

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

DESTİLASYON KOLONUNDA DARBOĞAZ ANALİZİ VE ÖRNEK ÇALIŞMA

GÜRKAN ALTUNOK

**YÜKSEK LİSANS TEZİ
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**DANIŞMAN
YRD. DOÇ. DR. SEMRA KOŞUCUOĞLU ÖZKAN**

İSTANBUL, 2011

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

DESTİLASYON KOLONUNDA DARBOĞAZ ANALİZİ VE ÖRNEK ÇALIŞMA

GÜRKAN ALTUNOK

**YÜKSEK LİSANS TEZİ
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**DANIŞMAN
YRD. DOÇ. DR. SEMRA KOŞUCUOĞLU ÖZKAN**

İSTANBUL, 2011

ÖNSÖZ

Günümüzde enerjiyle ilgili birçok çalışma bulunmaktadır ve enerjinin ne denli önemli olduğu bu çalışmalarda açık şekilde anlatılmıştır. Enerjinin elde edilmesinin yanında enerjinin kullanımı da çevresel ve etik birçok etki yaratmaktadır. Bu tezde de enerji tasarrufu ile birlikte çevreye zararlı olan ve endüstri tesislerinden dışarı verilen kirletici etkilerin de azaltıldığı durumu öngören bir yöntembilimi olan “Darboğaz Analizi” nin özellikle kimya endüstrisinde sıkça kullanılan destilasyon kolonunda enerji bakımından uygulanması incelenmiştir.

Bu amaçla hazırlanan çalışmamda bana yol gösteren Sayın Yrd. Doç. Dr. Semra ÖZKAN’a, desteklerini esirgemeyen aileme ve arkadaşlarıma teşekkür ederim.

Mayıs, 2011

Gürkan ALTUNOK

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ.....	vii
KISALTMA LİSTESİ.....	ix
ŞEKİL LİSTESİ.....	x
ÇİZELGE LİSTESİ	xiii
ÖZET	xiv
ABSTRACT.....	xv
BÖLÜM 1	
GİRİŞ.....	1
1.1 Literatür Özeti	1
1.2 Tezin Amacı	2
1.3 Hipotez	3
BÖLÜM 2	
PROSES ENTEGRASYONU	4
2.1 Proses Entegrasyonu Yöntemleri	6
2.2 Darboğaz Analizi: En Yaygın Kullanılan PI Yaklaşımı	7
2.2.1 Darboğaz Analizinin Temel Kavramları	9
2.2.2 Yöntembilimi	10
2.2.2.1 Proses Akım Veri Çizelgesi	11
2.2.2.2 Enerji Hedefleri	12
2.2.2.3 Bileşik Eğrilerin Oluşturulması	12
2.2.2.4 Enerji Hedeflerinin Belirlenmesi	15
2.2.2.5 Darboğaz İlkesi	16
2.2.2.6 Darboğaz'ın Önemi	18
2.2.3 Çoklu Servis Akımları İçin Hedefleme	19
2.2.3.1 Büyük Bileşik Eğri	20

2.2.3.2	GCC'nin Oluşturulması	22
2.2.3.3	Çoklu Servis Akımlarının Seçilmesi	24
2.2.3.4	Dengelemeler	25
2.2.3.5	ΔT_{min} Değerinin Seçimi	26
2.2.4	Yeni Tasarım.....	30
2.2.4.1	Birim Sayısını Hedefleme	31
2.2.4.2	Alan Hedefleme.....	32
2.2.4.3	Sermaye Tutarı Hedefleri	33
2.2.5	Kurulu Tesis Optimizasyonu Tasarımları.....	34
2.2.5.1	Sermaye-Enerji Dengelemeleri Temelinde Kurulu Tesis Optimizasyonu.....	34
2.2.5.2	Alan Verimliliği	35
2.2.5.3	Geri Ödeme	36
2.2.5.4	ΔT_{min} -Enerji Eğrisi Temelli Kurulu Tesis Optimizasyonu.....	37
2.2.5.5	ΔT_{min} Değeri Deneyimi Temelli Kurulu Tesis Optimizasyonu	38
2.2.6	Proses Değişimi ve Evrimi	39
2.2.6.1	Artı-Eksi İlkesi	40
BÖLÜM 3		
DESTİLASYON KOLONLARI.....		
42		
3.1	Destilasyon Darboğaz Noktaları Belirleme Yöntemleri	42
3.2	Destilasyon Darboğaz Noktaları	44
3.2.1	İkili Destilasyon	44
3.2.2	Üçlü Destilasyon.....	47
3.3	Destilasyon Kolonu Darboğaz Analizi	50
3.3.1	Kolon Büyük Bileşik Eğrisi (Minimum Termodinamik Koşul)	52
3.3.2	CGCC'nin Oluşturulması.....	53
3.3.2.1	Pratik Minimuma Yakın Termodinamik Koşul (PNMTC)	53
3.3.2.2	CGCC'nin Yapımı.....	54
3.3.3	Kolon Hedefleme	59
3.3.3.1	Besleme Yerleşimi	59
3.3.3.2	Destilasyon Kolonu Profilleri	61
3.3.3.3	Geri akış Oranının Değiştirilmesi.....	62
3.3.3.4	Besleme Koşullandırma	63
3.3.3.5	İkincil Yoğuşurma/Kaynatma (Ara ısıtma ve soğutma).....	64
3.3.4	Kolon Bileşik Eğrisi	69
3.3.4.1	CCC ve CGCC Arasındaki İlişki	70
3.3.5	Destilasyon Kolonlarının Yan Proseslerle Entegrasyonu	71
BÖLÜM 4		
ÖRNEK ÇALIŞMA: KURULU DESTİLASYON KOLONU OPTİMİZASYONU İÇİN DARBOĞAZ ANALİZİ		
76		
BÖLÜM 5		
ÖRNEK ÇALIŞMA İÇİN SONUÇLAR		
93		

KAYNAKLAR.....	95
ÖZGEÇMİŞ.....	97

SİMGE LİSTESİ

A_{ex}	Ağın mevcut yüzey alanı
A_{min}	Minimum ısı aktarım alanı
A_t	Yeni tasarım için hedef yüzey alanı
AP	Darboğaz üstü
B	Dip ürün debisi
BP	Darboğaz altı
C_{Hen}	Isı değiştirici ağı sermaye tutarı
C_p	Özgül ısı kapasitesi
CP	Isı kapasitesi akış hızı
D	Tepe ürün debisi
E_{kurulu}	Kurulu tesis optimizasyonu tasarımının enerji tüketimi
E_{mevcut}	Mevcut enerji tüketimi
F	Besleme debisi
H	Entalpi
H_c	Soğuk akımın entalpisi
H_{def}	Net entalpi açığı
H_H	Sıcak akımın entalpisi
$H_{L,min}$	Minimum sıvı entalpisi
H_L^*	Denge sıvı akımı entalpisi
$H_{V,min}$	Minimum buhar entalpisi
H_V^*	Denge buhar akımı entalpisi
L	Sıvı debisi
L^*	Denge molar sıvı akışı
\dot{m}	Kütle debisi
N_{min}	Minimum ısı değiştirici sayısı
N	Isı değiştirici ağındaki toplam proses ve servis akımı sayısı
N_c	Soğuk akım sayısı
N_h	Sıcak akım sayısı
N_{MinMer}	Minimum enerji gereksinimi için gerekli minimum birim sayısı
N_u	Servis akımı sayısı
Q_c	Yoğuşturucu ısı yükü
Q_{cmin}	Minimum soğuk servis akımı ısı yükü

$Q_{C,min}$	Minimum yoğurturucu yükü
Q_{CU}	Proses darboğazı altında net ısı aktarım hızı
Q_{Hmin}	Minimum sıcak servis akımı ısı yükü
Q_{HU}	Proses darboğazı üzerinde net ısı aktarım hızı
Q_R	Kaynatıcı ısı yükü
$Q_{R,min}$	Minimum kaynatıcı yükü
r	Geri akış oranı
r_{min}	Minimum geri akış oranı
s	Kaynama oranı
S_{min}	Minimum kaynama oranı
t	Ekipman ömrü
T	Sıcaklık
T_S	Besleme sıcaklığı
T_T	Hedef sıcaklık
U	Toplam ısı aktarım katsayısı
V	Buhar debisi
V_{min}	Minimum buhar akışı
V^*	Denge molar buhar akışı
x	Sıvı bileşim
x_B	Dip ürün bileşimi
x_D	Tepe ürün bileşimi
x_F	Besleme bileşimi
x_i	i ürünü için sıvı bileşimi
y	Buhar bileşimi
α	Alan verimlilik faktörü
ΔH	Entalpi farkı
ΔT_C	Soğuk akım için sıcaklık farkı
ΔT_H	Sıcak akım için sıcaklık farkı
ΔT_{lm}	Logaritmik sıcaklık farkı
ΔT_{min}	Minimum sıcaklık farkı
λ	Buharlaşma ısısı

KISALTMA LİSTESİ

CCC	(Column composite curve) Kolon bileşik eğrisi
CGCC	(Column Grand Composite Curve) Kolon büyük bileşik eğrisi
CHP	(Combined heat and power) Birleşik ısı ve güç
CW	(Coolant water) Soğutma suyu
GCC	(Grand composite curve) Büyük bileşik eğri
GHG	(Greenhouse gas) Sera gazı
HEN	(Heat exchanger network) Isı değiştiri ağı
HP	(High pressure) Yüksek basınç
LP	(Low pressure) Düşük basınç
MER	(Minimum energy requirement) Minimum enerji gereksinimi
MP	(Medium pressure) Orta basınç
MSA	(Mass separating agent) Kütle ayırma ajanı
MTC	(Minimum thermodynamic condition) Minimum termodinamik koşul
PFD	(Process flow diagram) Proses akış diyagramı
PNMTC	(Practical near-minimum thermodynamic condition) Pratik minimuma yakın termodinamik koşul
PI	(Process integration) Proses entegrasyonu
RBM	(Rectification body method) Rektifikasyon gövde metodu
VOC	(Volatile organic component) Uçucu organik bileşik

ŞEKİL LİSTESİ

	Sayfa
Şekil 2.1 a) Proses entegrasyonu alanları b) Proses entegrasyonu amaçları	5
Şekil 2.2 Farklı endüstriler için enerji ve su tasarrufu potansiyeli.....	6
Şekil 2.3 Çeşitli endüstriler için geri ödeme potansiyeli.....	7
Şekil 2.4 Genel darboğaz yaklaşımı	9
Şekil 2.5 Bileşik eğrinin oluşturulması	14
Şekil 2.6 Proses akım verisinden bileşik eğri elde etme.....	14
Şekil 2.7 Enerji hedeflerinin belirlenmesi için sıcak ve soğuk bileşik eğrilerin kullanılması	16
Şekil 2.8 Darboğaz ilkesi	17
Şekil 2.9 Minimum enerji gereksinimi şartları.....	18
Şekil 2.10 Çoklu servis akımı hedeflemesi için bileşik eğrilerin kullanılması.....	20
Şekil 2.11 Büyük bileşik eğriler a) Darboğaz analizi b) Kütle entegrasyonu c) Su darboğazı teknolojisi için.....	22
Şekil 2.12 Büyük bileşik eğrilerin oluşturulması	23
Şekil 2.13 Çoklu servis akımı hedeflemesi için bileşik eğrilerin kullanılması.....	24
Şekil 2.14 ΔT_{min} artışının etkisi.....	28
Şekil 2.15 Enerji/Sermaye dengelemesi	28
Şekil 2.16 Darboğazda alt bölmeli ve alt bölmesiz birim hedefleme	32
Şekil 2.17 Bileşik eğriler arasındaki dikey ısı aktarımı minimum ağ alanını belirler.....	33
Şekil 2.18 Yeni tasarımlarda en uygun maliyeti enerji ve sermaye tutarı arasındaki dengelemeler verir	34
Şekil 2.19 Kurulu tesis optimizasyonu uygulamaları için sermaye-enerji dengelemesi....	35
Şekil 2.20 Alan verimliliği kavramı.....	36
Şekil 2.21 Kurulu tesis optimizasyonu uygulamaları için geri ödeme hedefleri.....	36
Şekil 2.22 Kurulu tesis optimizasyonu uygulamaları için ΔT_{min} -Enerji grafiği.....	37
Şekil 2.23 Bileşik eğrilerin şeklinin en uygun ΔT_{min} değerine etkisi.....	38
Şekil 2.24 Soğan diyagramı.....	39
Şekil 2.25 Artı/Eksi ilkesinin gösterilmesi	40
Şekil 2.26 Proses Değişikliği, (a) Proses değişikliği için +/- prensibi (b) Sıcaklık değişiminin enerji hedeflerine etkisi.....	41
Şekil 3.1 Etan-etilen karışımının besleme darboğazının McCabe Thiele diyagramında gösterimi	45
Şekil 3.2 Tüm geri akış durumunda etan-etilen karışımı için McCabe Thiele diyagramı	46

Şekil 3.3	Aseton-su atmosferik destilasyonu için teğet darboğazı.....	47
Şekil 3.4	Destilasyon doğrusu örneği	48
Şekil 3.5	Besleme ve eyer darboğaz noktalarına örnek	48
Şekil 3.6	En kısa sıyrıcı doğrusu ile besleme ve eyer darboğazının belirlenmesi	50
Şekil 3.7	Bir destilasyon sisteminin ısıtma ve soğutma gerksinimi	51
Şekil 3.8	Destilasyon kolonunun kutu gösterimi	51
Şekil 3.9	Kolon büyük bileşik eğrisi kavramı	52
Şekil 3.10	İkili bir destilasyon kolonu için minimum termodinamik koşul (MTC)	52
Şekil 3.11	Pratik minimuma yakın termodinamik koşul (PNMTC)	53
Şekil 3.12	Hafif ve ağır anahtar bileşenler için operasyon doğrusu	54
Şekil 3.13	Bir rafta entalpi açığının hesaplanması.....	56
Şekil 3.14	Rafların entalpi açıklarından CGCC oluşturulması	56
Şekil 3.15	Raf sayısı-entalpi grafiği çizimi yaklaşımı ile benzetimden CGCC elde edilir	58
Şekil 3.16	Besleme yer değiştirme	59
Şekil 3.17	Besleme yer değişimi örneği	60
Şekil 3.18	Kolon sıcaklık profili	61
Şekil 3.19	Geri akış değişikliği.....	62
Şekil 3.20	Isı entegrasyonunu artırmak için geri akış oranını değiştirme.....	63
Şekil 3.21	Besleme koşullandırma	63
Şekil 3.22	Isı entegrasyonunu artırmak için besleme değişikliği	64
Şekil 3.23	İkincil yoğuşurma ve kaynatma	65
Şekil 3.24	Isı entegrasyonunu artırmak için ara ısıtma	66
Şekil 3.25	Kolon optimizasyonu kapsamı	67
Şekil 3.26	Isı entegrasyonunu artırmak için kolon basıncını değiştirme	68
Şekil 3.27	Yan proseslerle bölünmüş bir kolon yükünün ısı entegrasyonu için çift etkili destilasyon	68
Şekil 3.28	a) Tek bir raf boyunca entalpi değişimi b) Kolon bileşik eğrisi (CCC).....	70
Şekil 3.29	Kolon büyük bileşik eğrisi ve kolon bileşik eğrisi	71
Şekil 3.30	Bir destilasyon kolonu ile yan proseslerin uygun entegrasyonu	72
Şekil 3.31	Destilasyon kolonu yerleşimi a) Darboğaz üstünde b) Darboğaz altında c) Darboğaz ortasında	73
Şekil 3.32	Yan proseslerle entegre edilmiş destilasyon kolonu	74
Şekil 3.33	Çoklu destilasyon kolonları a) Kutu temsili b) Kolon profilleri temsili c) Değişiklikler sonrası kutu temsili.....	75
Şekil 4.1	(a) Metanol üretim tesisinde ayırma bölümü (b) Metanol saflaştırmada termodinamik verimlilik için alt sistem kullanımı: S1-kolon 1; S2-kolon 2 S3-kolon 1 ve 2.....	77
Şekil 4.2	Kolon 1 için a) Sıcaklık profili b) Sıvı mol fraksiyonu profili	80
Şekil 4.3	Kolon 1 için sıcaklık-entalpi açığı eğrileri (CGCC) a) Tasarım 1 b) Tasarım 2	82
Şekil 4.4	Kolon 1 için buhar akış profilleri a) Tasarım 1 b) Tasarım 2.....	83
Şekil 4.5	Kolon 1 için kolon büyük bileşik eğrileri a) Sıcaklık-entalpi açığı eğrileri b) Raf-entalpi açığı eğrileri	84
Şekil 4.6	Kolon 1 için ekserji kaybı profilleri a) Sıcaklık-ekserji kaybı profilleri b) Raf-ekserji kaybı profilleri.....	85
Şekil 4.7	Kolon 2 için a) Sıcaklık profili b) Sıvı mol fraksiyonu profili	86
Şekil 4.8	Kolon 2 için sıcaklık-entalpi açığı eğrileri (CGCC) a) Tasarım 1 b) Tasarım 2	88

Şekil 4.9	Kolon 2 için buhar akış profilleri a) Tasarım 1 b) Tasarım 2.....	89
Şekil 4.10	Kolon 2 için kolon büyük bileşik eğrisi (CGCC) raf-entalpi açığı eğrisi	89

ÇİZELGE LİSTESİ

	Sayfa
Çizelge 2.1	Darboğaz analizi araçları 8
Çizelge 2.2	Darboğaz analizi için örnek bir termal veri çizelgesi 11
Çizelge 2.3	Darboğaz teknolojisi için bileşik eğriler 13
Çizelge 2.4	Darboğaz teknolojisi için büyük bileşik eğriler 21
Çizelge 2.5	Proses akımları ile servis akımı eşlemesi için kullanılan tipik ΔT_{min} değerleri 29
Çizelge 2.6	Çeşitli proses tipleri için tipik ΔT_{min} değerleri 30
Çizelge 3.1	Üç destilasyon doğrusuna ilişkin sayısal değerler 49
Çizelge 4.1	Akım özellikleri ve bileşimleri 79
Çizelge 4.2	Kolon 1 için birinci ve ikinci tasarım işletme parametrelerinin kıyaslaması 81
Çizelge 4.3	Kolon 2 için birinci ve ikinci tasarım işletme parametrelerinin kıyaslaması 87
Çizelge 4.4	Tesisin ayırma bölümü için madde ve ısı akımları 90
Çizelge 4.5	Kurulu tesis optimizasyonu etkisinin değerlendirilmesi 91
Çizelge 4.6	Değişiklikler için yaklaşık sabit sermaye tutarları 92

DESTİLASYON KOLONUNDA DARBOĞAZ ANALİZİ VE ÖRNEK ÇALIŞMA

Gürkan ALTUNOK

Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı
Yüksek Lisans Tezi

Tez Danışmanı: Yrd. Doç. Dr. Semra KOŞUCUOĞLU ÖZKAN

Darboğaz analizi, kimyasal proseslerde enerji tüketimini en aza indirmek için, uygulanabilir enerji hedeflerinin termodinamiksel olarak hesaplandığı, enerji hedeflerine; ısı geri kazanım sistemleri, enerji ihtiyacını karşılama yöntemleri ve proses işletme koşullarının optimizasyonu ile ulaşıldığı, yöntembilimidir. Proses entegrasyonu, ısı entegrasyonu veya darboğaz teknolojisi olarak da bilinir.

Darboğaz analizinin ilk uygulamaları endüstride enerji tasarrufu üzerine iken şimdi ise enerji minimizasyonu ile birlikte atık azaltılması, salımların azaltılması ve işlem güvenliği gibi sorunların çözümünde kullanılmaktadır. Yeni teknikler tasarım mühendisine, enerji tüketimini azaltmada proses değişiklikleri yapmasına olanak verir.

Bu çalışma darboğaz analizi konusunda Türkçe bir kaynak niteliğinde hazırlanmıştır. Bu çerçevede darboğaz analizi ile ilgili temel bilgiler ve analizin nasıl uygulandığına dair bilgiler verilmiştir. Ayrıca darboğaz analizinin destilasyon kolonlarında uygulaması ile ilgili geniş bir literatür çalışması yapılmıştır. Örnek olması amacıyla Yaşar Demirel'in "Retrofit of Distillation Columns Using Thermodynamic Analysis" başlıklı destilasyon kolon uygulamalarıyla ilgili çalışması verilmiştir.

Anahtar Kelimeler: Darboğaz analizi, proses entegrasyonu, optimizasyon, destilasyon kolonu

PINCH ANALYSIS ON DISTILLATION COLUMN AND A CASE STUDY

Gürkan ALTUNOK

Department of Chemical Engineering
MSc. Thesis

Advisor: Assist. Prof. Dr. Semra KOŞUCUOĞLU ÖZKAN

Pinch analysis is a methodology that makes it possible to evaluate the energy targets thermodynamically and achieve the energy targets by heat recovery systems, supplying systems of energy requirement and optimization of process operating conditions. Process integration is also known as heat integration or pinch analysis.

The first applications of pinch analysis in industries were on energy saving, now using for solving problems as energy minimization with waste reduction, emission reduction and operation safety. New technics allow design engineers to make process modifications for decreasing the energy consumption.

This study has been prepared as a Turkish source document. In this context, the fundamentals of the pinch analysis and the detailed informations on how it is applied have been given. Also relevant literature of applying pinch analysis on distillation columns has been consulted. "Retrofit of Distillation Columns Using Thermodynamic Analysis" titled work of Yasar Demirel has been given to show an example.

Key words: Pinch analysis, process integration, optimization, distillation column

GİRİŞ

1.1 Literatür Özeti

Son otuz yıl içerisinde proses entegrasyonu alanı içinde kullanılan en pratik yöntemlerden biri “Darboğaz Analizi” dir. Bu teknoloji endüstriyel proseslerdeki enerji verimini artırır.

Darboğaz analizi ilk olarak, birinci petrol krizinden dolayı, 1970’lerin sonlarında ısı geri kazanımı için bir teknik olarak geliştirilmiştir. Bu tarihten itibaren, proses entegrasyonu temel alınarak, optimizasyon için genel bir yöntem bilimi olmuştur. Bu teknoloji sadece enerji sistemlerinde değil aynı zamanda su korunumu, atık su minimizasyonu, üretim kapasitesi darboğazı ve karmaşık üretim proseslerindeki çeşitli kimyasalların yönetiminde de başarıyla uygulanmaktadır [1].

1978’lerin sonlarında Bodo Linnhoff proses ısı değiştirici ağ tasarımı enerji akışı için termodinamik ilkelerin kullanıldığı yeni bir yaklaşım geliştirmiştir. Bu yaklaşım daha sonra proses analizi ve ısı değiştirici ağ tasarımı gibi isimler almıştır. Bugün “darboğaz analizi” olarak adlandırılmaktadır ve birçok endüstride uygulanmaktadır.

