ^\circ\text{C} = 3.422.852 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam} = 1.249.459.610 \text{ kJ / sa}$$

#### 4.8.4.2 Çıkan enerji miktarı

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$16.752 \text{ kg / sa} \cdot 2700 \text{ kJ / kg} = 45.230.240 \text{ kJ / sa}$$

$$2.632.805 \text{ kg / sa} \cdot 2,4724 \text{ kJ / kg} \cdot 185 \text{ } ^\circ\text{C} = 1.204.229.210 \text{ kJ / sa}$$

$$\text{Toplam} = 1.249.459.610 \text{ kJ / sa}$$

#### 4.8.4.3 1.Kolon tepsi sayısının bulunması

$$x_d = 0,9998$$

$$x_b = 0,0049$$

$$z_f = 0,5567$$

185 °C dip sıcaklık için;

$$\alpha = P_{su}^o / P_{Dm}^o \quad (4.13)$$

$$\alpha = 1122,7 \text{ kPa} / 162,362 \text{ kPa} = 6,914$$

$$R = 405,362 / 471,5825 = 0,85957$$

Rektifikasyon bölümü için :

$$s = R / (R + 1) \quad (4.54)$$

$$s = 0,85957 / 1,85957$$

$$s = 0,4622$$

$$b = x_d / (R+1) \quad (4.55)$$

$$b = 0,9998 / 1,85957$$

$$b = 0,53765$$

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.47)$$

$$0,4622 \cdot (6,914 - 1) \cdot k^2 + (0,4622 + 0,53765 \cdot (6,914 - 1) - 6,914) \cdot k + 0,53765 = 0$$

$$2,7334 k^2 - 3,272 k + 0,53765 = 0$$

$$k = 0,196$$

$$x_0^* = x_d - k \quad (4.52)$$

$$x_0^* = 0,9998 - 0,196 = 0,8038$$

$$x_n^* = z_f - k \quad (4.53)$$

$$x_n^* = 0,5567 - 0,196 = 0,3607$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$$c = 1 + (6,914 - 1) \cdot 0,196 = 2,1591$$

$$\beta = s \cdot c (\alpha - 1) / (\alpha - s \cdot c^2) \quad (4.49)$$

$$\beta = 0,4622 \cdot 2,1591 \cdot (6,914 - 1) / 6,914 - 0,4622 \cdot (2,1591)^2$$

$$\beta = 1,24$$

$$N = \log [ x_0^* (1 - \beta \cdot x_n^*) / x_n^* (1 - \beta x_0^*) ] / \log (\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

$$N = \log [ 0,8038 \cdot (1 - 1,24 \cdot 0,3607) / 0,3607 \cdot (1 - 1,24 \cdot 0,8038) ] / \log 6,914 / [0,4622 \cdot (2,1591)^2]$$

$$N = 5,08 \quad 5 \text{ kabul edildi.}$$

Stripping bölümü için :

$$s = [(R \cdot z_f) + x_d - (R+1)] \cdot x_b / [(R+1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.58)$$

$$s = 0,85957 \cdot 0,5567 + 0,9998 - (0,85957 + 1) \cdot 0,0049 / (0,85957 + 1) \cdot (0,5567 - 0,0049)$$

$$s = 1,431$$

$$b = (z_f - x_d) \cdot x_b / [(R + 1) \cdot (z_f - x_b)] \quad (4.59)$$

$$b = (0,5567 - 0,9998) \cdot 0,0049 / 1,8595 \cdot (0,5567 - 0,0049)$$

$$b = -0,0021158$$

$$s \cdot (\alpha - 1) \cdot k^2 + [s + b \cdot (\alpha - 1) - \alpha] \cdot k + b = 0 \quad (4.47)$$

$$1,431 \cdot (6,914 - 1) \cdot k^2 + [1,431 - 0,0021158 \cdot (6,914 - 1) - 6,914] \cdot k - 0,0021158 = 0$$

$$k = 0,64981$$

$$x_0^* = z_f - k \quad (4.56)$$

$$x_0^* = 0,5567 - 0,64981 = -0,09311$$

$$x_n^* = x_b - k \quad (4.57)$$

$$x_n^* = 0,0049 - 0,64981$$

$$x_n^* = -0,64491$$

$$c = 1 + (\alpha - 1) \cdot k \quad (4.51)$$

$$c = 1 + (6,914 - 1) \cdot 0,64981$$

$$c = 4,8429$$

$$\beta = s \cdot c (\alpha - 1) / (\alpha - s \cdot c^2) \quad (4.49)$$

$$\beta = 1,431 \cdot 4,8429 \cdot (6,914 - 1) / 6,914 - 1,431 \cdot (4,8429)^2$$