Darboğaz analizi ilk yıllarında birçok tartışmayı da beraberinde getirmiştir. Bu analizin karmaşık matematiksel yöntemlerden ziyade basit kavramları kullanması ile enerji tasarrufu ve tasarım geliştirmelerinin rapor edilmesi bazı kuşklara sebep olmuştur. Daha ötesi, darboğaz analizi ilk gelişim sürecinde bazı ticari uygulamalarda kullanılmıştır. Fakat analizin bu süreçte pratik uygulamalarda nasıl sonuç vereceği bilinmiyordu ve bu nedenle bazı ticari başarısızlıklar yaşanmıştı. Farklı fikirlerin ortaya

çıkmasıyla 1992'de bir yandan darboğaz analizinin proses tasarımı için önemli katkılar yaptığı diğer yandan darboğaz analizinin proses geliştirilmesi için bazı önemli fırsatları gözden kaçırabileceği rapor edilmiştir. Yine de bu yöntem şu an geniş kapsamlı üniversite dersleri, derin akademik araştırmalar ve endüstride pratik uygulamalar ile genel olarak kabul edilmiştir (bazı ülkelerde diğerlerine oranla daha fazla benimsenmiştir) [2].

1990'lar boyunca, darboğaz analizi, sermaye tutarlarının azaltılması, çevresel kirliliğin azaltılması (NO_x , SO_x , VOC), suyun geri kazanımı, atık su dönüştürme sistemleri tasarımı, proses ve servis akımları için kapasite darboğazı, alan geliştirme planlaması gibi durumlarda enerji verimliliği için özelleştirilmiş bir araç olarak geliştirilmiştir. Çok yakın zamandaki uygulamalar petrol rafinelerindeki sülfür ve hidrojen gibi kimyasal türlerin yönetimini de kapsamaktadır [1].

1.2 Tezin Amacı

Darboğaz teknolojisi temelli proses entegrasyonu teknikleri, proses tasarımı optimize etmek için yeni ve güçlü bir yol sunar ve kullanılan geleneksel yöntemlerin ulaştığından daha üstün verimli sonuçlar verir. Yeni teknikler tasarım mühendisine, bir üretim prosesinde enerji akışını daha açık bir şekilde izlemesine ve enerji tüketimini azaltmak için proses değişiklikleri yapmasına olanak verir. Darboğaz teknolojisi ayrıca proses ve servis akımı sistemleri arasında optimum bir arayüz tasarımına olanak verir. Darboğaz analizi, analizin geliştirildiği ülkelerdeki fabrikalarda yaygın olarak kabul edilmiştir ve önemli enerji tasarrufu sağlamıştır [3]. Konuyla ilgili kaynaklar, enerji maliyetinin %15-40 seviyelerinde düşmekte, donanım iyileştirmede kapasite darboğazının kaldırılmasının %5-15 artmakta, yeni tasarımlarda toplam maliyet düşüşünün %5-10 gelişmekte olduğunu göstermektedir.

Kısaca darboğaz teknolojisi, mevcut tesislerin performanslarının geliştirilmesi için geliştirmeler yapmaya ve yeni tesis tasarlamaya imkan sağlayan, basit bilimsel ilkelerden türetilen bir yöntem bilimidir [4]. Darboğaz analizi terimi sıkça, endüstriyel proseslerde çalıştırılmak üzere, darboğaz teknolojisinin araç ve algoritmalarının uygulanmasını temsil etmek için kullanılır [5].

Kimya endüstrisinde en çok kullanılan birimlerden biri destilasyon kolonlarıdır. Destilasyon kolonları bulunduran tesislerde enerjinin büyük kısmı destilasyon kolonlarında tüketilmektedir. Bu çalışmada da bu durum göz önüne alınmıştır ve literatürde geçen darboğaz analizinin destilasyon kolonlarına uygulanış şekli incelenmiştir. Tezin amacı kimya endüstrisinde çokça kullanılan destilasyon kolonlarında darboğaz analizinin uygulanmasına bakmak ve literatür taraması yapılarak konuyu Türkçe bir kaynak niteliğinde sunmaktır. Tezde ayrıca, bu analizin uygulanması ile elde edilebilecek tasarruflara örnek teşkil etmesi amacıyla Yaşar Demirel'in "Retrofit of Distillation Columns Using Thermodynamic Analysis" adlı çalışması yer almaktadır.

1.3 Hipotez

Enerji ve daha birçok proses biriminin verimli işletilmesini sağlayan bir yöntem bilimi olan "Darboğaz Analizi" uygulamalarıyla petrol rafinerisi, kimyasal, demir ve çelik, kağıt hamuru, petrokimyasal, yiyecek ve içecek endüstrisi gibi endüstrilerde;

-Enerji tüketiminde %10 ile %35 (toplam enerji tüketiminin yüzdesi olarak) arasında,

-Su tüketiminde %25 ile %40 arasında,

-Hidrojen tüketiminde ise %20'ye kadar (sadece petrol rafinerisi) tasarruf etmek mümkündür.

Bu çalışmada destilasyon kolonları için enerji tasarrufu göz önüne alınmıştır.

PROSES ENTEGRASYONU

En gelişmiş ve en verimli endüstri proseslerinde bile gerekli olan enerjinin %10 ila %20 fazlası sarf edilmektedir. Proses entegrasyonu (PI), en uygun üretim çözümünü sağlamak ve bu verimsizliği ortadan kaldırmak için somut teknik çözümlerin seçimi ve tanımlanmasında kullanılan güçlü bir analitik yöntemdir.

Proses entegrasyonu 1970'lerin sonlarında başlayan proses mühendisliğinin önemli bir dalını temsil etmektedir. Yeni tesis tasarlama ile kurulu tesis optimizasyonu için termodinamik temelli sistemlerde uygulanır [6]. Proses entegrasyonu; enerji, su ve hammadde sarfiyatını azaltarak, sera gazı (GHG) salımını ve atık oluşumunu azaltarak endüstrilerin verimliliğini arttıran en uygun yaklaşımdır [7] ve proses mühendislerinin "önce büyük resmi ve sonra detaylarını" görmesini sağlar. Bu yaklaşım, sadece verilen bir görev için en uygun proses geliştirme stratejilerinin belirlenmesini değil aynı zamanda o görevi başarmak için en etkin maliyetli yolun belirlenmesini sağlar [8].

Proses entegrasyonu 3 temel kavram üzerine kurulmuştur:

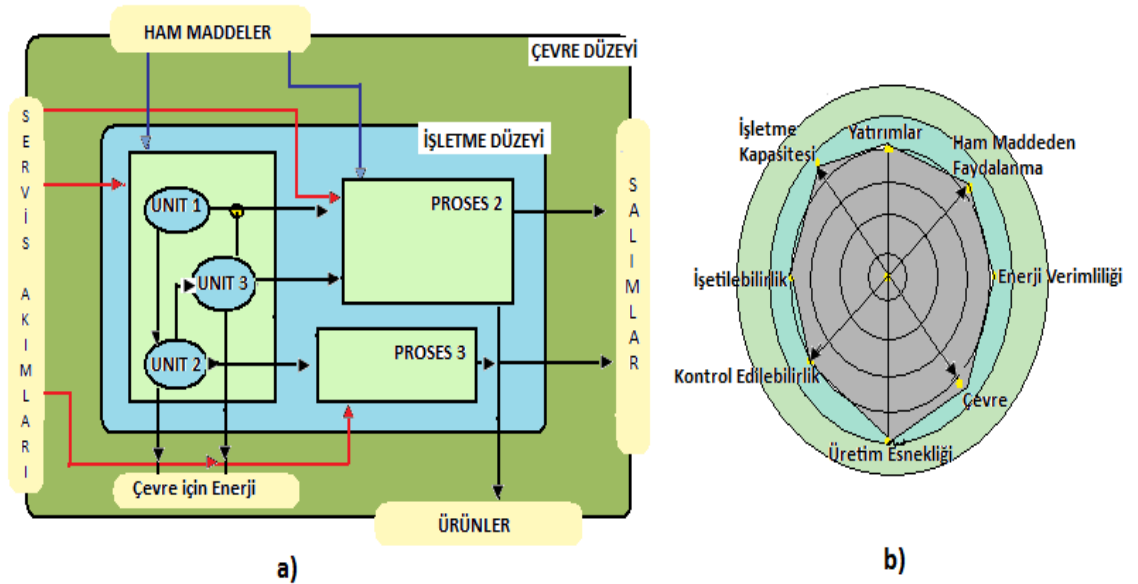
1. Servis akımları ve atık ürünler gibi bağlantılı proses birimlerini de ekleyerek tüm üretim prosesini bir büyük resim olarak dikkate alır.
2. Ulaşılabilir performans hedefleri kurmak için; proses mühendisliği ilkelerini (termodinamik ile kütle ve enerji dengesi gibi), anahtar proses adımları üzerinde uygular.

3. Proses detaylarını sonlandırır ve sonra performans hedeflerini gerçekleştirmek için iyileştirme yapar.

PI tekniği aşağıda belirtilen endüstriyel işlemler için uygulanabilir:

- Enerji tasarrufu, GHG (sera gazı) salımının azaltılması
- Kesikli proses optimizasyonu
- Hidrojen kullanımı optimizasyonu
- Reaktör tasarımı ve işlem geliştirmeleri
- Su kullanımı ve atık su oluşumu minimizasyonu
- Ayırma sırası optimizasyonu
- Atık miktarı minimizasyonu
- Yardımcı sistem optimizasyonu
- Giderlerin azaltılmasının geliştirilmesi [7].

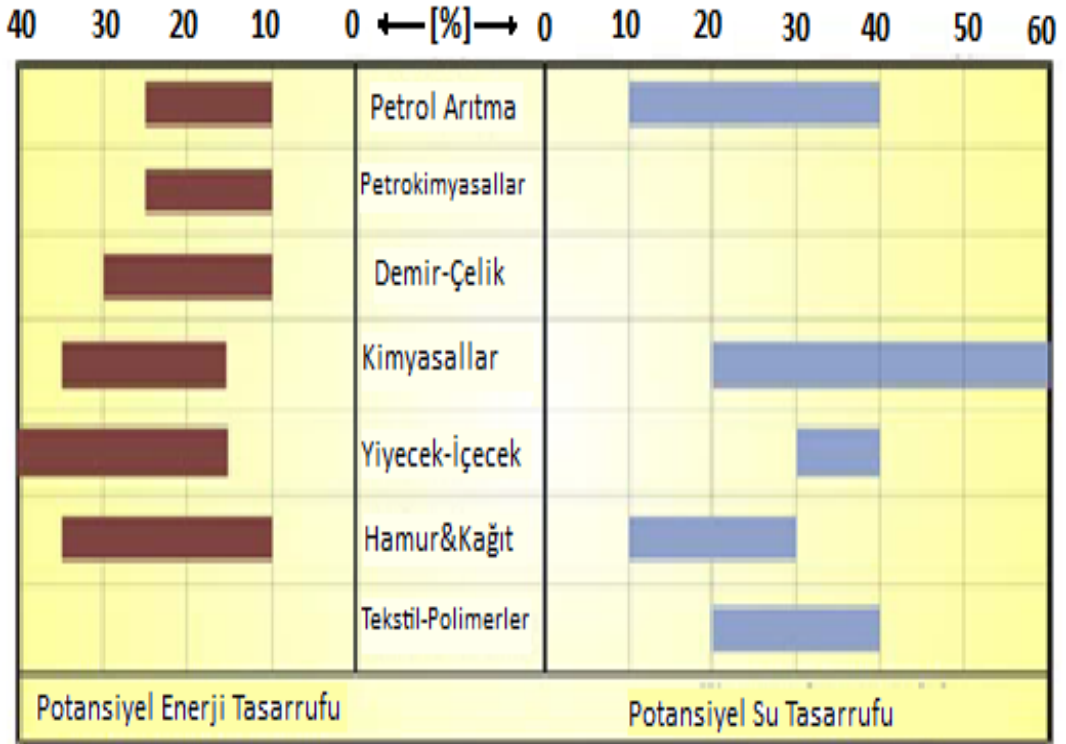
Genellikle, PI'dan bahsetmek, proses sistemlerinin çok kriterli optimizasyonu temel alınarak, bir üretim tesisi ve çevreleyen birimlerde, madde, enerji ve bilgi akışının ileri düzey yönetimiyle ilgilenmektedir (Şekil 2.1) [8].



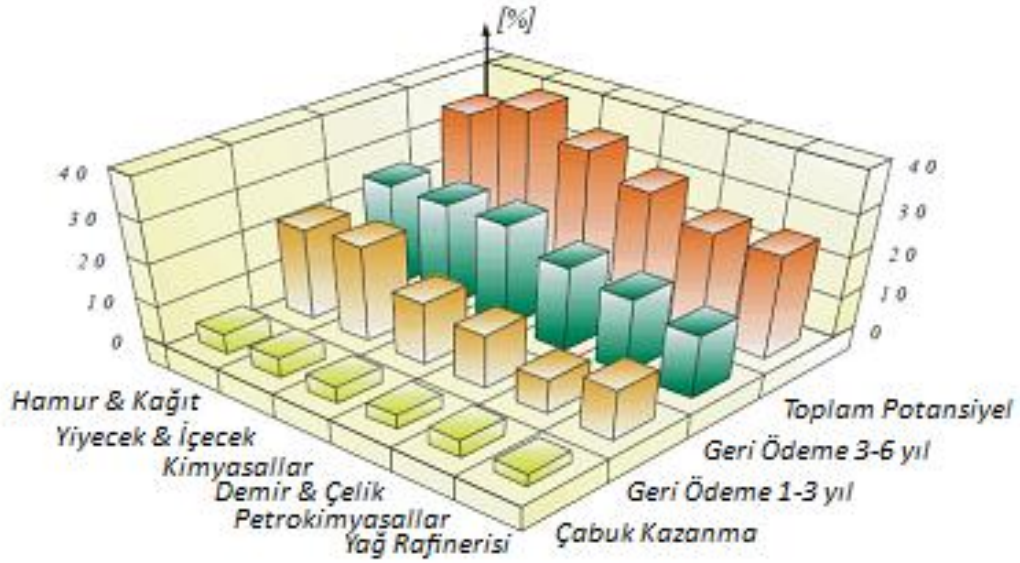
2.1 Proses Entegrasyonu Yöntemleri

Proses entegrasyonu bir kaç yöntem içerir. Bu yöntemler mühendislere her bir temel işlem üzerine odaklanmaktan ziyade tüm prosesleri veya tüm alanları hesaplamasına izin verir. Bu yöntemler karmaşık ve geniş endüstriyel araç gereçler için özellikle önemlidir. Çünkü prosesler karmaşıklıktıkça en iyi tasarım olanaklarının tanımlanması zorlaşır. PI yöntemlerinin sınıflandırılmasında yapısal alternatiflerin büyük bir çoğunluğu üç ana kategoriye ayrılabilir; deneysel, termodinamik ve optimizasyon.

Geleneksel olarak, enerji tasarrufu üzerine doğrudan yapılan harcamalar endüstri içinde öncelikli değildir. Kyoto Protokol'ünün imzalanması bu odağı değiştirmiştir. PI yaklaşımı, geleneksel enerji verim denetimiyle "izleme ve hedefleme teknikleri"ni birleştirmiştir. Kirliliğin azaltılması kadar önemli olan enerji ve su tasarrufunun elde edilmesi için kullanılan muhtemelen en iyi yaklaşımdır [8]. Çeşitli endüstrilerde enerji ve su tasarrufu potansiyeli ile geri ödeme potansiyeli Şekil 2.2 ve Şekil 2.3'te gösterilmiştir.



Şekil 2.2 Farklı endüstriler için enerji ve su tasarrufu potansiyeli [8]



Şekil 2.3 Çeşitli endüstriler için geri ödeme potansiyeli

Özetle, proses entegrasyonu çok güçlü ve sağlam bir tekniktir. Genel performans amaçları öncesinde herhangi bir gelişme faaliyetini ve aynı zamanda onlara ulaşmak için en iyi stratejiyi tanımlar. Bu yöntemimizin uygulanması sıklıkla, deneye dayalı ve beyin fırtınasıyla çalışan deneyimli mühendisler tarafından bile sezgisel olarak gözlenemeyen proses tasarımlarını tanımlar [8].

Enerji tasarrufu için proses entegrasyonu teknolojisi dünya üzerinde yaygınlaşan bir uygulamadır. Petrol, petrokimyasallar, kimyasallar, çelik üretimi, gıda ve içecek, kağıt endüstrileri gibi geniş bir yelpazede başarılı uygulamalar vardır. Finansal yararlar enerji maliyetini azaltır ve verimliliği artırarak enerji darboğazını giderir. Bazı çalışmalar baca gazı salımını azaltmak için sürdürülmektedir. Gelecekte baca gazı salımını azaltmak için daha fazla uygulama olacak gibi görünmektedir çünkü hükümetler ulusal sera gazı salım seviyelerini azaltmak istemektedirler [9].

2.2 Darboğaz Analizi: En Yaygın Kullanılan PI Yaklaşımı

Üretim prosesi optimizasyonu iki basamaklı bir faaliyettir. Birinci adımda, doğru proses yapısı veya topolojisi oluşturulmalıdır. İkinci adımda, önemli proses parametrelerinin matematiksel olarak optimize edilmiş nümerik değerleri birinci adımı takip eder. Geleneksel matematik, kimyasal proses topolojisini optimize etmek için gereken kalitatif kararlar için uygun değildir. Yirmibeş yıldan bu yana deneysel optimizasyon

tekniklerinin kullanımıyla daha büyük başarılar elde edilmiştir ve genel olarak proses entegrasyonu, darboğaz analizleri ve darboğaz teknolojisi gibi çeşitli isimlerle bilinirler.

Darboğaz analizlerini uygulamak için ideal zaman; proses değişikliklerinin planlanma süreci – ki büyük yatırımlar gerektirir – ve proses tasarımının sonlandırılmasından öncedir. Enerji verimliliğinde maksimum ilerlemeler, yeni bir tesis tasarımında azaltılmış yatırımlarla elde edilebilir. Yeniden tasarlamayla birçok tesis düzeni ve proses kısıtlamalarının üstesinden gelinebilir.

Bununla beraber, kurulu tesis optimizasyonu projelerinde, enerji verimliliğinin artışı genellikle bazı sermaye masrafları gerektirir. Bu durumda, darboğaz analizi yatırımın geri kazanılmasını maksimize etmede özellikle amaçlanabilir. Darboğaz analizi teknikleri proje fikirlerinin kombinasyonlarının eşzamanlı değerlendirilmesine izin verir [7].

Çizelge 2.1 darboğaz analizinde mühendisin kullanabileceği bazı araçları listelemektedir. Çizelgede, birinci kolon ısı entegrasyonu problemi için araçları, ikinci ve üçüncü kolonlar kütle entegrasyonu ve su darboğazı teknolojisi için ilgili araçları göstermektedir [6].

Çizelge 2.1 Darboğaz analizi araçları

Darboğaz Teknolojisi	Kütle Entegrasyonu	Su-Darboğaz Teknolojisi
Sıcaklık-Entalpi Diyagramı	Sınırlayıcı-Kütle Profili	Sınırlayıcı-Su Profili
Sıcaklık Farkı Diyagramı (TID)	Değişim Farkı Diyagramı (CID)	Değişim Farkı Diyagramı (CID)
Sıcaklık-Bileşik Eğrisi	Değişim-Bileşik Eğrisi	Değişim-Bileşik Eğrisi
Büyük Bileşik Eğri	Büyük Bileşik Eğri	Büyük Bileşik Eğri
Ön Isı Değiştirici Ağ Tasarımı	Ön Kütle Değiştirici Ağ Tasarımı	Yok
Isıtma Servis Sistemi Tasarımı	Yok	Yok
Soğutma Servis Sistemi Tasarımı	Harici MSA Sistem Tasarımı	Ön Su-Kullanımı Ağ Tasarımı
Isı Değiştirici Ağ Tasarımı Geliştirme	Kütle Değiştirici Ağ Tasarımı Geliştirme	Su Kullanımı Ağ Basitleştirme

2.2.2 Yöntembilimi

Darboğaz teknolojisi, termodinamiğin birinci ve ikinci yasasının yardımıyla, kimyasal prosesler ve onu çevreleyen yardımcı sistemlerin sistematik analizi için basit bir yöntembilimi sunar. Termodinamiğin birinci yasası, bir ısı değiştiriciden geçen akımların entalpi değişimlerinin hesaplanması için enerji eşitliği sağlar. İkinci yasa, ısı akışının yönünü belirler. Buna göre ısı enerjisi sadece sıcaktan soğuğa doğru akabilir [5].

Bir darboğaz analizi, proses için enerji ve kütle dengesiyle başlar. Darboğaz teknolojisinin kullanılmasıyla, enerji tasarrufunda büyük bir etkiye sahip olabilen çekirdek proses koşullarında uygun değişimlerin tanımlanması mümkün olur. Enerji ve kütle dengesi kurulduktan sonra ısı değiştirici ağı tasarımından önce enerji tasarrufu için hedefler ayarlanabilir. Darboğaz tasarımı yöntemi ağ tasarımı sürecinde bu hedeflere ulaşılabileceğini garanti eder. Hedefler çeşitli servis akımı yükleri için ayrıca ayarlanabilir. Darboğaz teknolojisi tesisin alan düzeyini geliştirerek mevcut alanın fazla enerji tüketiminin minimize edilmesi amacıyla çeşitli buhar şebekelerinin üzerinde uygun yüklerin tanımlanmasını sağlar. Bu nedenle darboğaz teknolojisi, temel enerji ve kütle dengesinden toplam alan servis sistemlerine, enerji tasarrufu için tutarlı bir yöntembilimi sağlar [11].

Proseslerin büyük çoğunluğu ısıtılması gereken ve soğutulması gereken akımlardan oluşur. Isıtma veya soğutma gerektiren her akım için iki temel seçenek vardır. Isı ya iki proses akımı arasında akabilir (değişebilir) ya da bir proses akımı ile bir servis akımı arasında değişebilir. Darboğaz analizinin diğer bir yararı da, en uygun ısı değişimi eşleşmeleri kümesini belirlemesidir. Bunu yapması dolayısıyla, ısının pahalı olan yüksek sıcaklık bölgesinden ortam sıcaklığına ve ayrıca ortam sıcaklığından pahalı alt ortam sıcaklığına olan ısı kademesinin minimize edilmesi yoluyla, sıcak ve soğuk servis akımları giderini azaltır [4].

Verilen bir üretim prosesi için ısı entegrasyonunu incelemeye başlamadan önce, sıcak ve soğuk akımlar arasında ısı aktarımının tarif edilmesi için, sıcaklık-entalpi (T-H) diyagramı adı verilen bir grafiksel araç kullanılabilir. T-H diyagramı, akımlar arasındaki ısı aktarımı için sıcaklık-itici kuvveti anlamında kullanışlı anlayışlar veren alternatif bir tekniktir.

Darboğaz analizi temelli bir enerji optimizasyonu gerçekleştirmedeki ilk adım ısı değişimi potansiyeline sahip akımları seçmektir. Isı değişimi potansiyelinin analizi için dahil edilen anahtar bilgi; akımların başlangıç sıcaklıklarını (beslenen sıcaklıklar, T_s), akımların son sıcaklıklarını (hedef sıcaklık, T_T), ısı kapasitesini ve akış hızını içerir [12]. Bu potansiyelleri görmek için proses akım veri çizelgeleri kullanılabilir.

2.2.2.1 Proses Akım Veri Çizelgesi

Proses akımları ile ilgili veriler bir çizelgede toplanarak, yapılacak analiz için potansiyeller ortaya konur. İlgilenilecek entegrasyon (kütle, enerji vs.) için çeşitli veriler kullanılabilir.

Burada enerji analizi için ısı değişimi potansiyeline sahip akımlar incelenmiştir. Proses akımları veri çizelgesine örnek bir veri çizelgesi aşağıdaki gibidir (Çizelge 2.2).

Çizelge 2.2 Darboğaz analizi için örnek bir veri çizelgesi

Akım	Akım Tipi	T_s Başlangıç Sıcaklığı (°C)	T_T Hedef Sıcaklık (°C)	CP (kW/°C)
1	Sıcak	180	80	20
2	Sıcak	130	40	40
3	Soğuk	60	100	80
4	Soğuk	30	120	36

Çizelge 2.2 darboğaz analizi için gerekli veriyi gösterir. "Sıcak akımlar" soğutulması gereken (ısı kaynağı) ve "soğuk akımlar" ısıtılması gereken (ısı kuyusu) akımlardır. Akımların besleme sıcaklığı T_s olarak ve hedef sıcaklık T_T olarak gösterilmiştir. Akımların ısı kapasitesi ve akış hızı genellikle birlikte gruplandırılır ve "ısı kapasitesi akış hızı" olarak adlandırılır. Isı kapasitesi akış hızı (CP) şöyle verilebilir:

$$CP = C_p \times \dot{m} \quad (2.1)$$

C_p ; akımın özgül ısı kapasitesi ($\text{KJ}/^\circ\text{C}\cdot\text{kg}$) ve \dot{m} ; kütle debisi (kg/s)'dir. Bir akımın CP değeri birim sıcaklık başına entalpi değişimi olarak ölçülür ($\text{kW}/^\circ\text{C}$ veya eşdeğer birimler) [11].

2.2.2.2 Enerji Hedefleri

Enerji hedefleri, proses akım gereksinimini doyumak için gerekli olan minimum servis akımı miktarıdır. Hedefler ideal veya mükemmel durumu temsil eden teorik değerlerdir ve bir analiz aracı olarak çok önemlidir. Ayrıca mevcut tasarımın en uygun tasarıma ne kadar yakın olduğuna dair kıyaslama sağlar [4].

Minimum enerji tüketimi için gerekli hedefi darboğaz analizi sağlar. Bu hedef için yapılacak çalışmada proses veri çizelgesinden başlanır. Enerji hedefleri “Bileşik Eğriler” adı verilen bir aracın kullanılmasıyla elde edilir [11].

2.2.2.3 Bileşik Eğrilerin Oluşturulması

“Bileşik eğri” bir ısı değiştirici ağındaki tüm sıcak ve soğuk akımların grafiksel bir birleşimidir. Bileşik eğri çizimi hem sıcak bileşik eğrileri hem de soğuk bileşik eğrileri aynı çizim üzerinde gösterir [4]. Diğer bir deyişle, bileşik eğriler prosesteki kullanılan ısıнын (sıcak bileşik eğri) ve prosesteki ısı isteğinin (soğuk bileşik eğri) sıcaklık-entalpi (T-H) profillerinin birlikte grafiksel temsilidir [11].

Bileşik eğriler sıcaklığa karşı entalpi diyagramı üzerinde, sıcak ve soğuk proses akımlarının sonuç veya birikimli (kümülatif) çizimi şeklinde de tanımlanabilir [12].

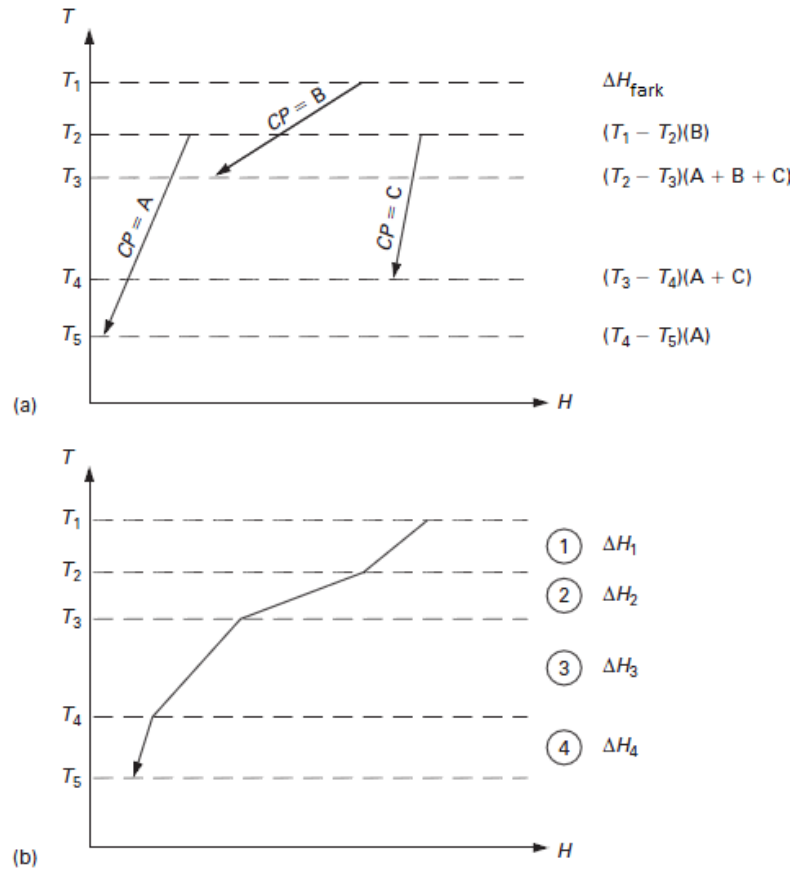
Çizelge 2.3'te ilk kolon darboğaz teknolojisi için bileşik eğrinin özelliklerini, ikinci ve üçüncü kolonlar da kütle ve su darboğaz teknolojisindeki benzer eğrileri göstermektedir [6].

Analiz, ilgili akımlardan başlar ve basitçe ilgili sıcaklık aralıklarındaki ısı içeriğinin toplanmasıyla prosesteki tüm sıcak ve soğuk akım için bileşik eğriler oluşturulur. Sıcak ve soğuk akımlardan oluşan iki bileşik eğri tek bir eğride çizilir ve bileşik eğrinin arasındaki çakışma prosesteki maksimum geri kazanılabilir ısı miktarını temsil eder.

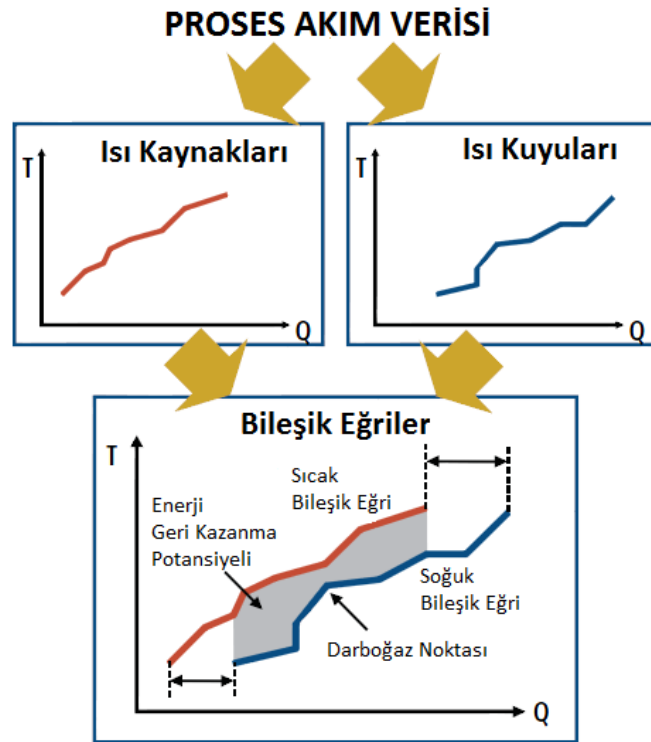
Çizelge 2.3 Darboğaz teknolojisi için bileşik eğriler

Darboğaz Teknolojisi	Kütle Entegrasyonu	Su Darboğazı Teknolojisi
Sıcak Bileşik Eğri	Proses Akımı Bileşik Eğrisi	Değişim Bileşik Eğrisi
Soğuk Bileşik Eğri	Proses MSA Bileşik Eğrisi	Yok
Sıcak Servis Akımı Yüğü	Yok	Yok
Soğuk Servis Akımı Yüğü	Harici MSA Yüğü	Temiz Su Akış Hızı
Darboğaz Sıcaklığı	Darboğaz Değişimi	Yok
Sıcak Servis Akımı Darboğaz Sıcaklığı	Yok	Yok
Soğuk Servis Akımı Darboğaz Sıcaklığı	Harici MSA Darboğaz Değişimi	Temiz Su Darboğaz Değişimi

Bu durum biraz daha açılacak olursa, Şekil 2.5(a)'da üç sıcak akım, bu akımların besleme ve hedef sıcaklıkları, sıcaklık aralıkları şeklinde belirtilerek (T_1 - T_5), ayrı ayrı çizilmiştir. T_1 ve T_2 arasında sadece B akımı mevcuttur ve böylece bu aralıkta kullanılabilir ısı $CP_B(T_1 - T_2)$ olarak verilir. Bununla birlikte T_2 ile T_3 arasında her üç akım da mevcuttur ve böylece bu aralıktaki kullanılabilir ısı $(CP_A + CP_B + CP_C)(T_2 - T_3)$ 'dir. Her aralık için bir ΔH değerleri serisi bu yolla elde edilebilir ve sonuç, sıcaklık aralıklarına karşı tekrar çizilebilir (Şekil 2.5(b)). Sonuç T-H çizimi her üç akımı temsil eden tek bir eğridir ve "sıcak bileşik eğri" olarak adlandırılır. Benzer bir prosedür bir problemdeki tüm soğuk akımlar için "soğuk bileşik eğri"yi verir. [2].



Şekil 2.5 Bileşik eğrinin oluşturulması [2]



Şekil 2.6 Proses akım verisinden bileşik eğri elde etme [7]

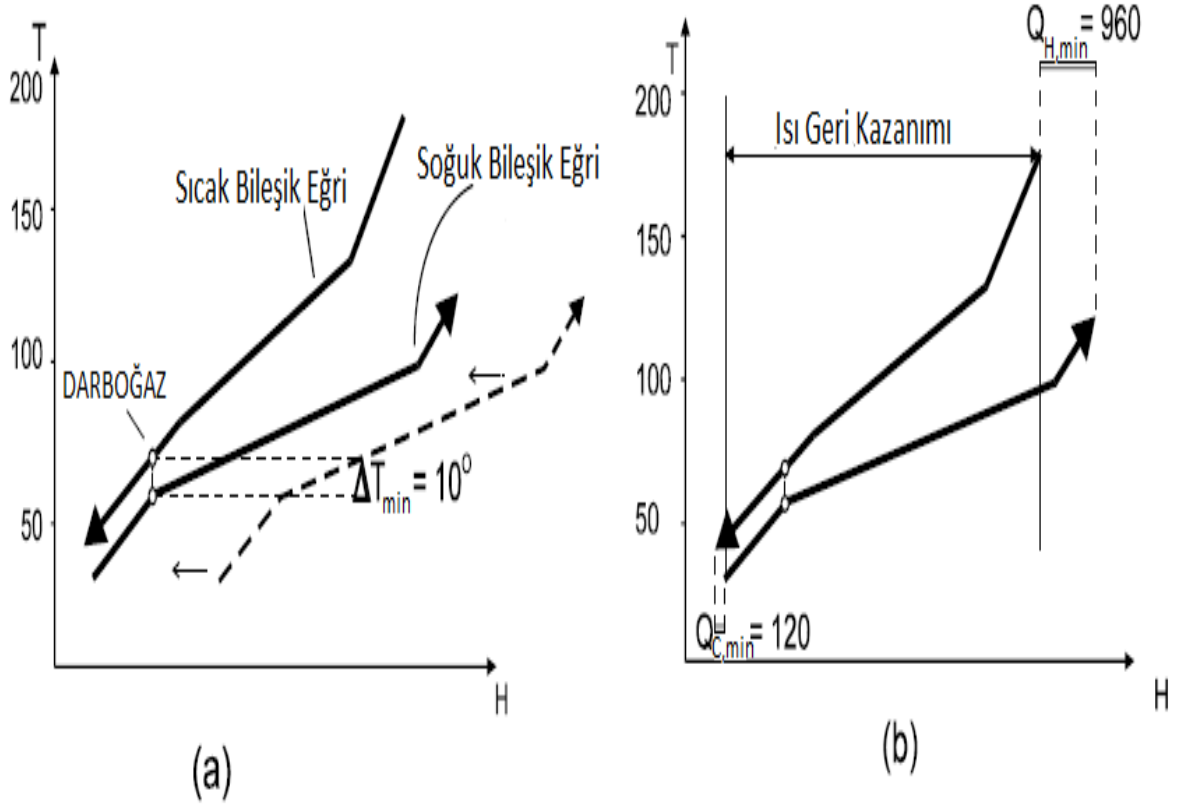
Proses akımlarının tanımlanmasından sonra akımlar kaynaklar ve kuyular olarak bölünür. “Kaynak” geri kazanılacak kullanılabilir ısıya sahip akımlar veya proses gereksinimini karşılamak için soğutulması gereken akımlardır. “Kuyu” ısıtılması gereken akımları temsil eder. Çünkü enerji “kaynak” tarafından geri kazanılabilir, bu tip bir akıma sıcak akım denir. Benzer olarak “kuyu” ısı gerektirir, bu tip akımlara soğuk akım denir. Darboğaz analizi için proses akımlarının belirlenmesi ve sonra bu akımların kaynak ve kuyu olarak bölünmesi “veri çıkarma” ya göndermede bulunur (Şekil 2.5). Bu bir darboğaz analizinin çok önemli kısmıdır [7]. Veri çıkarma işlemi darboğaz analizi için veri elde etmek amacıyla çeşitli firmalar tarafından paket halinde sunulan benzetim programlarından elde edilebilmektedir.

2.2.2.4 Enerji Hedeflerinin Belirlenmesi

Proseste minimum enerji hedeflerinin belirlenmesi için soğuk bileşik eğri sıcak bileşik eğriye doğru ilerleyerek hareket ettirilir. Bu işlem için bileşik eğri diğerine doğru yatay olarak yani x-ksenine paralel olarak hareket ettirilir. Unutulmamalıdır ki entalpi eksenini bağıl miktarları ölçmektedir ki bu, proses akımlarının “entalpi değişimini” temsil ettiğimiz anlamına gelir. Hangi yolla olursa olsun, bileşik eğrinin yatay olarak hareket ettirilmesi akım verilerini değiştirmez [7].

Eğriler için en yakın yaklaşım, minimum kabul edilebilir sıcaklık farkı, ΔT_{min} , tarafından tanımlanır [7].

Diğer bir deyişle, bileşik eğriler, ısı aktarımının bir karşıt-akış görünümünü sağlar ve proseste minimum enerji hedeflerini belirtmek için kullanılabilir. Buna sıcak ve soğuk bileşik eğrilerin aralarında ΔT_{min} kadar fark (Şekil 2.7’de 10°C ’dir) bırakacak şekilde çakıştırılması yoluyla ulaşılır (Şekil 2.7(a)). Bu çakışma maksimum olası ısı geri kazanımını gösterir (Şekil 2.7(b)) ve proses için seçilen ΔT_{min} değerinde, kalan ısıtma ve soğutma gereksiniminin, minimum sıcak servis akımı gereksinimi (Q_{Hmin}) ve minimum soğuk servis akımı gereksinimi (Q_{Cmin}) olduğunu belirtir [11].

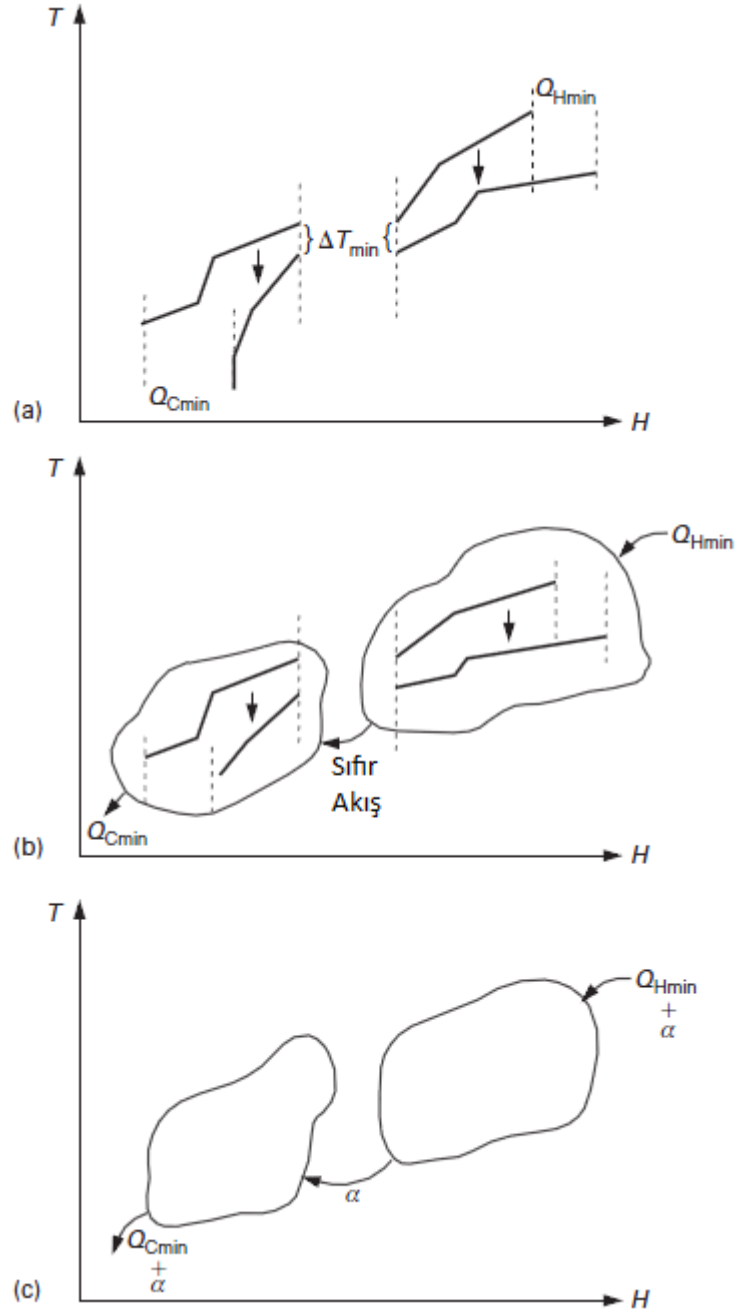


Şekil 2.7 Enerji hedeflerinin belirlenmesi için sıcak ve soğuk bileşik eğrilerin kullanılması [11]

Belirlenen minimum soğuk ve sıcak servis akımı gereksinimleri mevcut prosesin servis akımlarıyla karşılaştırılarak potansiyel tasarruf belirlenmiş olur. Darboğaz analizi kullanılarak, ısı değiştirici ağı tasarımından önce, enerji ve kütle dengesi temel alınarak minimum enerji tüketimi için hedefler açık olarak ayarlanabilir. Bu, erken aşamada enerji tasarrufu için kapsamın hızlı tanımlanmasına izin verir [11].

2.2.2.5 Darboğaz İlkesi

ΔT_{min} değerinin gözlemlendiği nokta "darboğaz" olarak bilinir ve darboğazın tespit edilmesi enerji hedeflerinin pratikte gerçekleştirilmesine izin verir. Darboğaz tanımlandığında, prosesi iki ayrı sistem olarak göz önüne almak mümkündür; darboğaz altı ve darboğaz üstü (Şekil 2.8(a)). Darboğaz üstündeki sistem ısı girişi gerektirir ve bu nedenle sistem bir ısı kuyusudur. Darboğaz altında sistem ısı salar ve sistem bir ısı kaynağıdır [11]. Prosesin toplam ısıtma ve soğutma gereksinimleri için darboğazda sistem ayrılır ve sistemde gerçekleşen fazla ısıtma ve soğutma miktarı belirlenir [3].



Şekil 2.8 Darboğaz ilkesi [2]

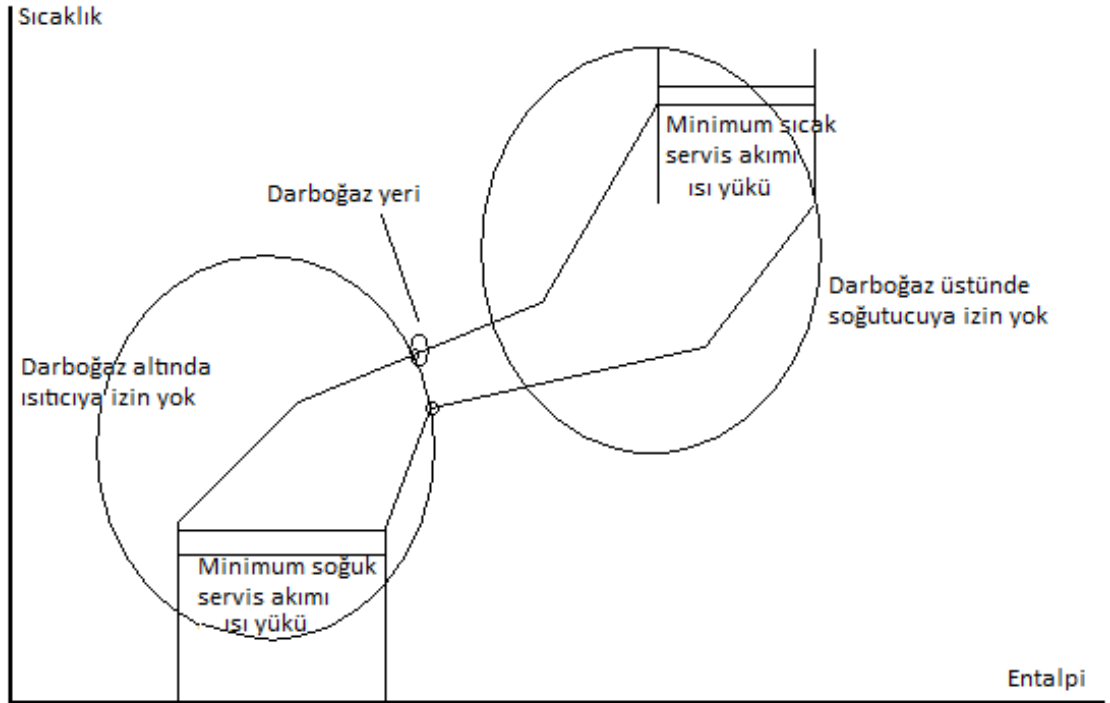
Şekil 2.8(c)'de α kadar ısı darboğaz üstünden altına aktarılmıştır. Daha önce Q_{Hmin} ile dengede olan darboğaz üstündeki sistem α birim kadar ısı kaybeder ve darboğaz altına verir. Isı dengesini yeniden kurmak için, sıcak servis akımı aynı miktar kadar artırılmalıdır ki bu α birim kadardır. Darboğaz altında, sisteme α birim kadar ısı eklenir ve fazla ısıya sahip olur bu nedenle soğuk servis akımı gereksinimi α birim kadar artar.