$$\beta = -1,538$$

$$N = \log [ x_0^* (1 - \beta \cdot x_n^*) / x_n^* (1 - \beta x_0^*) ] / \log (\alpha / s \cdot c^2) \quad (4.48)$$

$$N = \log [ -0,09311 \cdot \{1 - (-1,538 \cdot -0,64491)\} / -0,64491 \{1 - (-1,538 \cdot -0,09311)\} ] / \log (6,914 / \{1,431 \cdot (4,8429)^2\})$$

$$N = 4,175 \quad 5 \text{ kabul edildi.}$$

1. Kolon tepsi sayısı  $5+5=10$ ' dir.

$\mu_L$  = besleme akımı viskozitesi kg/ m.s

$$\mu_L = 3,3 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m s}$$

$$\alpha = 6,914$$

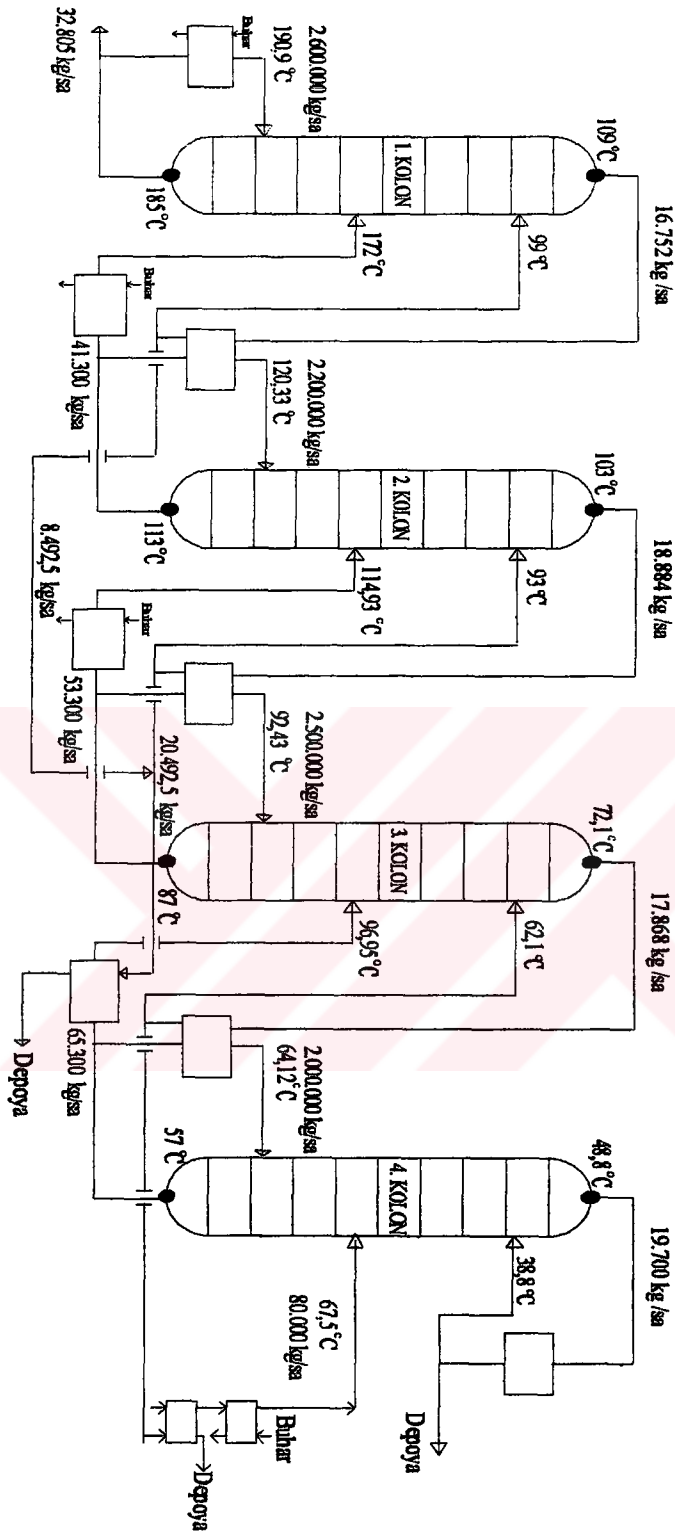
$$\mu_L \cdot \alpha = 6,914 \cdot 3,3 \cdot 10^{-3}$$