Sonuçta, çapraz ısı transferinin (α) sonucu olarak hem sıcak hem soğuk servis akımı çapraz darboğaz yükü kadar (α) artar.

Özet olarak, darboğaz anlayışı, bir proses için minimum enerji hedeflerine ulaşmak için uyulması gereken üç kural verir:

- Isı darboğazdan aktarılmamalıdır.
- Darboğaz üstünde harici soğutma olmamalıdır.
- Darboğaz altında harici ısıtma olmamalıdır [11].

Şekil 2.9 bu durumu göstermektedir.



Şekil 2.9 Minimum enerji gereksinimi şartları

2.2.2.6 Darboğaz'ın Önemi

Yukarıda anlatılan anlayışlar bize beş basit ve etkili kavram verir:

Hedefler: Öncelikle bileşik eğriler ve problem çizelgesi bilinirse, tam olarak ne kadar harici ısıtmanın kaçınılmaz biçimde gerektiği bilinir. İdeale yakın prosesler doğrulanır ve uygun olmayan prosesler büyük bir hızla ve güvenle tanımlanır.

Darboğaz: Proses, darboğaz üzerinde harici ısıtmaya ve darboğaz altında harici soğutmaya ihtiyaç duyar. Bu bize fırın, buhar ısıtıcı ve soğutucu gibi ısı değiştiricilerin nerede konumlandırılması gerektiğini söyler. Aynı zamanda bize buhar servislerinin nerede kullanılacağını ve gaz türbini ile buhar tüketim yerlerinden ısının nasıl korunacağını gösterir.

Daha fazla içeri, daha fazla dışarı: Hedefsiz bir proses, minimum harici ısıtma gereksiniminden daha fazlasını gerektirir ve bundan dolayı minimum harici soğutmadan da fazlasını gerektirir. Bu duruma “daha fazla içeri, daha fazla dışarı” denmiştir ve dikkat edilmelidir ki bir proseste her birim fazla harici ısı için ısı aktarımı ekipmanı iki kez gerekmektedir. Bazı durumlarda bu, bize enerji ve sermaye tutarını geliştirmeye izin verir.

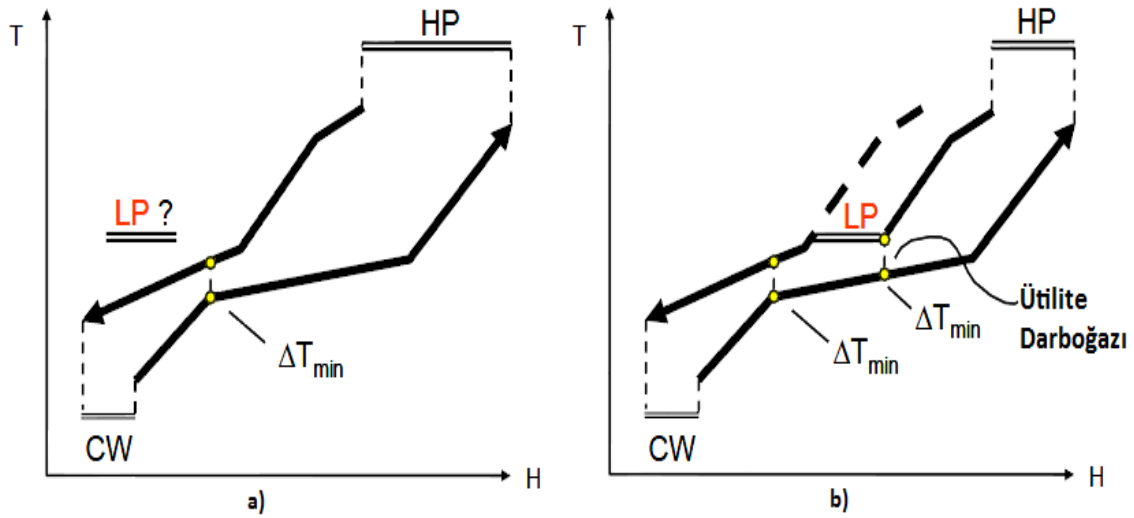
Seçimde özgürlük: Isı kaynağı ve ısı kuyusu ayrıdır. Tasarımcı bu kısıtlamaya uyduğu sürece tasarım düzeninde, kontrolünde, düzenlemesinde vs. istediğini uygulayabilir. Eğer tasarımcı bu kuralı ihlal ederse darboğaz içinden geçen ısı akımlarını görebilir ve bu nedenle tasarımın ne tür genel hataları içerebileceğini tahmin edebilir.

Dengelemeler: Akım sayısı (proses akımları + servis akımlar) ile minimum ısı değiştirici (ısıtıcı, soğutucu vb.) sayısı arasında basit bir ilişki olur. Isı kaynağı ve ısı kuyusu bölümleri ayrılmış, minimum enerji hedeflerine ulaşan bir ağ, eğer darboğaz ayırımı ihmal edilmişse daha fazla birime ihtiyaç duyar. Enerji kazanımı ve birim sayısı arasında bu çeşit dengeleme, geleneksel bir enerji ve yüzey alanı arasındaki dengelemeye katkı yapar [2].

2.2.3 Çoklu Servis Akımları İçin Hedefleme

Bir proses için enerji gereksinimi buhar, soğutma, sıcak yağ, fırın baca gazı gibi birçok servis akımı çeşidi ile sağlanır. Bileşik eğri, toplam enerji hedeflerini sağlar ama farklı servis akımlarıyla ne kadar enerji sağlanması gerektiğini açık olarak belirtmez. Bileşik eğrinin şekli her yeni servis akım eklenmesiyle değişir ve birkaç servis akım çeşidi için tüm yapı oldukça karmaşık hale gelir. Bu yüzden bileşik eğri çoklu servis akımları için enerji yüklerin ayarlanmasında zor bir araç olur. Seçilen servis akımları ve ilgili entalpi

değişimlerinin (bileşik eğrinin kullanılmasındaki dezavantajlar olmadan) açık bir görsel temsili gerekir. Bu amaç için “Büyük Bileşik Eğri” (GCC) kullanılır (Şekil 2.10) [11].



Şekil 2.10 Çoklu servis akımı hedeflemesi için bileşik eğrilerin kullanılması

Şekil 2.10(a)'daki bileşik eğrinin şekli düşük basınçlı buhar yükünün (LP) eklenmesiyle Şekil 2.10(b)'deki gibi değişir. Tasarımcı daha ucuz servis akımının kullanılmasını maksimize etmeyi ve pahalı servis akımı kullanımını minimize etmeyi amaçlar. Düşük basınçlı buhar ve soğutma suyu kullanımı yüksek basınçlı buhar ve soğutma suyu yerine tercih edilir [5].

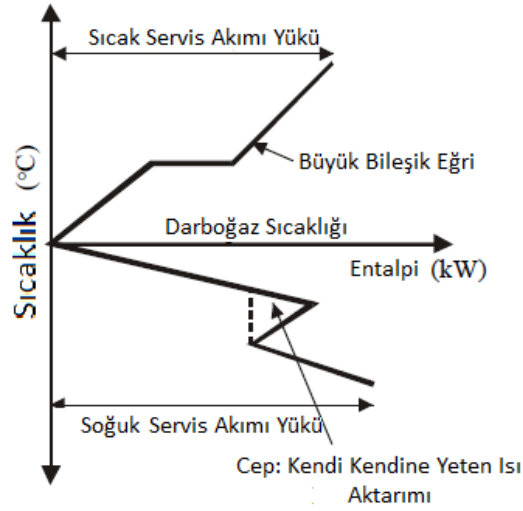
2.2.3.1 Büyük Bileşik Eğri

Çoklu servis akım hedeflerinin ayarlanması için kullanılan araca “büyük bileşik eğri” (GCC) denir [11]. GCC, her sıcaklık farkı için, kaydırılmış sıcaklık değerlerine karşı kademeli ısı değeri çizilerek elde edilir [13]. GCC çeşitli sıcaklık farkları için kullanılabilir ısıyı ve prosesdeki net ısı akışını (darboğazda net ısı akışı sıfırdır) gösterir [4]. Aslında bu, sıcak ve soğuk bileşik eğrilerin yatay bölünmesiyle olur [12]. GCC, darboğaza bağlı olarak, verilen bir kaydırılmış sıcaklıkta, sıcak akımlardan verilen kullanılabilir ısı ile soğuk akımlar için gerekli ısı arasındaki farkı temsil eder. Böylece GCC net ısı akışına karşı kaydırılmış sıcaklık (sıcaklık farkı şeklinde) çizimidir. Şekil 2.11 çeşitli büyük bileşik eğrileri göstermektedir.

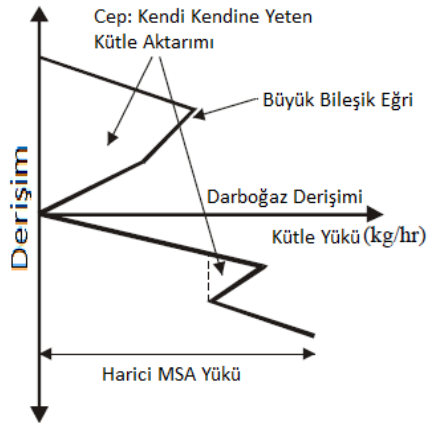
Çizelge 2.4 Darboğaz teknolojisi için büyük bileşik eğrinin bazı anahtar özelliklerini listelemektedir ve bu özellikleri darboğaz teknolojisinde kütle entegrasyonu ve su darboğazı teknolojisi için benzer büyük bileşik eğri ile kıyaslamaktadır.

Çizelge 2.4 Darboğaz teknolojisi için büyük bileşik eğriler

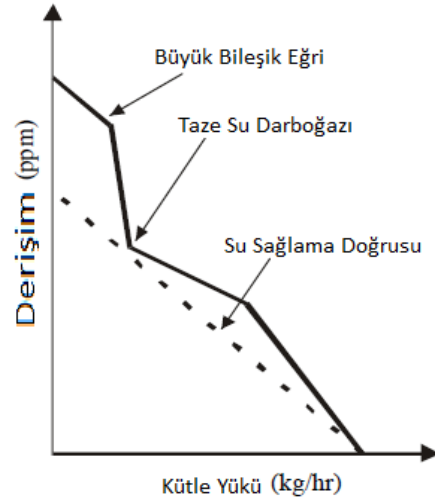
Darboğaz Teknolojisi	Kütle Entegrasyonu	Su Darboğazı Teknolojisi
Sıcak Servis Akımı Yüğü	Yok	Yok
Soğuk Servis Akımı Yüğü	Harici MSA Yüğü	Temiz Su Yüğü
Darboğaz Sıcaklığı	Darboğaz Derişimi	Yok
Prosesten Prose İsi Aktarımı	Proses Akımından Prose İsi Aktarımı	Yok
Kendine Yeten İsi Aktarımı Bölgesi	Kendine Yeten Kütle Aktarımı Bölgesi	Yok
Isıtma Servisi Yerleşirme	Yok	Yok
Soğutma Servisi Yerleşirme	Harici MSA Yerleşirme	Temiz Su Hedefleme
Sıcak Servis Akımı Darboğaz Sıcaklığı	Yok	Yok
Soğuk Servis Akım Darboğaz Sıcaklığı	Harici MSA Darboğaz Derişimi	Temiz Su Darboğaz Derişimi



(a)



(b)



(c)

Şekil 2.11 Büyük bileşik eğriler a) Darboğaz analizi b) Kütle entegrasyonu c) Su darboğazı teknolojisi için [6]

2.2.3.2 GCC'nin Oluşturulması

Eğer bileşik eğriler eksenler üzerinde sıcaklıkları kaydırılmış olarak tekrar çizilirse, "kaydırılmış bileşik eğri"yi elde ederiz. Kaydırılmış eğriler darboğaz noktasında birbirlerine temas eder ve darboğazın prosesi ikiye böldüğünü bileşik eğrilerden daha açık olarak gösterir [2].

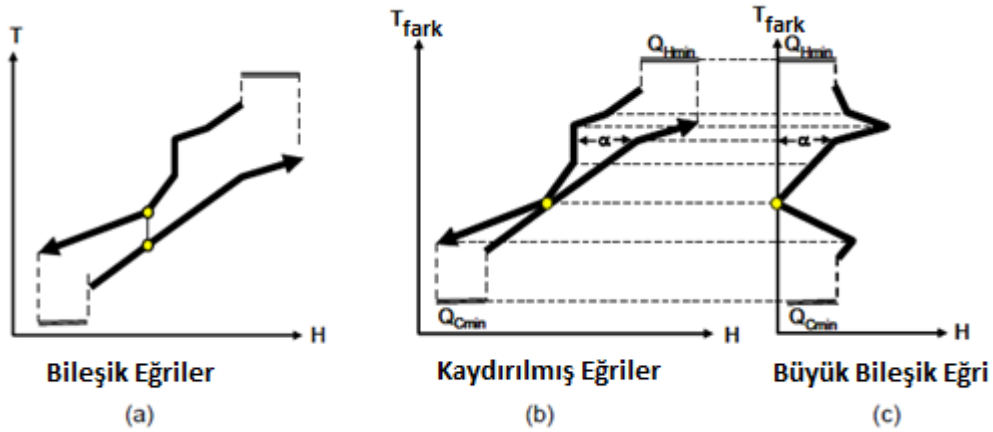
İlk adım bileşik eğrilerdeki sıcaklıklarda ayarlama yapmaktır. Kaydırılmış Bileşik Eğri, bileşik eğrinin oluşturulmasıyla aynı biçimde oluşturulur. Bununla beraber, Sıcak Bileşik Eğri (HCC) $\Delta T_{\min}/2$ değeri kadar azaltılır ve Soğuk Bileşik Eğri $\Delta T_{\min}/2$ değeri kadar artırılır (Eşitlik 2.2 ve 2.3).

$$\text{Kaydırılmış Sıcak Akım Sıcaklığı} = \text{Kaydırılmamış Sıcak Akım Sıcaklığı} - \Delta T_{\min}/2 \quad (2.2)$$

$$\text{Kaydırılmış Soğuk Akım Sıcaklığı} = \text{Kaydırılmamış Soğuk Akım Sıcaklığı} + \Delta T_{\min}/2 \quad (2.3)$$

Sonuç olarak sıcak ve soğuk bileşik eğrileri darboğaz yerinde karşılaşır [4].

Sıcaklık kaydırma çoklu servis akım hedeflerini daha kolay hale getirir. Bu sıcaklık kaydırmanın sonucu olarak, bileşik eğriler birbirlerine darboğazda dokunurlar. Daha sonra büyük bileşik eğri, farklı sıcaklıklarda, kaydırılmış bileşik eğriler arasındaki entalpi (yatay) farklarından yararlanarak oluşturulur (Şekil 2.12).



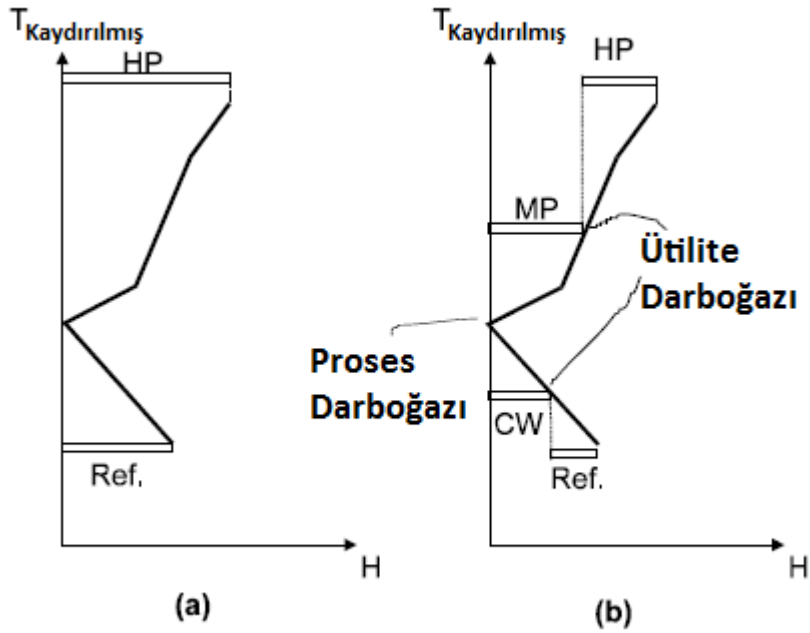
Şekil 2.12 Büyük bileşik eğrilerin oluşturulması

Büyük bileşik eğri “kaydırılmış” proses sıcaklıklarını belirtir. Sıcak bileşik eğrinin $\Delta T_{\min}/2$ değeri kadar azaltılıp ve soğuk bileşik eğrinin $\Delta T_{\min}/2$ değeri kadar artırılmasından sonra büyük bileşik eğrinin oluşturulması, otomatik olarak sıcak ve soğuk proses akımları arasında en az ΔT_{\min} kadar fark olduğunu garanti eder. Daha önemli olarak, servis akımları büyük bileşik eğriye dokunduğu sürece ΔT_{\min} sıcaklık farkı sürdürülür [11].

2.2.3.3 Çoklu Servis Akımlarının Seçilmesi

Normalde, servis akımları arasında maliyet farklılıkları varsa, doğal olarak en ucuz olanın kullanımı maksimize edilir. Bu genellikle en soğuk sıcak servis akım ve en sıcak soğuk servis akımın kullanılmasını maksimize etmek anlamına gelir [2].

Büyük bileşik eğri, Şekil 2.13'de gösterildiği gibi, çoklu servis akım hedeflerinin ayarlanması için uygun bir araç sağlar.



Şekil 2.13 Çoklu servis akımı hedeflemesi için büyük bileşik eğrilerin kullanılması

Şekil 2.13(a) ısıtma için yüksek basınçlı buhar (HP) ve soğutma için soğutucu akışkan (refrigerant) kullanıldığı prosesi göstermektedir. Servis akım giderini azaltmak için sisteme orta basınçlı buhar (MP) ve soğutma suyu (CW) kullanılmıştır. Şekil 2.13(b) tüm servis akımı hedeflerini sağlayan büyük bileşik eğrinin oluşturulmasını göstermektedir. MP buharı için hedef basitçe MP buhar sıcaklığında yatay çizgi çizilerek kurulmuştur ve dikey eksenenden başlayıp (kaydırılmış sıcaklık) büyük bileşik eğriye dokunduğu yere kadar çizilmiştir. Kalan ısıtma yükü sonradan HP buhar ile doyurulmuştur. Bu, HP buhar kullanımına başlanmadan önce MP buharı tüketimini maksimize eder ve dolayısıyla toplam servis akım giderini minimize eder. Aynı oluşum, darboğaz altında, soğutucu

akışkan kullanımından önce soğutma suyunun kullanımını maksimize etmek için çizilmiştir (Şekil 2.13(b)).

MP buhar ve CW servis akımlarının büyük bileşik eğriye dokunduğu noktaya “Servis Akım (Ütilite) Darboğazı” denir çünkü servis akımları tarafından oluşurlar. Servis akım darboğazının ihlali (darboğaz ortasından servis akım ısı akışı) ısı yükünün, daha ucuz bir servis akımından karşılanması yerine daha pahalı olanın kullanılmasına neden olur.

Özet olarak, büyük bileşik eğri uygun servis akımlarının ve verilen çoklu servis akımlarının hedeflenmesi için darboğaz analizinde kullanılan temel araçlardan biridir. Hedefleme, çeşitli servis akımları için ucuz servis akım yüklerinin maksimize edilmesi ve pahalı servis akımlarının minimize edilmesi yoluyla uygun yüklerin ayarlanmasını içerir [11].

2.2.3.4 Dengelemeler

Çoklu servis akımlarının kullanımındaki dengelemeler şöyle olmalıdır:

1. Buhar düşük sıcaklıklarda daha verimli olarak artırılabilir, baca gazlarından daha fazla ısı geri kazanılabilir,
2. Eğer buhar, dışarı açılan daha yüksek bir türbin boyunca indirilirse, güç üretilebilir,
3. Düşük sıcaklıklı buhar düşük basınçta bundan dolayı sistemin sermaye tutarı daha azdır,
4. Servis akımları ve proses arasındaki sürücü kuvvetler azalır, bu sebeple ısıtıcı/soğutucuların yüzey alanı ve dolayısıyla sermaye tutarları artar.
5. Her fazladan servis akımı tasarımın karmaşıklığını artırır ve boru hatları için ek sermaye giderine maruz kalınır.

Tasarımcı, servis akımı sayısının artmasının sebep olduğu yükselen sermaye giderine karşı (eğer varsa) işletme giderini azaltarak dengelemelidir [2].

Verimli bir ısı değiştirici ağı için en iyi tasarım, sıklıkla ekipmanlar ile işletme giderleri arasında yapılacak dengelemelerle sonuçlanır. Bu, proses için ΔT_{min} seçimine bağlıdır. En düşük ΔT_{min} 'i seçmek en az enerji gideri demektir. Diğer yandan geniş bir ΔT_{min} ,

enerji giderlerinin artması anlamına gelir çünkü ısı geri kazanımı az olur, ama gerek duyulan sermaye tutarı daha az olur. Dengeleme, kurulu tesis optimizasyonu için daha karmaşıktır ki bu durumda sermaye yatırımı zaten yapılmıştır.

2.2.3.5 ΔT_{\min} Değerinin Seçimi

Herhangi bir ısı aktarım ekipmanının tasarımı her zaman termodinamiğin ikinci kuralına bağlı olmalıdır ki bu, sıcak ve soğuk akımlar arasında sıcaklık geçişini yasaklar. Örneğin ısı aktarım itici kuvveti her zaman mümkün bir ısı aktarım tasarımına izin vermelidir. Yani herhangi bir noktada ısı değiştiricideki sıcak ve soğuk akımlar her zaman minimum sıcaklık farkına (ΔT_{\min}) sahip olmalıdır. Bu ΔT_{\min} değeri, ısı geri kazanımındaki darboğazı temsil eder.

Verilen bir ısı aktarım yükü değeri için, eğer küçük ΔT_{\min} seçilirse, alan gereksinimi artar. Eğer daha büyük bir ΔT_{\min} seçilirse ısı değiştiricideki ısı geri kazanımı azalır ve harici servis akımı isteği artar. Böylece, ΔT_{\min} değerinin seçimi hem sermaye hem enerji tutarlarına etki eder (Şekil 2.14 ve Şekil 2.15) [5].

Farklı bir ΔT_{\min} için, darboğazdaki mevcut akımlar değişebilir, farklı darboğaz eşleşmeleri ve tamamen farklı bir ısı değiştirici ağı elde edilebilir.

Düşük bir ΔT_{\min} değeri genellikle enerji kullanımında azalma sağlar ama daha fazla ısı değiştirici alanı gerekir, burada bir dengeleme vardır. Enerji ve alan farklı birimlerde olsa da onların önemini karşılaştırmak için bir temel bulunmalıdır ve en uygun ΔT_{\min} bulunmalıdır. Açıkça görülebilir ki karşılaştırma temeli tutardır. Isı değiştiricilerin, ısıtıcıların ve soğutucuların büyüklüğü sermaye tutarını etkilerken, enerji gereksinimi işletme giderini etkiler.

Gerçekte, ΔT_{\min} , giderleri birkaç şekilde etkiler. Eğer düşük bir ΔT_{\min} değeri seçerek enerji giderini azaltmaya çalışırsak;

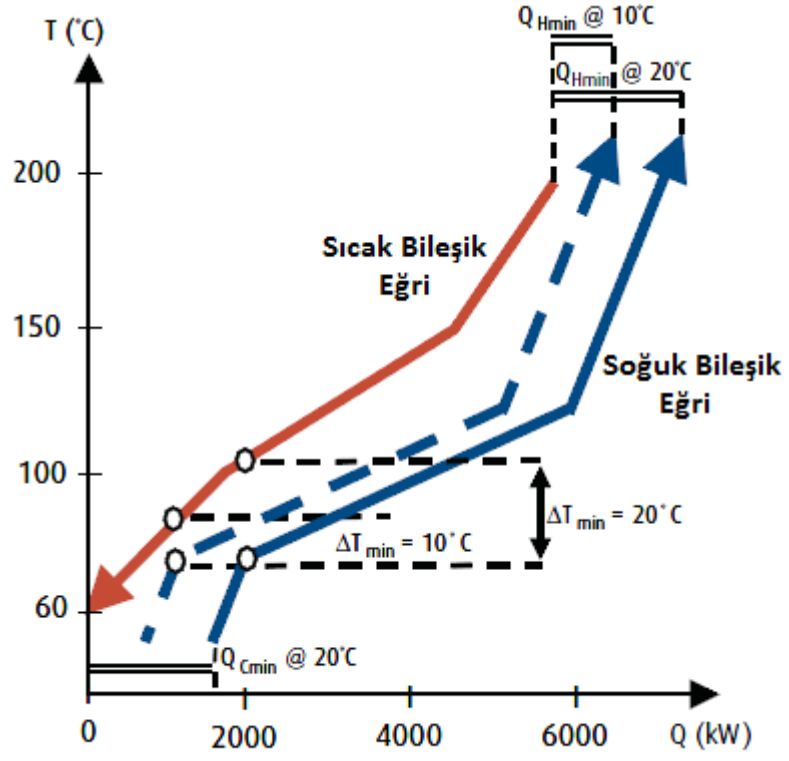
1. Sıcak ve soğuk servis akımı kullanımı düşer, dolayısıyla enerji gideri düşer.
2. Isı değiştirme miktarı en büyük değeri alır, bu yüzden daha büyük ısı değiştiricilere ihtiyaç duyulur ve bunların sermaye tutarı artar.

3. Isı değiştiricilerdeki sıcaklık itici kuvvetleri daha dūřüktür, yine daha büyük ısı değiştiricilere gerek duyulur ve sermaye tutarı daha yüksektir.
4. Isıtıcı ve soğutucular düşük bir ısı yüküne sahip olur böylece bunlar daha küçük olur ve sermaye tutarı dūřer [2].

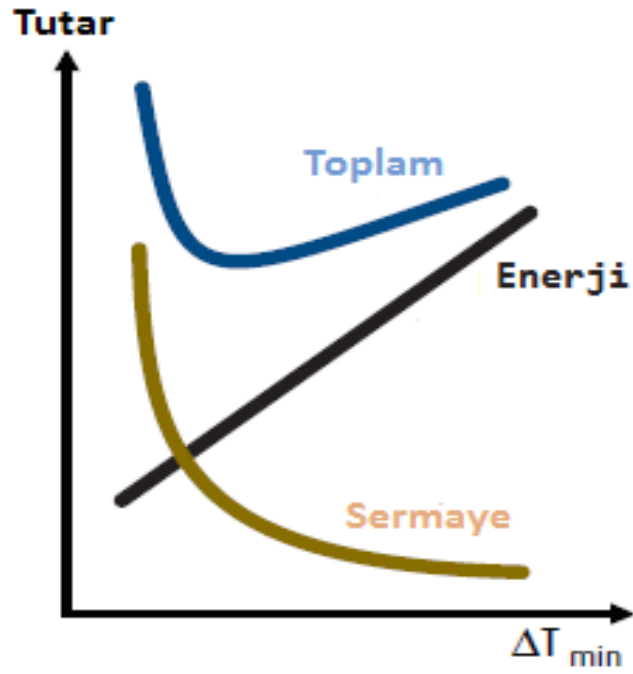
Pratikte, darboğaz uzmanı çoğu kez verilen bir proses için ΔT_{min} 'i şu iki faktöre bakarak seğer.

- Bileşik eğrilerin şekli: Tipik olarak, hemen hemen paralel olan bileşik eğriler için yüksek bir değer seğilir. Bunun nedeni herhangi bir ısı değiştiricideki soğuk ve sıcak akımlar arasındaki sıcaklık farkından dolaydır ki bu sıcaklık farkı, bileşik eğrilerin hemen hemen paralel olduğu durumda ΔT_{min} değerine yakındır. Bu durumda, küçük bir ΔT_{min} değeri, tüm ısı değiştiriciler için (sadece darboğaz yakınlarında ısı aktarımı yapan akımlara sahip ısı değiştiriciler için değil) yüksek ısı değiştirici alanı gerektirir ve dolayısıyla yüksek yatırım maliyeti ile sonuçlanır.
- Tecrübe: Kirlenmenin kolayca oluştuğu sistemlerde ya da ısı aktarım katsayısının düşük olduğu sistemlerde, tipik olarak ΔT_{min} değeri 30-40°C olarak kullanılır. Kimyasal proseslerde ve ısı aktarımı için servis akımı kullanıldığında, ΔT_{min} değeri tipik olarak 10 ila 20°C aralığındadır. Soğutma kullanılan düşük sıcaklık prosesleri için, soğutma sistemlerindeki pahalı güç isteğini minimize etmek amacıyla düşük ΔT_{min} değerleri (3-5°C) kullanılır [7].

Çizelge 2.5 proses akımlarına karşı servis akımı eşlemesinde kullanılabilecek tipik ΔT_{min} değerleri vermektedir. Çizelge 2.6 ise çeşitli prosesler için kullanılabilecek tipik ΔT_{min} değerleri sunmaktadır. Çizelgelerdeki ΔT_{min} değerleri çeşitli deneyimlerden elde edilmiştir ve uygulanacak bir darboğaz analizi için pratik ön bilgiler sunmaktadır. Böylece çeşitli prosesler için proses özellikleri ve bu proseslerde kullanılacak servis akımı çeşitine bağlı olarak ΔT_{min} değerleri konusunda anlayışlar vermektedir.



Şekil 2.14 ΔT_{\min} artışının etkisi [7]



Şekil 2.15 Enerji/Sermaye dengesi [7]

Çizelge 2.5 Proses akımları ile servis akımı eşleşmesi için kullanılan tipik ΔT_{\min} değerleri

[11]

Eşleşme	ΔT_{\min}	Yorumlar
Proses Akımları ile Buhar	10-20°C	Buhar yoğuşturma veya buharlaştırma için iyi ısı aktarım katsayısı
Proses Akımları ile Soğutucu Akışkan	3-5°C	Soğutma pahalıdır
Proses Akımları ile Baca Gazı	40°C	Baca gazı için düşük ısı aktarım katsayısı
Buhar Üretimi ile Baca Gazı	25-40°C	Buhar için iyi ısı aktarım katsayısı
Hava ile Baca Gazı (Örneğin; hava ön ısıtma)	50°C	Her iki tarafta hava, asit çiy noktası sıcaklığına bağlıdır.
Proses Akımlarına ile Soğutma suyu (CW)	15-20°C	Soğutucu akışkana rakip olarak CW kullanılıp kullanılmadığına bağlıdır. Yaz/Kış işlemleri dikkate alınmalıdır.

Çizelge 2.6 Çeşitli proses tipleri için tipik ΔT_{min} değerleri [11]

Endüstriyel İşlem	ΔT_{min} Değerleri Deneyimi	Yorumlar
Yağ Rafinesi	20-40°C	Bağıl olarak düşük ısı aktarım katsayısı, birçok uygulamada paralel bileşik eğriler, ısı değiştiricide tıkanma
Petrokimyasal	10-20°C	Kaynatma ve yoğunlaştırma yükleri daha iyi ısı aktarım katsayısı sağlar, az tıkanma
Kimyasal	10-20°C	Petrokimyasallardaki gibi
Düşük Sıcaklık Prosesleri	3-5°C	Soğutma sistemi için güç gerksinimi pahalıdır, düşük soğutma sıcaklıkları ΔT_{min} 'i düşürür

2.2.4 Yeni Tasarım

Rafineri ham petrol ön ısıtma işlemleri gibi kesin uygulama tipleri için, ki sıcak ve soğuk akımlar arasında birkaç eşleşme kısıtlaması bulunur, enerji hedeflerine ek olarak sermaye tutarlarını ayarlamak mümkündür. Bu, bir ağ tasarımı için en uygun ΔT_{min}

değerini elde etmek amacıyla sermaye ve enerji arasında dengeleme yapmanın dikkate alınmasına izin verir [11].

2.2.4.1 Birim Sayısını Hedefleme

Kimyasal proseslerin sermaye tutarı, üretim şeması üzerindeki parça sayısından çok etkilenir. Bu durum, ısı değiştirici ağı için de geçerlidir ve burada sıcak ve soğuk akımlar arasında eşleşme sayısını azaltmak için bir yol vardır [2].

Minimum enerji gereksinimi (veya maksimum enerji geri kazanımı) (MER) için gerekli olan minimum ısı değiştirici birim sayısı (N_{min}) şöyle verilebilir:

$$N_{min} = N - 1 \quad (2.4)$$

N_{min} ; minimum ısı değiştirici birim sayısı. N ; ısı değiştirici ağındaki toplam proses ve servis akımı sayısı.

MER tasarımında, darboğazdan ısı aktarımı yoktur ve böylece minimum birim sayısı (N_{MinMer}) için gerçekçi hedef, darboğaz üstünde ve darboğaz altında ayrı ayrı değerlendirilen hedeflerin toplamıdır.

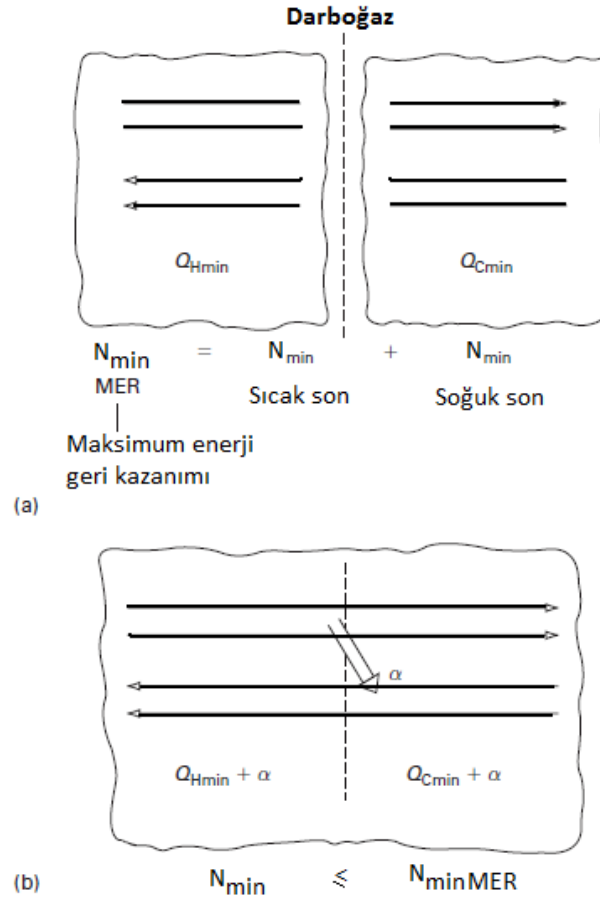
$$N_{MinMer} = [N_h + N_c + N_u - 1]_{AP} + [N_h + N_c + N_u - 1]_{BP} \quad (2.5)$$

N_h , N_c ve N_u sırasıyla sıcak, soğuk ve servis skımı sayısını göstermektedir. AP, darboğaz üstü; BP, darboğaz altını temsil etmektedir [5].

Şekil 2.16(a) bir MER tasarımına hedeflenen eşitliğin nasıl uygulandığını göstermektedir. Darboğaz, problemi termodinamik olarak bağımsız iki bölgeye ayırır. Bölgeler bağımsız olduğundan, gösterildiği gibi, hedeflenen formül her iki tarafa ayrı ayrı uygulanabilir [13].

Bütün problem için toplam N_{MinMer} , her iki bölge için olan N_{min} 'lerin toplamıdır. Bununla birlikte darboğazdan α birim kadar ısının aktarıldığı varsayılırsa (Şekil 2.16(b)), bu durumda sıcak ve soğuk servis akımı α kadar artar. Artık, bölgeler termodinamik olarak bağımsız değildirler ve tek bir problem olur. Hedeflenen formülün tekrar uygulanması ki burada darboğaz ihmal ediliyor, şu sonuca götürür:

$$N_{min} \leq N_{MinMer} \quad (2.6)$$



Şekil 2.16 Darboğazda alt bölmeli ve alt bölmesiz birim hedefleme

Bu, MER tasarımı hedeflemesi içindir, darboğazdan geçen akımlar iki kez hesaplanmıştır. Sonuç olarak; çalıştırılan birim sayısı ve enerji geri kazanımı arasında bir dengeleme bulunur [2].

2.2.4.2 Alan Hedefleme

Bileşik eğriler, verilen bir ΔT_{\min} değeri için enerji hedeflerinin belirlenmesini mümkün kılar. Bileşik eğriler ayrıca enerji hedeflerine ulaşmak için gerekli minimum ısı aktarım alanının (A_{\min}) belirlenmesinde de kullanılabilir:

Tek bir karşıt akışlı ısı değiştirici için alan şöyle tanımlanır;

$$A=Q/(U*\Delta T_{lm}) \quad (2.7)$$

$$\Delta T_{lm} = (\Delta T_H - \Delta T_C) / (\ln \Delta T_H / \Delta T_C) \quad (2.8)$$

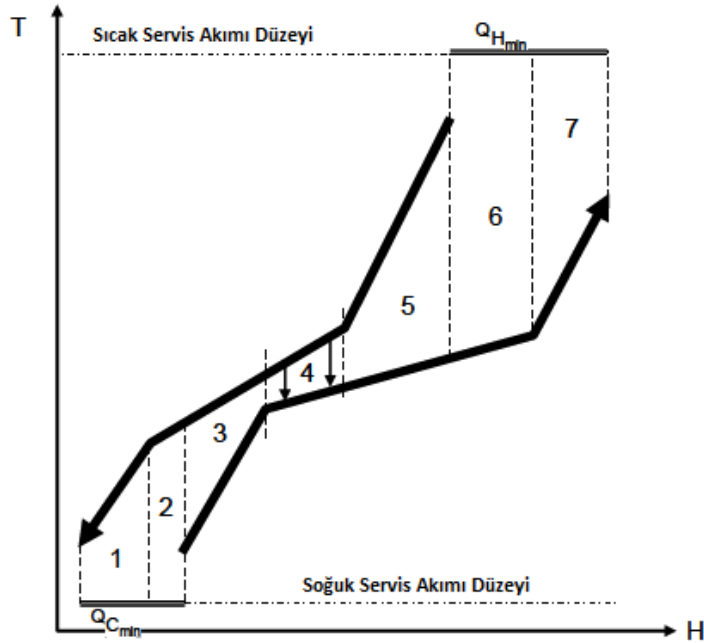
Burada U toplam ısı aktarım katsayısını temsil etmektedir.

Ağ Alanı;

$$A_{\min} = \sum_i \left[\left(\frac{1}{\Delta T_{lm}} \right) \sum_j q_j / h_j \right] \quad (2.9)$$

Burada i ; i 'nci entalpi farkı, j ; j 'nci akım, ΔT_{lm} ; ilgili aralıktaki logaritmik sıcaklık farkı, q_j ; j 'nci akımın entalpi değişimi, h_j ; j 'nci akımın ısı aktarım katsayısını temsil etmektedir.

Bu alan hedefi, Şekil 2.17'de gösterildiği gibi, bütün entalpi aralıklarında sıcak ve soğuk bileşik eğriler arasında "dikey" ısı değişiminin olduğu varsayımı üzerine temel alınmıştır. Bu dikey düzenleme -ki tüm ağdaki kusursuz karşıt akışlı alana eşdeğerdir- minimum toplam yüzey alanın bulunması içindir.

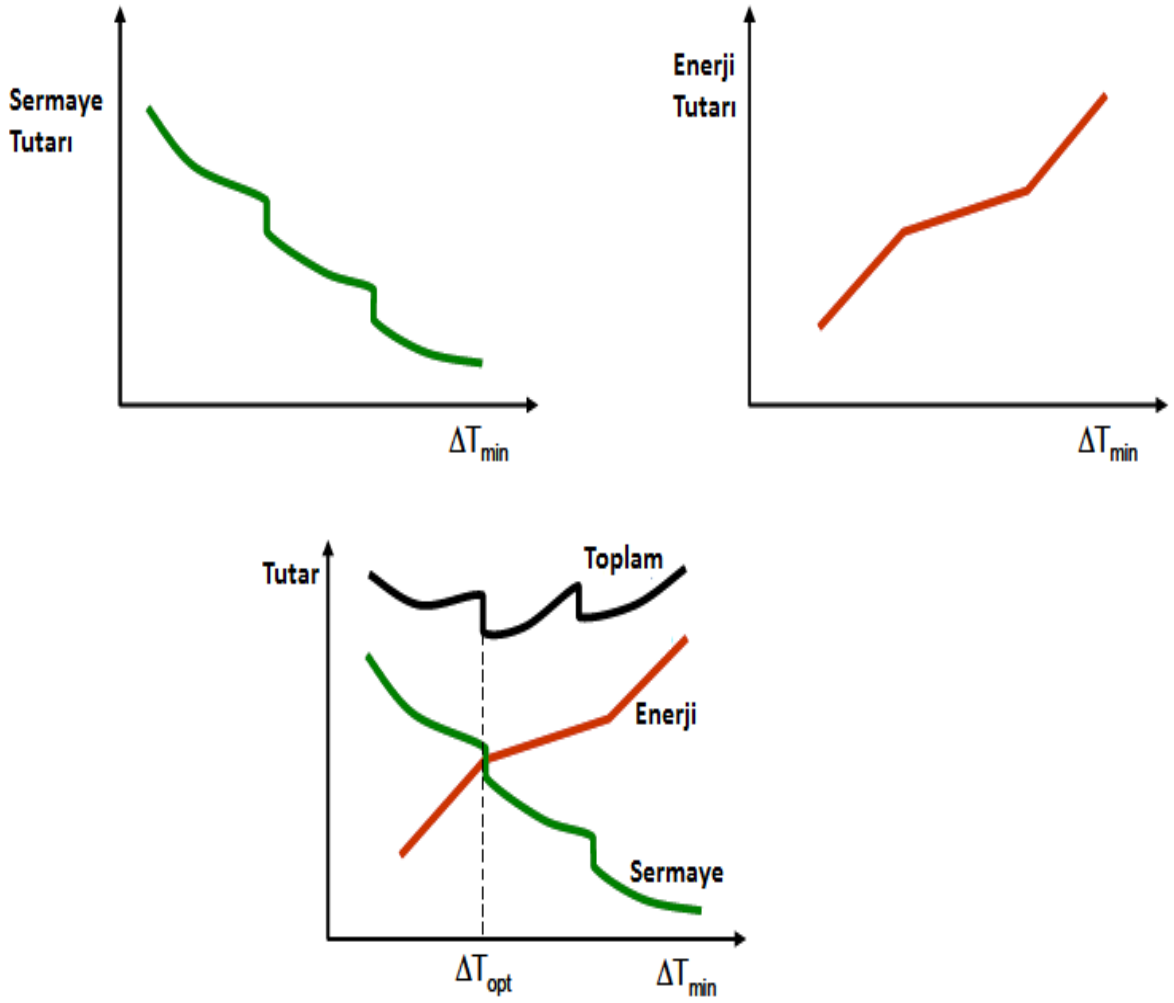


Şekil 2.17 Bileşik eğriler arasındaki dikey ısı aktarımı minimum ağ alanını belirler [11]

$$(HEN \text{ Alanı})_{\min} = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + \dots + A_i = \sum_i \left[\left(\frac{1}{\Delta T_{lm}} \right) \sum_j q_j / h_j \right] \quad (2.10)$$

2.2.4.3 Sermaye Tutarı Hedefleri

Sermaye tutarı hedefi, ağ için minimum toplam maliyet hedeflerini elde etmek için, enerji hedefleri üzerine yüklenebilir. Yeni tasarımlarda dengeleme sermaye tutarı ve enerji ile ilişkilidir (Şekil 2.18).