$$\mu_L \cdot \alpha = 2,28 \cdot 10^{-2}$$

$E_0$  = tepsi verimliliği

$$E_0 = 0,41 \quad (\text{Grafik 4.1})$$

1. kolon tepsi sayısı =  $10/0,44 = 24$  dir



Şekil 4.19

#### 4.8.5 Distilasyon ünitesi enerji dengesi

##### 4.8.5.1 4. Kolon beslemesinin ısıtılması

4.kolon beslemesinin ısıtılmasında 3. kolon tepe kondensi ve 2,2 MPa basıncında buhar kullanılacaktır.

$$Q_{\text{besleme}} = 80.000 \text{ kg/sa}$$

$$C_{p_{\text{karışım}}} = 3.297 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{son}} = 67,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{ilk}} = 42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{ısıtım}} = 12.000 \text{ kg/sa}$$

$$t_{\text{son}} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Yalıtım kayıpları ve eşanjör verimliliğinden dolayı sıcaklığın  $0,5 \text{ } ^\circ\text{C}$  düşeceğini kabul edersek,

$$0,5 \text{ } ^\circ\text{C} + 67,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 68 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$Q = 80.000 \text{ kg/sa} \cdot 3,297 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} \cdot (68 - 42) \text{ } ^\circ\text{C} = 6.857.760 \text{ kJ/sa}$$

Gerekli olan bu ısının bir miktarı 3. Kolon tepe kondensi tarafından karşılanabilir.

$$Q = 12.000 \text{ kg/sa} \cdot 4,186 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \cdot (62,1 - 50) \text{ } ^\circ\text{C} = 607.807 \text{ kJ/sa}$$

Geriye kalan ısı miktarınının 22 MPa basıncında ki buhar ile sağlanması gereklidir.

$$Q = 6.857.760 \text{ kJ/sa} - 607.807 \text{ kJ/sa} = 6.249.953 \text{ kJ/ sa}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (4.63)$$

$$6.249.953 \text{ kJ/sa} / 2.801,7 \text{ kJ/kg} = 2.231 \text{ kg/sa buhar harcanacaktır.}$$

#### 4.8.5.2 4. Kolon tepe ürünü ısısından yararlanılması

4. kolon tepe ürününün sıcaklığı düşük olduğu için ısısından yararlanılamamış , hava soğutmalı kondenser ile soğutulması uygun bulunmuştur.

$$C_{p \text{ hava}} = 1,005 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{hava}} = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_{\text{su buharı}} = 2590 \text{ kJ / kg}$$

4. kolon tepe ürünü,

$$Q = 19.700 \text{ kg/sa}$$

$$Q = m \cdot c \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (4.63)$$

$$19.700 \text{ kg / sa} \cdot 2590 \text{ kJ / kg} = 51.023.000 \text{ kJ / sa}$$

$$51.023.000 \text{ kJ/sa} / (1,005 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \cdot 15 \text{ } ^\circ\text{C}) = 3.384.610 \text{ m}^3 / \text{sa}$$
 hava debisi

sağlayacak birkaç hava soğutmalı kondenserin konulması gereklidir.

#### 4.8.5.3 3. Kolon tepe ürünü ısısından yararlanılması

3. kolon tepe ürünü , 4.kolon dip sirkülasyonu ısıtılmasında kullanılacaktır.

4. kolon dip sirkülasyonu,

$$Q = 2.000.000 \text{ kg / sa}$$

$$C_{p \text{ g7}} = 3,085 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

3. kolon tepe ürünü,

$$Q = 17.867,8 \text{ kg/sa}$$

$$h_{\text{su buharı}} = 2.635 \text{ kJ / kg}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (4.63)$$

$$17.867,8 \text{ kg / sa} \cdot 2635 \text{ kJ / kg} = 47.081.653 \text{ kJ / sa}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$47.081.653 \text{ kJ / sa} / ( 2.000.000 \text{ kg / sa} / 3,085 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} ) = 7,62 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$7,62 - 0,5 = 7,12 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$57 + 7,12 = 64,12 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{4. kolon dip sirkülasyonu sıcaklığı.}$$