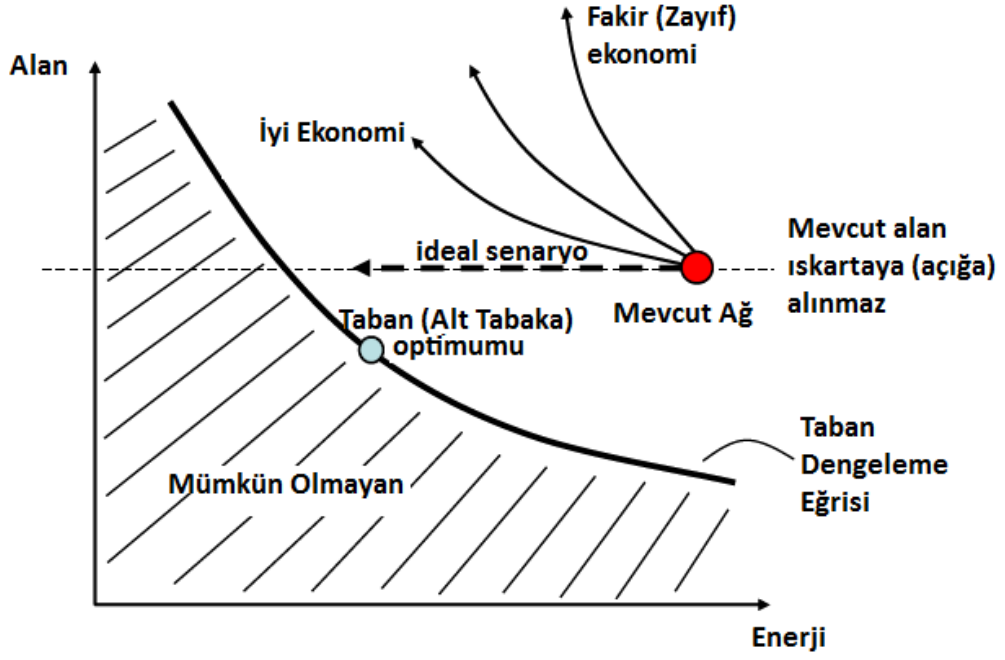
Şekil 2.18 Yeni tasarımlarda en uygun maliyeti enerji ve sermaye tutarı arasındaki dengelemeler verir [11]

2.2.5 Kurulu Tesis Optimizasyonu Tasarımları

Darboğaz teknolojisi hem yeni tasarım hem kurulu tesis optimizasyonu tasarımları için uygulanabilir. Kurulu tesis optimizasyonu uygulamalarının sayısı yeni tasarım uygulamaları sayısından çok daha fazladır.

2.2.5.1 Sermaye-Enerji Dengelemeleri Temelinde Kurulu Tesis Optimizasyonu

Şekil 2.19 Alan-enerji grafiği kullanılarak bir kurulu tesis optimizasyonu projesi için sermaye-enerji dengelemesinin anlaşılmasını sağlar.



Şekil 2.19 Kurulu tesis optimizasyonu uygulamaları için sermaye-enerji dengelemesi

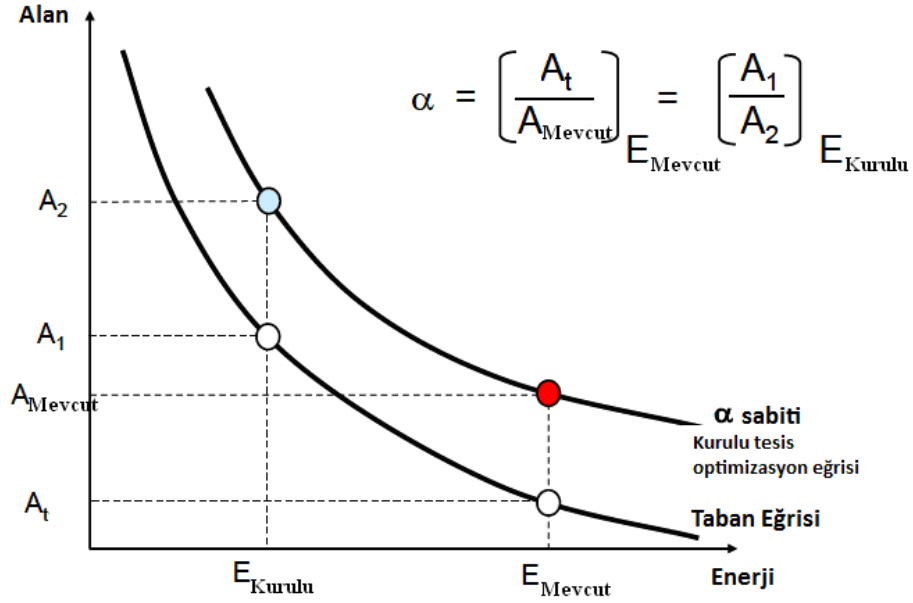
Gölgelenmiş alanı çevreleyen eğri, proses için yeni tasarım üzerine temel alınmıştır. Gölgelenmiş alan yeni tasarım hedeflerinden daha iyi bir performansı belirtir (ki mevcut bir tesis için mümkün değildir). Mevcut tesis tipik olarak yeni tasarım eğrisinin üzerinde konumlanmıştır. Yeni tasarım eğrisine en yakın tesis, en iyi performansa sahip olanıdır. Bir kurulu tesis optimizasyonu için yapılan değişiklikte, enerji tasarrufunda artış için, ek ısı değiştirici yüzey alanının yüklenmesi beklenir. Ek yüzey alanı için eğri, yeni tasarım alan-enerji eğrisine en yakın olanıdır ve yatırım için en verimli yolu verir (iyi ekonomi) [11].

2.2.5.2 Alan Verimliliği

Mevcut bir ağ için alan verimlilik faktörü (α) aşağıdaki eşitlikle belirlenebilir:

$$\alpha = [A_t / A_{\text{mevcut}}]_{E_{\text{mevcut}}} = [A_1 / A_2]_{E_{\text{kurulu}}} \quad (2.11)$$

Burada; E_{mevcut} : Mevcut enerji tüketimi, A_{mevcut} : Ağın mevcut yüzey alanı, A_t : Mevcut enerji tüketiminde yeni tasarım için hedef yüzey alanı, E_{kurulu} : Kurulu tesis optimizasyonu tasarımının enerji tüketimini temsil etmektedir.

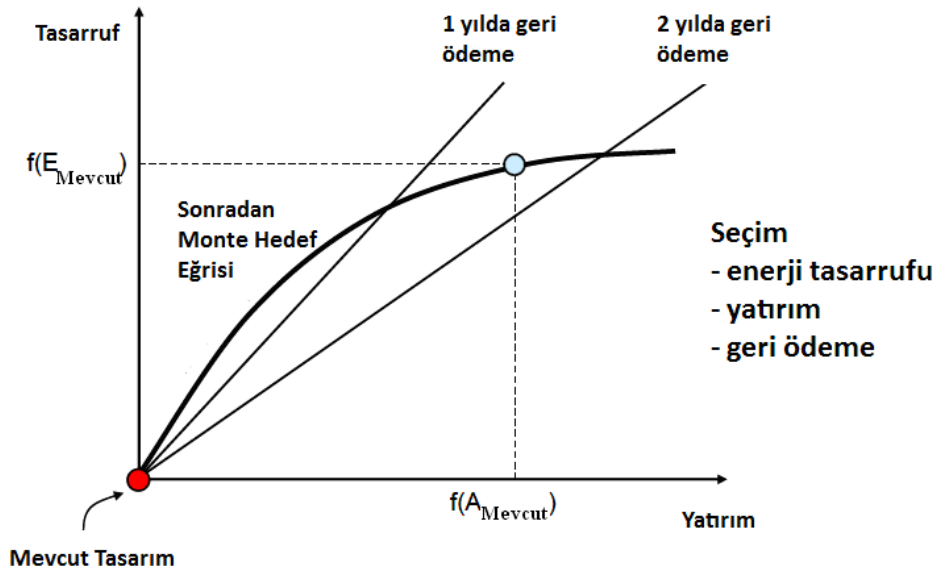


Şekil 2.20 Alan verimliliği kavramı

Alan verimliliği, mevcut ağın yeni tasarım alan hedefine ne kadar yakın olduğunu belirtir (Şekil 2.20).

2.2.5.3 Geri Ödeme

Alan-enerji hedefleme eğrisinden, kurulu tesis optimizasyonu hedefleme için tasarrufa karşı yatırım eğrisi geliştirilebilir. Bu, aşağıda gösterilmiştir (Şekil 2.21).



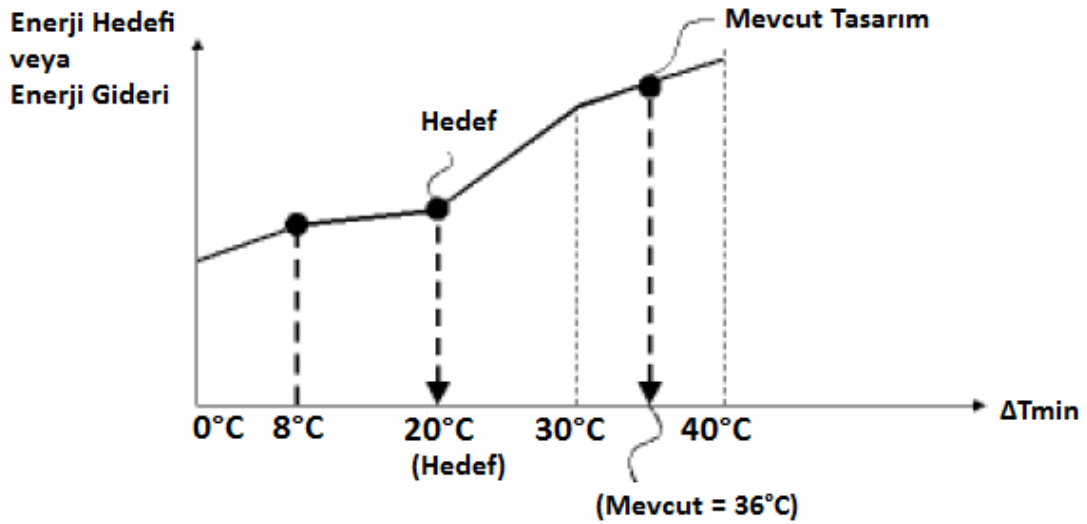
Şekil 2.21 Kurulu tesis optimizasyonu uygulamaları için geri ödeme hedefleri

Şekil 2.21’de görüldüğü gibi çeşitli geri ödeme doğruları kurulabilir. Belirlenmiş geri ödeme veya yatırım sınırı temel alınarak hedef enerji tasarrufu ayarlanabilir. Bu, yine ağ için hedeflenen ΔT_{min} değerinin belirlenmesiyle olmaktadır. Hedef ΔT_{min} değerinden, düzeltilmesi gereken darboğazdan geçen ısı akışı ve darboğazın yanlış tarafındaki ısı değiştiriciler hesaplanabilir.

Kurulu tesis optimizasyonu hedefleme prosedürü, atmosferik ve vakum destilasyonu ön ısıtma işlemleri gibi birkaç eşleşme kısıtlaması bulunan prosesler için özellikle uygulanabilir. Diğer uygulamalar için hedefleme yöntemleri izleyen bölümde açıklanmıştır ve daha uygulanabiliridir.

2.2.5.4 ΔT_{min} -Enerji Eğrisi Temelli Kurulu Tesis Optimizasyonu

Isı değiştirici sermaye tutarı ve ısı aktarımı bilgisi, sermaye-enerji dengelemeleri temelli kurulu tesis optimizasyonu hedeflerinin ayarlanması için gereklidir. Proje zamanı kısıtlamaları, kurulu tesis optimizasyonu hedeflemesi için sermaye tutarı hedeflerinin kullanımını sınırlayabilir.



Şekil 2.22 Kurulu tesis optimizasyonu uygulamaları için ΔT_{min} –Enerji grafiği

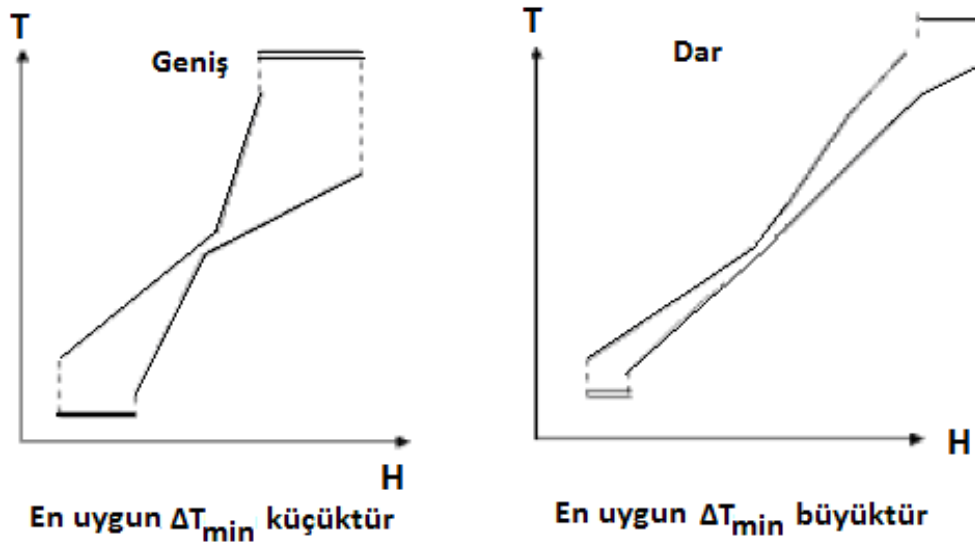
Şekil 2.22 bir proses için ΔT_{min} -Enerji grafiğine örnektir. Çizim doğrudan proses bileşik eğrilerinden elde edilebilir. Dikey eksen enerji hedefi veya enerji giderini temsil edebilir. Mevcut tasarım, bileşik eğriler arasındaki $\Delta T_{min} = 36^\circ\text{C}$ değerine karşılık

gelmektedir. Çizim, enerji hedefi (veya enerji gideri) değişiminin, 20-30°C sıcaklık aralığında, ΔT_{min} değerine oldukça duyarlı olduğunu göstermektedir. Bununla beraber 8-20°C arasında enerji hedefi ΔT_{min} 'e duyarlı değildir. Diğer yanda, sermaye tutarı esas itibariyle bu bölgede artabilir. Bu durum, bu nedenden ötürü kurulu tesis optimizasyonu için 20°C'nin uygun bir hedef olduğunu gösterir.

2.2.5.5 ΔT_{min} Değeri Deneyimi Temelli Kurulu Tesis Optimizasyonu

Daha önceki bazı uygulamalardaki tecrübe, proses için ΔT_{min} hedefinin ayarlanması bilgisi için kullanışlı bir kaynak sağlamıştır. Kurulu tesis optimizasyonu projeleri için de benzer tutar senaryoları göstermeleri ve benzer proses teknolojisi ile benzer hedef ΔT_{min} değerlerinin elde edilmesi beklenir.

Bileşik eğrilerin şekli, prostedeki sıcaklık itici kuvveti dağılımını ve dolayısıyla ısı değiştirici ağı sermaye tutarını etkiler. Şekil 2.23 bileşik eğrilerin şeklinin hedef ΔT_{min} üzerindeki etkisini göstermektedir.



Şekil 2.23 Bileşik eğrilerin şeklinin en uygun ΔT_{min} değerine etkisi

Geniş (veya ıraksak) bileşik eğriler için, düşük ΔT_{min} değerlerinde olsalar bile, toplam sıcaklık sürücü kuvveti oldukça yüksektir. Tersine dar (veya paralel) bileşik eğriler için ısı değiştirici sermaye tutarı düşük ΔT_{min} değerlerinde bile oldukça yüksektir. Önceki bazı uygulamaların deneyimleriyle birleştirilecek bir anlayış pratik kurulu tesis optimizasyonu hedeflerinin ayarlanmasında oldukça kullanışlı olabilir [11].

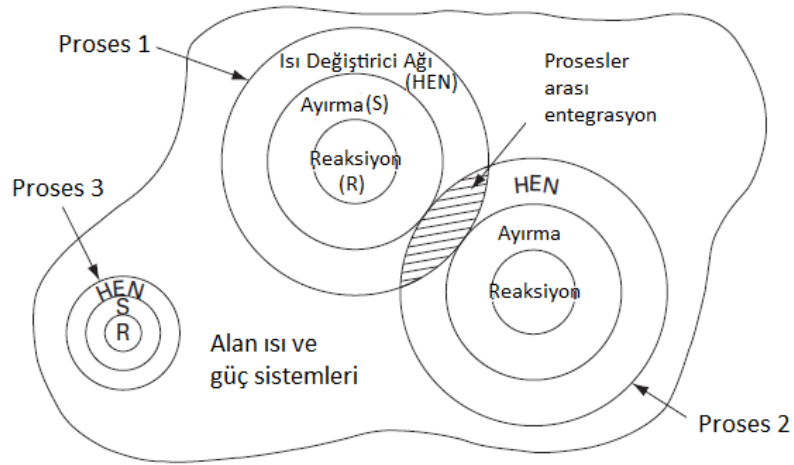
2.2.6 Proses Değişimi ve Evrimi

Bileşik eğriler tarafından ayarlanan minimum enerji gereksinimleri, verilen bir prosesin enerji ve kütle dengesinden temellenir. Enerji ve kütle dengesinin değiştirilmesiyle prosesin enerji gereksinimini daha fazla düşürmek mümkün olabilir. Bu kapsamda; destilasyon kolonu işletme basıncı ve geri akış oranı, beslemenin buharlaşma basınçları, geri döngü, akış hızları, reaktör dönüşümü vb. çeşitli parametreler değiştirilebilir [11].

Proses değişimi işletme koşullarının değiştirilmesi veya akım bilgilerinin değişimi için üretim şemasının değiştirilmesi olarak tanımlanır. Bunun sonucu, ısı geri kazanımı için daha fazla fırsat elde edilir; bu, enerji hedeflerini azaltabilir veya basit ucuz ağırları verebilir. Proses değişimi örnekleri şunları içerebilir;

- Bir destilasyon kolonunun sıcaklığını değiştirme
- Bir geri döngülü ısı değiştirici, ara kaynatıcı veya ara yoğuşturucu ekleme
- Bir buharlaştırıcı veya flaş sistemindeki raf sayısının değiştirilmesi
- Bir reaksiyon sıcaklığının azar azar değiştirilmesi.

Geleneksel tasarım yöntemleri reaktör tasarımından başlar, sonra ayırma sistemleri, sonra ısı değiştirici ağı ve kalan gereksinimlerin sağlanması için servis akımı kullanımı gelir. Yaklaşım Şekil 2.24'de "soğan diyagramı" ile gösterilmiştir. Tasarım merkezde başlar ve dışa doğru devam eder [2].



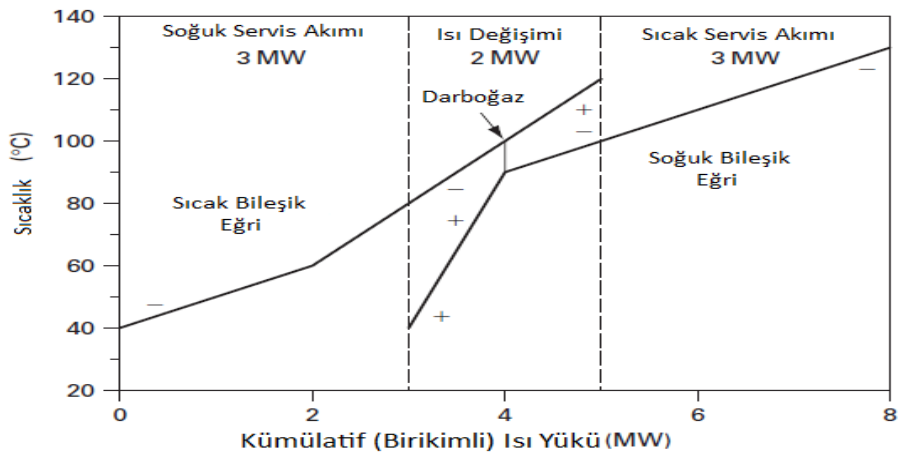
Şekil 2.24 Soğan diyagramı [2]

2.2.6.1 Artı-Eksi İlkesi

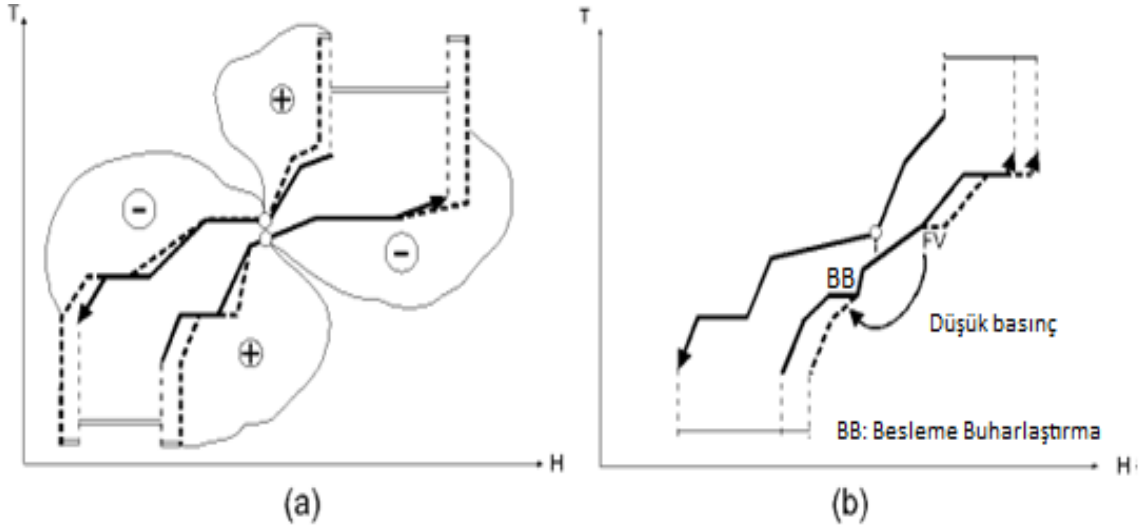
Bir proses için toplam enerji gereksinimi proses değişikliklerinin (proses enerji ve kütle dengesi değişimleri) girilmesi yoluyla daha fazla azaltılabilir. Daha önce bahsedilen birçok değişiklik (geri akış oranı, basınç vs.) yapılabilir. Olası proses değişikliği sayısı hemen hemen sonsuzdur. Darboğaz kurallarının uygulanmasıyla enerji tüketiminde olumlu etkilere sahip uygun proses parametrelerinin değiştirilmesini tanımlamak mümkün olur. Buna "Artı/Eksi Prensibi" denir [5]. Şekil 2.25 ve Şekil 2.26 bu ilkeyi göstermektedir. Şekil 2.25'de ısının eklenmesi gereken bileşik eğrinin bölümleri bir artı ile işaretlenmiştir ve ısı yükünün azaltılması gereken bölümleri eksi ile işaretlenmiştir. Artı-eksi prensibinin anlamı, eğer aşağıdakilerin biri yapılırsa, proses değişikliğinin servis akımı hedeflerini azaltacaktır:

- Darboğaz üzerinde toplam sıcak akım ısı yükü artırılır;
- Darboğaz üstünde toplam soğuk akım yükü azaltılır;
- Darboğaz altında toplam sıcak akım yükü azaltılır;
- Darboğaz altında toplam soğuk akım yükü artırılır.

a ve b'nin değişmesi sıcak servis akım gereksinimini azaltır, c ve d'nin değişmesi soğuk servis akım gereksinimini azaltır. İlkenin daha kısa anlamı bir proses değişikliğiyle enerji tasarrufunun elde edilmesidir, bu değişiklikler; darboğaz üzerinde sıcak bileşik eğrinin oranı artırılır veya darboğaz altında soğuk bileşik eğrinin oranı azaltılır şeklinde özetlenebilir.



Şekil 2.25 Artı/Eksi ilkesinin gösterilmesi [2]



Şekil 2.26 Proses Değişikliği, (a) Proses değişikliği için +/- prensibi (b) Sıcaklık değişiminin enerji hedeflerine etkisi

Sıklıkla ısı yükleri yerine sıcaklıkları değiştirmek mümkündür. Bileşik eğrilerden açıkça görülür ki darboğazın bir tarafına hapsedilmiş sıcaklık değişimleri enerji hedefleri üzerinde herhangi bir etkiye sahip değildir. Örneğin, bir akımın buharlaşma basıncında yapılacak azaltma (soğuk akım) buharlaştırma yükünü darboğaz üstünden darboğaz altına hareket ettirebilir. Sonuç olarak, proses enerji hedefi buharlaştırma yükü miktarı tarafından azaltılabilir, çünkü atık ısı darboğaz altında kullanılabilir.

Böylece, proses sıcaklıklarının kaydırılması için örüntü aşağıdaki gibi özetlenebilir.

- Sıcak akımlar darboğaz altından darboğaz üstüne kaydırılır.
- Soğuk akımlar darboğaz üstünden darboğaz altına kaydırılır.

Artı/eksi ilkesi sıcak akımların sıcaklığının artırılmasını ve soğuk akımların sıcaklığının düşürülmesini belirtir. Bu modelde akımların sıcaklıklarının değiştirilmesi ısı değiştirici ağındaki itici kuvvetleri geliştirir. Ama eğer sıcaklık değişimleri darboğaz boyunca uzatılırsa enerji hedeflerini azaltır. Tasarımcı, tasarım için hangi değişikliklerin yararlı, zararlı veya önemsiz olduğunu tahmin edebilir [11].

DESTİLAYSON KOLONLARI

Enerji maliyetlerinin artışı, ayırma proseslerinin yeni tasarımı ve optimizasyonu (teknolojik uyarlanması) için gelişmiş yeni yöntemleri konusundaki ilgileri çoğaltmıştır. Birçok endüstride, prosesler için enerji kullanımı ayırma görevleri tarafından domine edilmiştir- özellikle destilasyon işlemi tarafından.

Destilasyon, kimya endüstrisinde en çok kullanılan ayırma proseslerindedir. Ayrıca destilasyon enerji yoğunluğu yüksek bir temel işlemdir ve bazı proseslerde enerji tüketiminin üçte biri veya daha fazlasını tek başına destilasyon oluşturabilmektedir. Bu nedenle destilasyon enerji korunumu için baş hedefdir.

Destilasyon kolonunda iki veya daha fazla bileşenli uçucu sıvı karışımı, ısı kullanılarak birbirinden ayrılır. Bağlı uçuculuklar arasındaki fark buhar fazı bileşiminin sıvı fazdan ayrılmasını sağlar. Buna rağmen tek kademeli kolon için uçuculuklar arasındaki farklılık neredeyse hiçbir zaman tek başına etkili bir ayırmayı sağlayamaz. Genel olarak çok tepsili bir kolon kullanılır ve üstten alınan buhar, büyük oranda yoğunlaştırılıp kolona geri beslenir.

3.1 Destilasyon Darboğaz Noktaları Belirleme Yöntemleri

Minimum enerji tüketimini sağlamak için birçok yöntem vardır. Bu kapsamda minimum enerji gereksiniminin belirlenmesi için kullanılan yöntemler ya doğrudan darboğaz noktalarının bulunması ya da ayrıntılı (tam) kolon benzetiminin belirlenebilmesi üzerine temellenir.

Destilasyonda darboğaz noktaları ve minimum enerji gereksiniminin belirlenebilmesi için kullanılan güncel yöntemler; sınır değer yöntemi, tersinir destilasyon modeli, özdeğer yöntemi, ayırma itici güç yöntemi, rektifikasyon gövde yaklaşımı ve V_{min} diyagramlarından oluşmaktadır [15].

Tersinir Destilasyon Modeli: Sıfır sıcaklık farkında, dengede olmayan sıvı ve buhar akımları arasında temasın olmadığı koşullarda, ısının kolona veya kolondan dışarı aktarılabilceğini varsayan modeldir. Tersinir destilasyon yol denklemleri, en çok uçucu ve en az uçucu bileşenlerin denklem ilişkilerinde olduğu gibi, kolon kütle dengesinin yeniden düzenlenmesiyle türetilmiştir. Tersinir destilasyon model yaklaşımı ayrıca maksimum enerji tasarrufu kistasına dayanan teğet (tanjant) darboğaz noktasının belirlenmesi için de kullanılmaktadır. Hesaplanan darboğaz noktası bileşimi ve tepe ürün arasındaki tersinir enerji profilinde eğer bir yerel maksimum bulunursa burada bir teğet darboğazı ortaya çıkar. Yerel maksimumda sağlanan enerji ihtiyacı, teğet darboğaz noktasındaki enerji ihtiyacını geçer. Tersinir destilasyon modeline dayanan herhangi bir nümerik yöntemde, minimum geri akışın bulunması için yapılacak hesaplamalara başlamadan önce destilasyonda elde edilebilecek ürünlerin bilinmesi gerekir [15].

Özdeğer Yöntemi: Bu yöntem doğrusal olmayan sıvı bileşimi profillerinin darboğaz noktası yakınında kusursuz olarak doğrusallaştırılamayacağı gerçeğini kullanır. Çünkü bir kademedden sonrakine bileşim değişimi çok küçüktür. Yöntem, besleme karışımındaki bileşenlerin sayısından bağımsızdır [15].

Ayırma İtici Güç Yöntemi: Ayırma itici güç yöntemi oldukça basittir ve iki ürünlü destilasyonlara uygulanır. Hafif ve ağır anahtar bileşenlerin belirtilmesiyle elde edilen yalancı (sözde)- ikili yaklaşımıyla, çok bileşenli karışımları içeren örneklerle de kullanılır.

Rektifikasyon Gövde Yöntemi (RBM): Çok bileşenli destilasyon için minimum enerji ihtiyacının belirlenmesinde kullanılan yöntemdir. Bu yöntem, kolonun sıyrıcı ve rektifikasyon kısımlarının darboğaz noktalarından oluşturulan, sıvı bileşen profillerinin üçgensel rektifikasyon gövde tahminlerine dayanır. Minimum enerji gereksinimi, sınır değeri yöntemine çok benzer bir prosedürün kullanımıyla belirlenir [15].

Minimum Buhar Akış (V_{min}) Diyagramları: Destilasyon kolonunda minimum enerji tüketiminin belirlenmesi için kullanılan akış diyagramlarıdır. Teknik, ideal olmayan karışımlara da uygulanabilir fakat bu tez, ideal olmayan karışımları içeren tüm örnekler tarafından desteklenmemiştir [15].

Sınır Değer Yöntemi: Çok bileşenli azeotropik destilasyon, heterojen azeotropik destilasyon ve reaktif destilasyonda minimum enerji gereksinimini belirlemek için kullanılabilir. Besleme kademesine; sıvı bileşimlerin rektifikasyon profilinin üstten ve sıyrıcı profillerinin alttan entegre edildiği durumda minimum geri akış gibi koşullar sınır değer metodu kullanılarak belirlenir. Bunun sonucunda bir tane uygulanabilir kolon yapılandırması ortaya çıkar; rektifikasyon ve sıyrma profillerinin kesiştiği ve bu profillerin birbirine dokunduğundaki geri akış oranı minimum geri akışa denk gelir. Eğer minimum geri akışta bir darboğaz ortaya çıkarsa bu, besleme darboğazı olarak belirtilir [15].

3.2 Destilasyon Darboğaz Noktaları

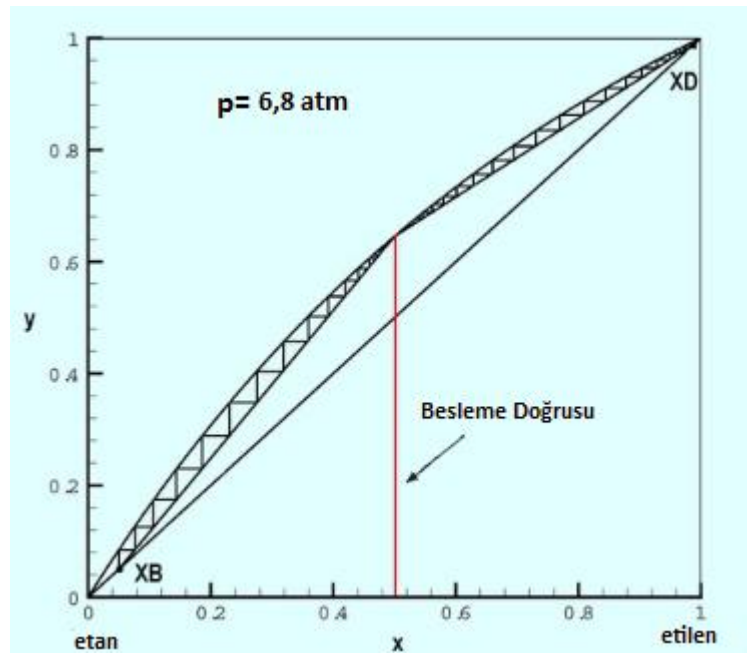
3.2.1 İkili Destilasyon

İkili karışımlar, hem besleme hem de teğet darboğaz noktalarını gösterir fakat eyer darboğaz noktasını göstermez.

Darboğaz Noktaları: Destilasyonda enerji durumunu anlamanın en kolay yolu McCabe-Thiele grafiksel yönteminin kullanımınıdır. McCabe-Thiele yöntemi kullanılarak destilasyon kolonlarının enerji durumunu etkileyen kolon raf sayıları bulunabilir. Destilasyon kolonlarında istenilen bileşimde ürün elde etmek amacıyla, tam ayırma için gerekli teorik raf sayısı, kolon için seçilen geri akış oranı ile ilişkilidir. Örneğin aynı bileşimde beslemenin verildiği ve aynı işletme şartlarında yürütülen bir destilasyonda geri akış oranının düşmesi ile birlikte istenilen ayırmanın gerçekleşmesi için gerekli teorik raf sayısı artacaktır. Bununla beraber geri akış oranının düşürülmesi ile sıyrıcı (kaynama) oranı da düşer. Geri akış ve kaynama oranının azaltılması aynı zamanda yoğunlaştırıcı ve kaynatıcı için gerekli soğutma ve ısıtma gereksinimlerini düşürür. En düşük geri akış ve buhar kaynama miktarları en düşük enerji gerektirir [14].

Minimum Enerji Gereksinimi: Enerji için hesaplanabilen raf sayısında bir limit vardır ve bu bir McCabe-Thiele diyagramı kullanılarak gösterilebilir. Örneğin Şekil 3.1’de gösterilen bir etan-etilen karışımının McCabe-Thiele diyagramı ele alınsın. Şekilde tepe ürün bileşimini temsil eden x_D noktası ile besleme doğrusu ve denge doğrusunun kesişim noktasını birleştiren doğru çizilir ve raflardan aşağı inilirse, besleme bileşimine ulaşmak için sonsuz sayıda zenginleştirme rafı gerektiği görülür. Bu, besleme darboğaz noktası olarak adlandırılır. Besleme darboğazının görüldüğü bu durumdaki geri akış oranı sonsuz sayıda raf sayısına ait eğimi verir ve minimum geri akış olarak adlandırılır (r_{min}). Ayrıca eğer minimum geri akış değerinden küçük bir r değeri seçilirse ($r < r_{min}$) besleme rafına ulaşılamaz ve istenen ayırma mümkün olmaz.

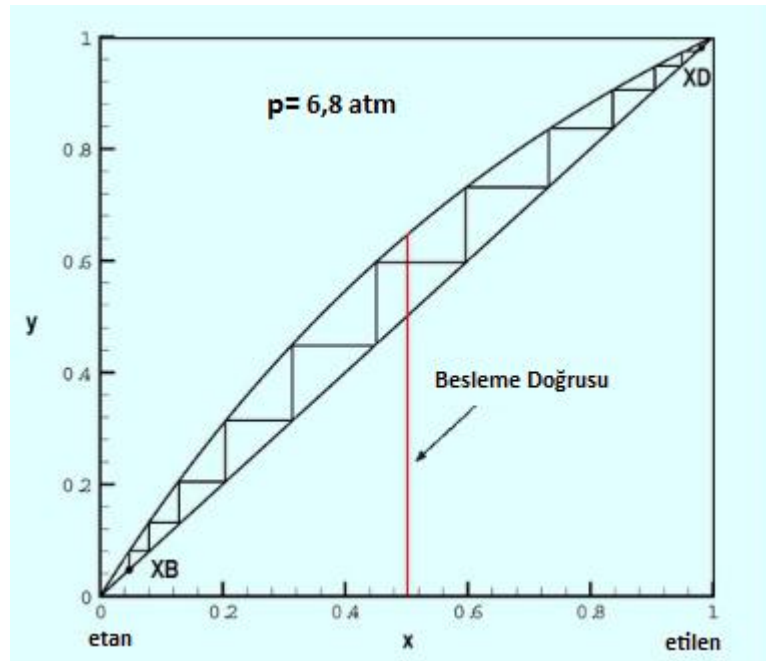
Eğer besleme darboğaz noktası dip bileşimi temsil eden x_B noktası ile birleştirilirse görülür ki besleme bileşimini temsil eden x_F noktasından x_B ye gitmek için (ya da tam tersine) sonsuz sayıda sıyırma rafı gerekir. Bu durumdaki kaynama oranı değerine minimum kaynama oranı denir (s_{min}) [14].



Şekil 3.1 Etan-etilen karışımının besleme darboğazının McCabe Thiele diyagramında gösterimi [14]

Tüm Geri Akış ve Minimum Raf Sayısı: Sonsuz sayıda raf sayısının olması, istenen ayırmanın gerçekleşmesi için en düşük enerji miktarını gerektirir. Tersine, eğer tepe

ürün alınmazsa toplam (tüm) geri akış denilen durum elde edilir ve toplam geri akış, istenen ayırma için en az sayıda raf gerektirir. Toplam geri akış durumunda zenginleştirme doğrusu McCabe-Thiele çiziminde 45 derece açılı doğruya denk gelir. Benzer biçimde eğer dip ürünler alınmazsa toplam (tüm) yoğuşturucu adı verilen durum elde edilir ve bu durumda sıyırıcı doğrusu 45 derece açılı doğruya tekabül eder. McCabe-Thiele çiziminde x_D noktasından x_B noktasına inildikçe kolayca görülebilir ki bu durum bize en az sayıda raf sayısını verir (Şekil 3.2).

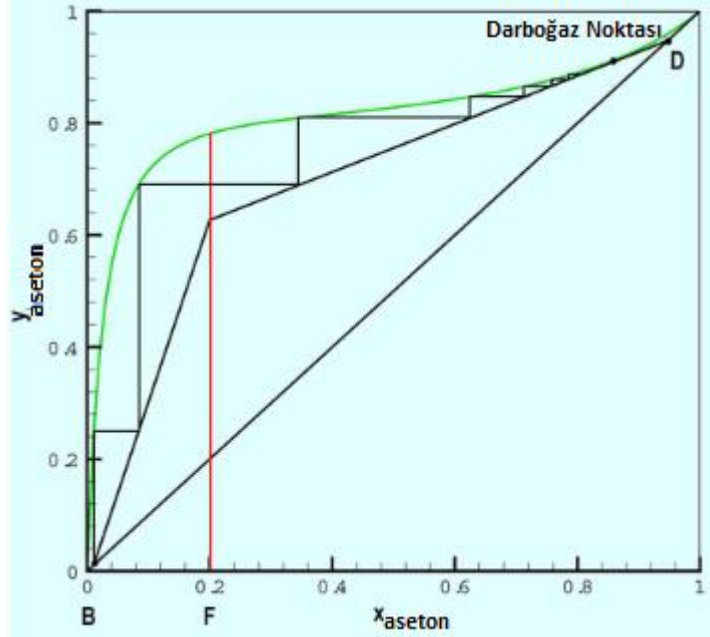


Şekil 3.2 Tüm geri akış durumunda etan-etilen karışımı için McCabe Thiele diyagramı [14]

Destilasyon kolonu tasarımı göz önüne alındığında tüm geri akış, raf sayısında alt limiti sağlar. Bu durum aynı zamanda bir destilasyon kolonunun ilk çalıştırılmasında da kullanılır ve böylece destilasyon işleminin pratik bir kısmını oluşturur.

Teğet Darboğaz Noktası: İkili destilasyonda besleme darboğazından başka bir darboğaz noktası ortaya çıkabilir. Buna “teğet darboğaz noktası” adı verilir. Bir teğet darboğaz noktasının ve onun minimum enerji gereksinimi üzerindeki etkilerinin gösterilmesi için atmosferik basınçta aseton ve suyun destilasyonu göz önüne alınır (Şekil 3.3); y_x diyagramında (y ; buhar x ; sıvı bileşim) ilk dikkat edilmesi gereken şey denge eğrisinde bir iniş veya bükülme bulunmasıdır. Bu bükülmenin bulunduğu nokta teğet darboğaz

noktası olarak adlandırılmıştır çünkü zenginleştirme doğrusu darboğaz noktasında denge eğrisine teğettir.



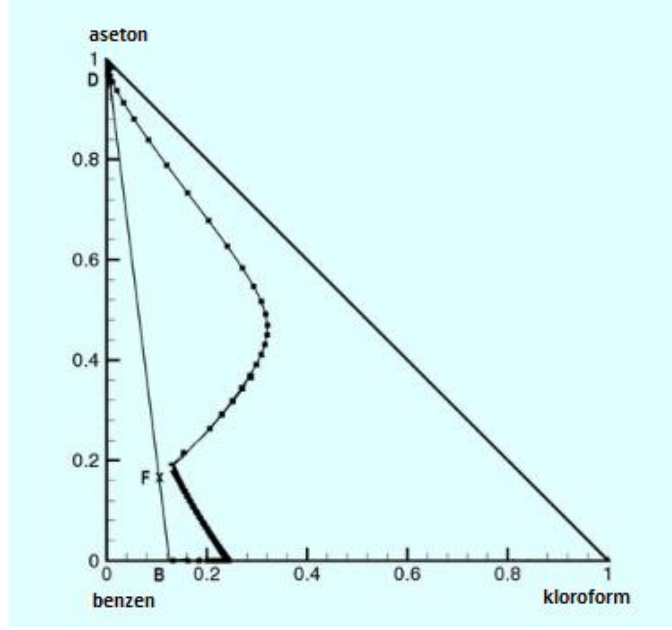
Şekil 3.3 Aseton-su atmosferik destilasyonu için teğet darboğazı [14]

Bu durumdan yola çıkarak; destilasyon işleminde teğet darboğaz noktası bulunması minimum geri akış oranının olması gerekenden daha yüksek olduğu anlamını verir. Buradan hareketle, besleme darboğaz noktasından kestirilen minimum geri akış oranı istenen ayırmanın gerçekleşmesi için yeterli olmayacaktır [14].

3.2.2 Üçlü Destilasyon

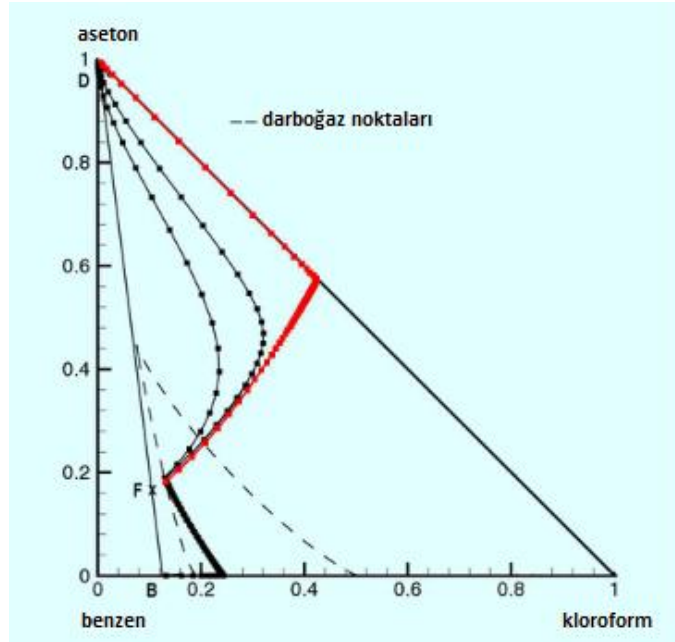
Üçlü karışımlar ikili karışımlardan farklı olarak besleme ve teğet darboğaz noktalarının yanında eyer darboğaz noktası da gösterebilir [15].

Üçlü Diyagramlar ve Destilasyon Doğruları: McCabe-Thiele yönteminde, bir buhar ve bir sıvı bileşim için, kütle dengesi (veya operasyon doğruları) ve denge (veya y_x) bilgileri tek bir diyagramda çizilebilir. Fakat aynı şey, üç bileşenli veya üçlü karışımlar için, faz dengesi ve kütle dengesini tanımlayan tüm bilgiler bir bütünlük içinde çizilemez. Çünkü elimizde çok fazla değişken bulunmaktadır. Bu nedenle bunların grafik temsili için başka bir yol bulunmalıdır. Şekil 3.4 üç bileşenli karışımlar için üçlü veya üçgensel diyagram adı verilen temsili göstermektedir.



Şekil 3.4 Destilasyon doğrusu örneği [14]

Darboğaz noktaları ve darboğaz nokta eğrileri: McCabe-Thiele yöntemiyle ikili sistemlerde olduğu gibi, üçlü bileşimler için de besleme ve teğet darboğaz noktaları temsil edilip belirlenebilir. Üçlü bileşimler için ayrıca eyer darboğaz noktası denilen başka darboğaz noktası bulunur. Şekil 3.5 atmosferik basınçta kloroform, aseton ve benzen üçlü karışımı için hem besleme hem de eyer darboğaz noktalarını göstermektedir.



Şekil 3.5 Besleme ve eyer darboğaz noktalarına örnek

Şekil 3.5'deki her üç destilasyon doğrusu besleme darboğazını ve kırmızı eğri eyer darboğazını sergilemektedir. Şekildeki eyer darboğazı noktası, kırmızı eğrinin aseton köşesine göre olan üçgenin hipotenüsü boyunca ani dönüş aldığı yerdir.

Şekil 3.5 Sabit bir dip ürün bileşimi, x_B , değeri için kaynama oranının fonksiyonu olarak sıyrıcı bölümünde tüm potansiyel besleme darboğazı noktalarını gösteren kesikli bir eğriyi de içermektedir. Kesikli eğri, sıyrıcı darboğaz noktası olarak adlandırılır ve darboğaz noktaları olarak adlandırılan bileşimlerin sayısından ibarettir.

Minimum enerji gereksinimi ve sıyrıcı doğru uzaklığı: İkili destilasyonlar için darboğaz noktaları McCabe-Thiele yöntemiyle bulunabilmektedir. Darboğaz noktalarının bulunmasının en büyük yararı, bize bazı üçlü destilasyonlar için minimum enerji gereksiniminin bulunmasında yardımcı olacak bilgiler sağlamasıdır. Bununla birlikte bu bilgiden daha fazlası gerekmektedir.