#### 4.8.5.4 2. Kolon tepe ürünü ısısından yararlanılması

2. kolon tepe ürünü 3.kolon dip sirkülasyonu ısıtılmasında kullanılacaktır.

$$Q = 2.500.000 \text{ kg / sa}$$

$$C_{p111} = 2,9138 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

2. kolon tepe ürünü

$$Q = 18.884 \text{ kg/sa}$$

$$h_{\text{su buharı}} = 2.680 \text{ kJ / kg}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (4.63)$$

$$18.884 \text{ kg/sa} \cdot 2680 \text{ kJ/kg} = 50.609.625 \text{ kJ/sa}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$50.609.625 \text{ kJ/sa} / ( 2.500.000 \text{ kg/sa} / 2,9138 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C} ) = 5,93 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$5,93 - 0,5 = 5,43 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$87 + 5,43 = 92,43 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{3.kolon dip sirkülasyon sıcaklığı.}$$

#### 4.8.5.5 1.Kolon tepe ürünü ısısından yararlanılması

1. kolon tepe ürünü 2. kolon dip sirkülasyonu ısıtılmasında kullanılacaktır.

2. kolon dip sirkülasyonu,

$$Q = 2.200.000 \text{ kg/sa}$$

$$C_{p185} = 2,625 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

1. kolon tepe ürünü

$$Q = 16.752 \text{ kg/sa}$$

$$h_{\text{su buhar}} = 2700 \text{ kJ / kg}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (4.63)$$

$$16.752 \text{ kg/sa} \cdot 2700 \text{ kJ / kg} = 45.230.240 \text{ kJ / sa}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$45.230.240 \text{ kJ/sa} / (2.200.000 \text{ kg/sa} \cdot 2,625 \text{ kJ / kg sa}) = 7,83 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$7,83 - 0,5 = 7,33 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$113 + 7,33 = 120,33 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{2..kolon dip sirkülasyonu sıcaklığı.}$$

#### 4.8.5.6 4.kolon dip ürününün 2. ve 1. kolon tepe ürünleri kondesi ile ısıtılması

2. kolon tepe ürünü ,

$$Q = 12.000 \text{ kg / sa}$$

$$t = 93 \text{ } ^\circ\text{C}$$

1. kolon tepe ürünü,

$$Q = 8.492,5 \text{ kg / sa}$$

$$t = 99 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4. kolon dip ürünü , (3. kolon beslemesi)

$$Q = 65.300 \text{ kg / sa 'tir}$$

$$t = 57 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p_{\text{su}}} = 4,186 \text{ kJ / kg}$$

$$C_{p_{Dm + su}} = 3,8092 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

2. kolon tepe kondensi ve 1. kolon tepe kondensi karışımının ortalama sıcaklığı

$$(12.000 \cdot 93 + 8.492,5 \cdot 99) / 20.492,5 = 95,48 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ oalarak hesaplanmıştır.}$$

Transfer sırasında sıcaklığın  $95^{\circ}\text{C}$  ' ye düştüğü düşünülmüştür.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$20.492,5 \text{ kg/sa} \cdot 4,186 \text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C} \cdot 95^{\circ}\text{C} = 8.149.252 \text{ kJ / sa}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (4.63)$$

$$8.149.252 \text{ kJ/sa} / ( 65.300 \text{ kg/sa} \cdot 3,085 \text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C} ) = 40,45^{\circ}\text{C}$$

$$40,45 - 0,5 = 39,95^{\circ}\text{C}$$

Transfer sırasında ki ısı kaybı ve eşanjör verimliliği göz önüne alındığında 4. kolon dip ürünü sıcaklığının  $39,95^{\circ}\text{C}$  yükselerek  $96,95^{\circ}\text{C}$  ' de 3. kolona verildiği düşünülmüştür.

#### 4.8.5.7 3. kolon dip ürününün ısıtılması

3.kolon dip ürünü 2,2 MPa basıncında ki buharla ısıtılacaktır.

$$Q = 53.000 \text{ kg / sa}$$

$$C_p = 2,9138 \text{ kJ / kg }^{\circ}\text{C}$$

$$h_{fg} = 2801,7 \text{ kJ / kg}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$53.000 \text{ kg/sa} \cdot 2,9138 \text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C} \cdot (114,93 - 87)^{\circ}\text{C} = 4.313.269 \text{ kJ/sa}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (4.63)$$

$$4.313.269 \text{ kJ/sa} / 2801,7 \text{ kJ/kg} = 1.540 \text{ kg / sa} \text{ buhar harcanmaktadır.}$$

#### 4.8.5.8 2. kolon dip ürününün ısıtılması

2.kolon dip ürünü 2,2 MPa basıncında ki buharla ısıtılacaktır

$$Q = 41.300 \text{ kg / sa}$$

$$C_p = 2,625 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$h_{fg} = 2801,7 \text{ kJ / kg}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$41.300 \cdot 2,625 \cdot (172 - 113) ^\circ\text{C} = 6.396.338 \text{ kJ/sa}$$

$$6.396.338 \text{ kJ/sa} / 2801,7 \text{ kJ/kg} = 2.283 \text{ kg / sa buhar harcanmaktadır.}$$

#### 4.8.5.9 1. kolon dip sirkülasyonunun ısıtılması

1.kolon dip sirkülasyonu, 2,2 MPa basıncında ki buharla ısıtılacaktır

$$Q = 2.600.000 \text{ kg / sa}$$

$$C_p = 2,4724 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

$$h_{fg} = 2801,7 \text{ kJ / kg}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t \quad (4.62)$$

$$2.600.000 \text{ kg/sa} \cdot 2,4724 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \cdot (190,9 - 185) ^\circ\text{C} = 37.926.616 \text{ kJ / sa}$$

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad (4.63)$$

$$37.926.616 \text{ kJ/sa} / 2.801,7 \text{ kJ/kg} = 13.537 \text{ kg / sa buhar harcanacaktır.}$$

#### 4.9 Sonuçlar

Distilasyon ünitesi dizaynı sırasında kolon sayısını kolon sayısını 4'e çıkartıp, kolon basınçlarını ayarlayarak; tepe ürünü sıcaklığından yararlanıldığı gibi , buharlaşma sıcaklığı düşürülmüş , sistemde toplam 19.591 kg/sa 2,2 MPa basıncında buhar harcanmış ve % 99,9 safılıkta dimetil asetamid elde edilmiştir.



**KAYNAKLAR**

- Bayram, M.,(1977), “Güç Katsayısının Düzeltilmesi ve Güç Kondansatörleri”, Elektroteknik Dergisi (3), İstanbul.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. , Harker, J.H.,(1991) Particle Tecnology and Seperation Process, Chemical Engineering Volume 6.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F., Backhurst J.R. , Harker, J.H.,(1991), “An Introduction to Chemical Engineering”, Chemical Engineering Volume 2.
- Dewitt, D., Incropera,F., (1981), Fundamentals of Heat and Mass Transfer, Newyork.
- Kister, H., Distallation Design.
- Sinott, R., An Introduction to Chemical Engineering Design.
- Trebal, R., Mass Transfer Operations, 1980.
- Altaş, M. , Çelebi, E. ve Fikret, H. , (1997), “İstatistiksel Bilgiler” , Türkiye 7. Enerji Komgresi Cilt 1, 1997 , Ankara.
- Altaş, M. , Çelebi, E. ve Fikret, H. , (1997), “Enerji İstatistikleri” , Türkiye 7. Enerji Komgresi , 1997 , Ankara.
- “ TEAŞ Türkiye Elektrik Üretim-İletim İstatistikleri”, 1996.
- “Reaktif Güç Kompanzasyonu”, T.M.M.O.B. Elektrik Mühendisleri Odası , (1983),İstanbul
- “Orta Gerilim Transformatör Merkezlerinin Tasarımı” , T.M.M.O.B. Elektrik Mühendisleri Odası, (1987), İzmir

**ÖZGEÇMİŞ**

Doğum tarihi	22.03.1973	
Doğum yeri	Diyarbakır	
Lise	1983 - 1991	Diyarbakır Anadolu Lisesi
Lisans	1991 - 1995	Yıldız Teknik Üniversitesi Makina Fak. Makina Mühendisliği Bölümü, Isı Proses Ana Bilim Dalı
Yüksek Lisans	1995	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makina Müh., Anabilim Dalı, Isı Proses Programı
Çalıştığı Kurumlar	1995 - 1996	Teshan Ltd. Şti
	1996 - Devam ediyor	Aksa Akrilik Kimya Sanayi