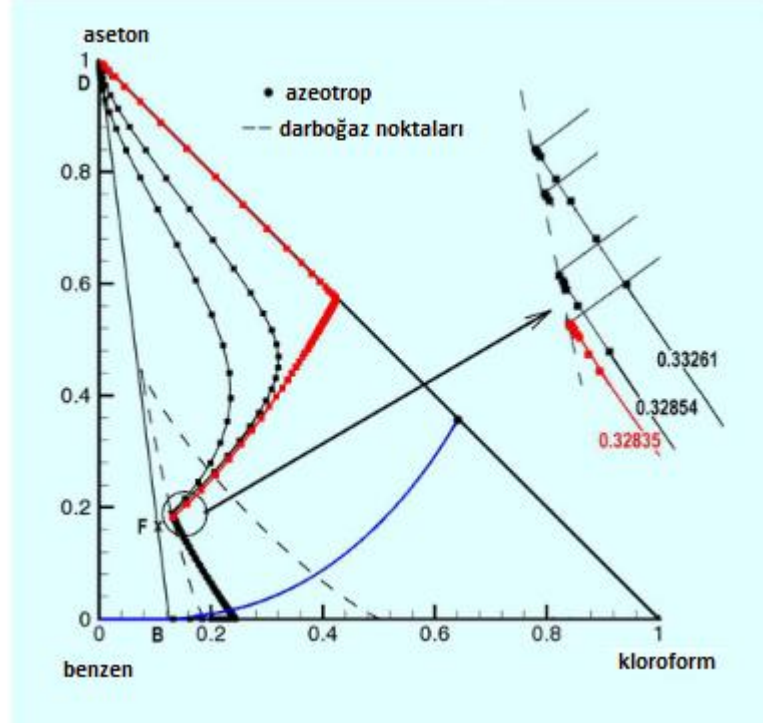
Besleme darboğaz noktası: McCabe-Thiele yönteminde besleme darboğazının ortaya çıktığı sadece bir nokta vardır- ki bu besleme bileşimidir. Bu nedenle ikili destilasyonda, öncelikle besleme doğrusunun denge doğrusu ile kesiştiği yerin bilinmesi gerekir, besleme darboğaz noktası bileşimi de bilinmektedir. Bu nedenle minimum geri akış ve kaynama oranının bulunması kolaydır.

Sıyrıcı darboğaz noktası eğrisi, birçok potansiyel besleme darboğaz noktasının bulunduğunu gösterir. Kaynama oranının belirlenmesi ile istenen ayırmanın gerçekleşmesi sağlanır ve buna karşılık gelen minimum enerji kullanımını tespit etmek için en kısa sıyrıcı doğru uzaklığı kullanılabilir. Şekil 3.6 Bir kloroform-aseton ve benzen destilasyonu örneği için sıyrıcı doğru uzaklığı ile enerji kullanımı arasındaki ilişkiyi gösterir. Çizelge 3.1 üç destilasyon doğrusu ile ilgili bazı sayısal değerleri vermektedir.

Çizelge 3.1 Üç destilasyon doğrusuna ilişkin sayısal değerler

Kaynama Oranı	Sıyrıcı Doğru Uzaklığı	x_D (aseton)
1.1594	0.327206	0.98425
1.1593	0.327155	0.99166
1.159295	0.3271525	0.99404

Çizelgeye göre sıyırıcı doğru uzaklığı arttıkça kaynama oranı artış göstermektedir. Kaynama oranı da daha önce belirtildiği doğrultuda enerji durumu hakkında bilgi sağlar.

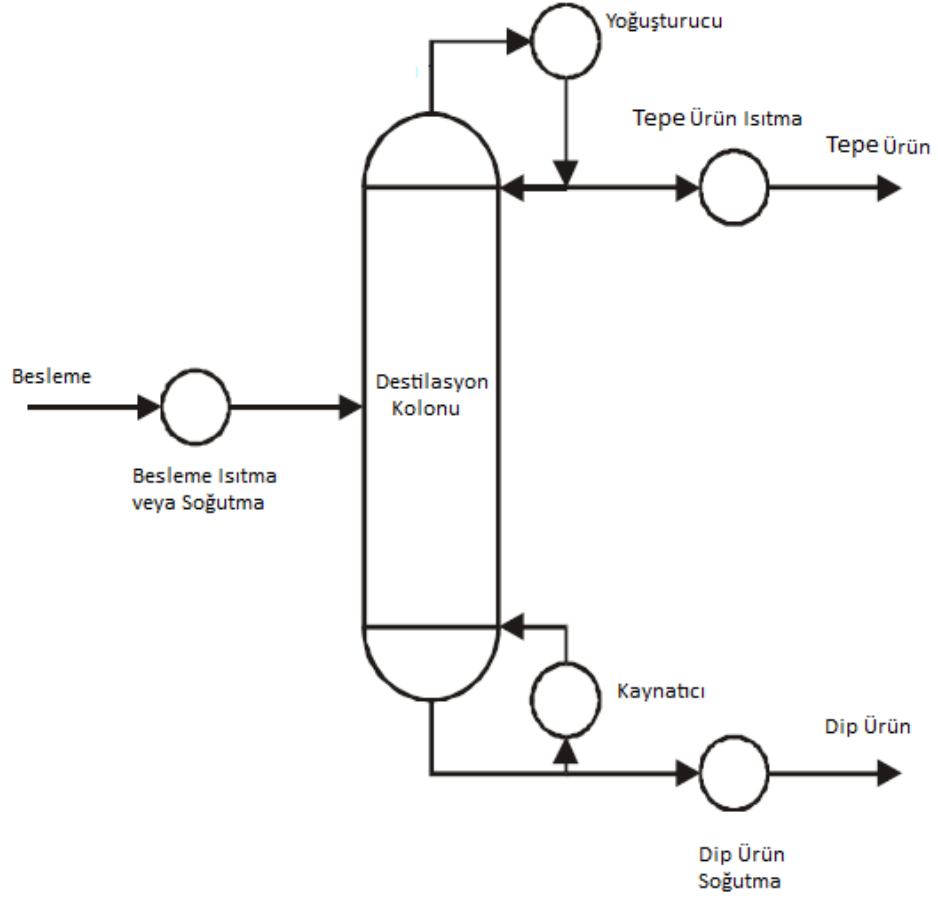


Şekil 3.6 En kısa sıyırıcı doğru ile besleme ve eyer darboğazının belirlenmesi

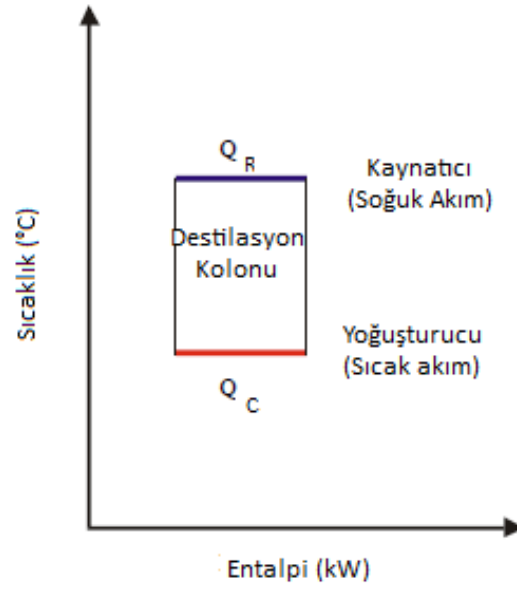
3.3 Destilasyon Kolonu Darboğaz Analizi

Şekil 3.7’te bir destilasyon kolununun ısıtma ve soğutma gereksinimi gösterilmektedir. Sistem ayrıca, yoğuşturucu ve kaynatıcıya ek olarak, besleme ve ürün akımları için küçük miktarlarda ısıtma ve soğutma gerektirebilir.

Şekil 3.8 destilasyon kolonu için basit bir modeli göstermektedir. Yoğuşturucu, üstten gelen akımların çiy noktası civarında ve kaynatıcı, alt akımların kabarcık noktası civarında çalıştırılmaktadır. Destilasyon kolon kutusunun genişliği yoğuşturucu ve kaynatıcı yüklerinin temsil etmektedir. Burada hem yoğuşturucu hem de kaynatıcı yükleri eşit büyüklükte çizilmiştir. Bu gibi bir durum pratik olarak iyi tasarlanmış destilasyon kolonları için geçerlidir.



Şekil 3.7 Bir destilasyon sisteminin ısıtma ve soğutma gereksinimi [6]

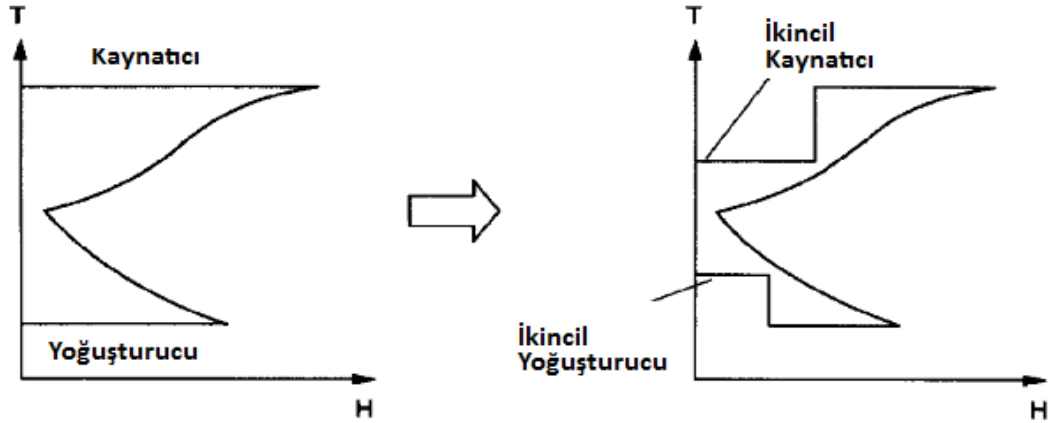


Şekil 3.8 Destilasyon kolonunun kutu gösterimi [6]

3.3.1 Kolon Büyük Bileşik Eğrisi (Minimum termodinamik koşul)

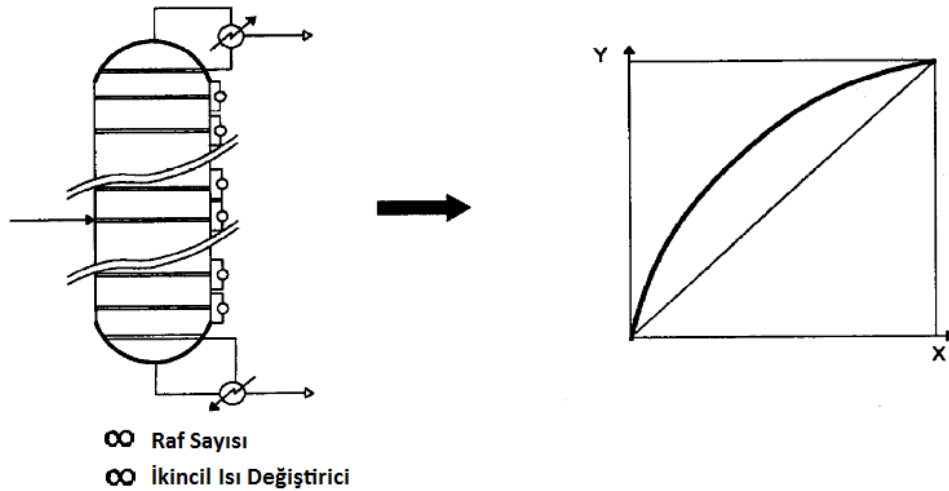
Kolon hedeflerinin belirlenmesi; minimum enerji tüketimi hedeflerinin tanımlanması ve kolon içinde enerjiden en iyi şekilde yararlanan bölgelerin belirlenmesini sağlayan, bir termodinamik analiz tekniğidir [16].

Bir destilasyon kolonu için minimum termodinamik koşul (MTC), sıfır termodinamik kayıpta çalıştırılan tersinir destilasyonla ilgilidir. İkili bir ayırma için MTC, bir sıcaklık-entalpi profili ile tanımlanabilir (Şekil 3.9).



Şekil 3.9 Kolon büyük bileşik eğrisi kavramı

Şekil 3.9'teki profil MTC için kaynatıcı ve yoğuşturucu yüklerinin kolon sıcaklık aralığının üzerine dağıtıldığını gösterir. Profil ikincil yoğuşturucu veya ikincil kaynatıcı değişikliklerinin uygulanış kapsamının tanımlanmasında kullanılabilir (Şekil 3.9). Burada profil, Kolon Büyük Bileşik Eğrisi (CGCC) olarak tanımlanmıştır.



Şekil 3.10 İkili bir destilasyon kolonu için minimum termodinamik koşul (MTC)

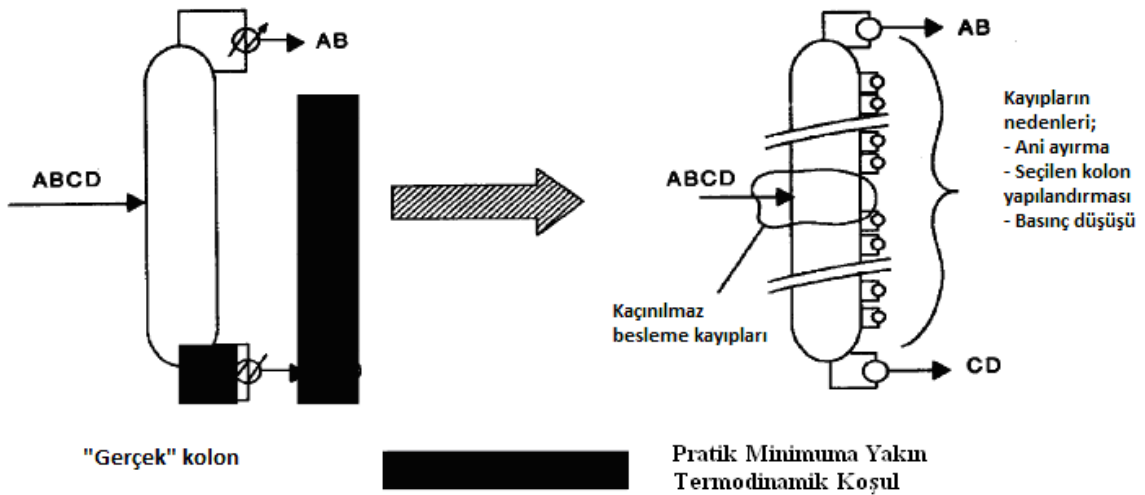
Şekil 3.10 bir ikili destilasyon için MTC'yi göstermektedir. Kolon sonsuz raf sayısı ve son derece fazla ikincil (yan) ısı değiştiricisini gerektirir. Her raf için operasyon doğrusu denge eğrisi ile denk gelebilir ve böylece operasyon ve denge eğrileri her noktada üst üste binebilirler [17].

Kolon hedefleri bir CGCC diyagramının oluşturulmasını gerektirir. Bu teknikte bir destilasyon kolonu analizi için gerekli bilgiler benzetimlerden elde edilir. Bu yaklaşım pratik minimuma yakın termodinamik koşulda bulunan kolonu göz önüne alır. Bileşim ve sıcaklık profilleri gerçek kolon için aynı varsayılır [16].

3.3.2 CGCC'nin Oluşturulması

3.3.2.1 Pratik minimuma yakın termodinamik koşul (PNMTC)

Endüstriyel kolonların çoğu, bilinen kaçınılmaz kayıplara veya verimsizliklere sahiptirler. Kolonların tasarımında değişiklikler için gerçekçi hedeflerin ayarlanması için, bu kayıpların dikkate alınması gerekmektedir. Burada temel durum veya 'gerçek' kolon için geliştirilen bir pratik minimuma yakın termodinamik koşul (PNMTC) verilmiştir. Şekil 3.11 PNMTC'yi göstermektedir.

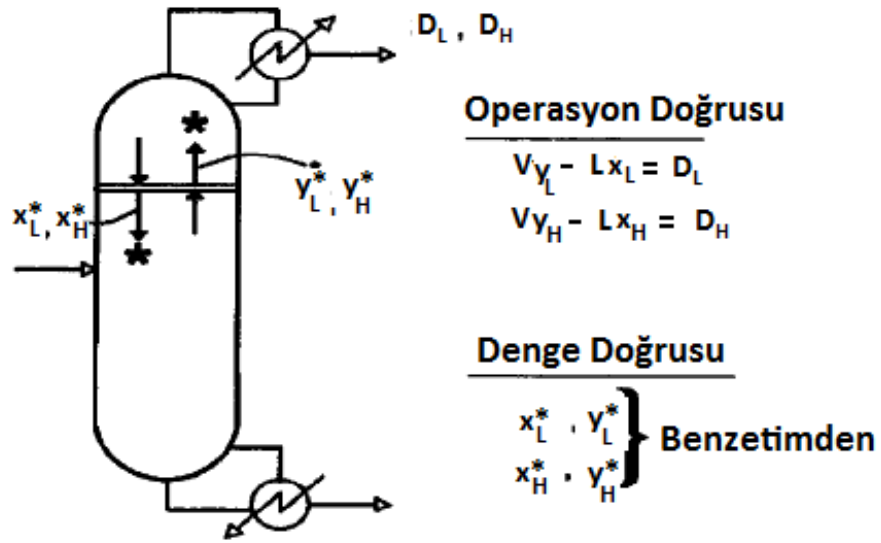


Şekil 3.11 Pratik minimuma yakın termodinamik koşul (PNMTC)

PNMTC'deki kolon şekil 3.11'de gösterildiği gibi sonsuz sayıda raf ve sonsuz ikincil ısı değiştirici gerektirmektedir.

3.3.2.2 CGCC'nin Yapımı

Normalde benzetimlerden elde edilen çıktılar, molar akışları ve bileşimleri raf raf vermektedir. Burada anahtar bileşenler ile besleme karışımında ayrılması istenen iki ana bileşen kastedilmektedir. Bu bileşenlerin en uçucu olanı hafif anahtar bileşen, en az uçucu olanı ağır anahtar bileşendir. Şekil 3.12 hafif ve ağır anahtar bileşenler için operasyon doğrusunu göstermektedir.



Şekil 3.12 Hafif ve ağır anahtar bileşenler için operasyon doğrusu [17]

Birinci Adım: Minimum buhar ve sıvı akış hızları:

Operasyon doğrusu şöyledir;

$$V \cdot y_L - L \cdot x_L = D_L \quad \text{Besleme rafı üzerinde hafif anahtar} \quad (3.1a)$$

$$V \cdot y_H - L \cdot x_H = D_H \quad \text{Besleme rafı üzerinde ağır anahtar} \quad (3.1b)$$

$$L \cdot x_L - V \cdot y_L = B_L \quad \text{Besleme rafında/altında hafif anahtar} \quad (3.1c)$$

$$L \cdot x_H - V \cdot y_H = B_H \quad \text{Besleme rafında/altında ağır anahtar} \quad (3.1d)$$

Burada V ve L sırasıyla buhar ve sıvı akış hızları; y ve x buhar ve sıvı bileşimi; D ve B sırasıyla tepe ürün ve dip ürünü; L ve H alt indisleri sırasıyla hafif ve ağır anahtar bileşenleri göstermektedir.

Bu eşitlikler denge doğrusu eşitlikleri ile beraber eş zamanlı çözülmelidir. Benzetimden elde edilen raf bileşimleri denge bileşimlerini (* ile belirtilmiştir) verir. Bu bileşimlerin kullanılmasıyla ve denge ile operasyon eğrilerinin minimum termodinamik koşulda çakıştıkları bilgisiyle, (3.2) verim eşitlikleri her raf sıcaklığında termodinamik minimum buhar ve sıvı akışlarını tanımlar.

$$V_{\min} \cdot y_L^* - L_{\min} \cdot x_L^* = D_L \quad \text{Besleme rafı üzerinde hafif anahtar} \quad (3.2a)$$

$$V_{\min} \cdot y_H^* - L_{\min} \cdot x_H^* = D_H \quad \text{Besleme rafı üzerinde ağır anahtar} \quad (3.2b)$$

$$L_{\min} \cdot x_L^* - V_{\min} \cdot y_L^* = B_L \quad \text{Besleme rafında/altında hafif anahtar} \quad (3.2c)$$

$$L_{\min} \cdot x_H^* - V_{\min} \cdot y_H^* = B_H \quad \text{Besleme rafında/altında ağır anahtar} \quad (3.2d)$$

V_{\min} ve L_{\min} raf sıcaklığında minimum buhar ve sıvı akışlarını göstermektedir. Denge bileşimleri (*) ile belirtilmiştir.

İkinci Adım: Minimum buhar ve sıvı entalpilerinin hesaplanması:

PNMTC için sıcaklık-entalpi temsilini elde etmek için, minimum buhar ve sıvı akışlarının entalpi olarak ifade edilmesi gerekir. Genellikle benzetim çıktıları ayrıca raf raf sıvı ve buhar entalpi değerlerini de verir. Daha önce belirtildiği gibi, aynı raftan çıkan buhar ve sıvı akımları (Şekil 3.12'de yıldızla işaretlenenler) birbirleriyle dengededirler. Buna karşılık gelen denge buhar ve sıvı akımlarının entalpileri burada H_V^* ve H_L^* olarak verilmiştir [17].

Entalpiler için molar orantılılık varsayımıyla, minimum akışlara karşılık gelen minimum entalpiler şu şekilde hesaplanabilir [17]:

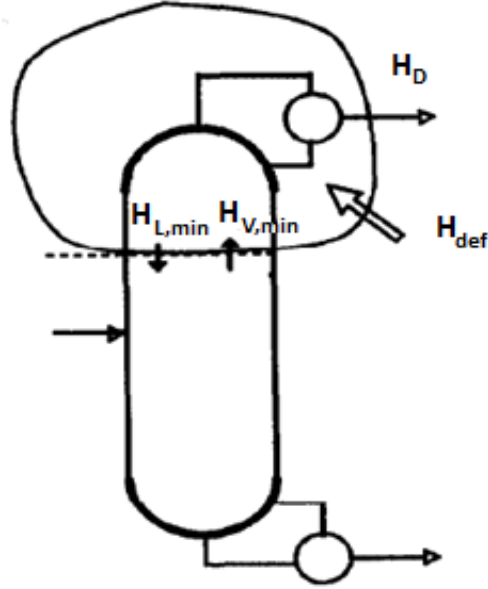
$$H_{L,\min} = H_L^* (L_{\min}/L^*) \quad (3.3a)$$

$$H_{V,\min} = H_V^* (V_{\min}/V^*) \quad (3.3b)$$

V^* ve L^* denge molar akışları, H_V^* ve H_L^* ise bunlara karşılık gelen aynı rafı terk eden denge buhar ve sıvı akımlarının entalpilerinin belirtmektedir. Her raftaki entalpi dengesinden, net entalpi açıkları elde edilir.

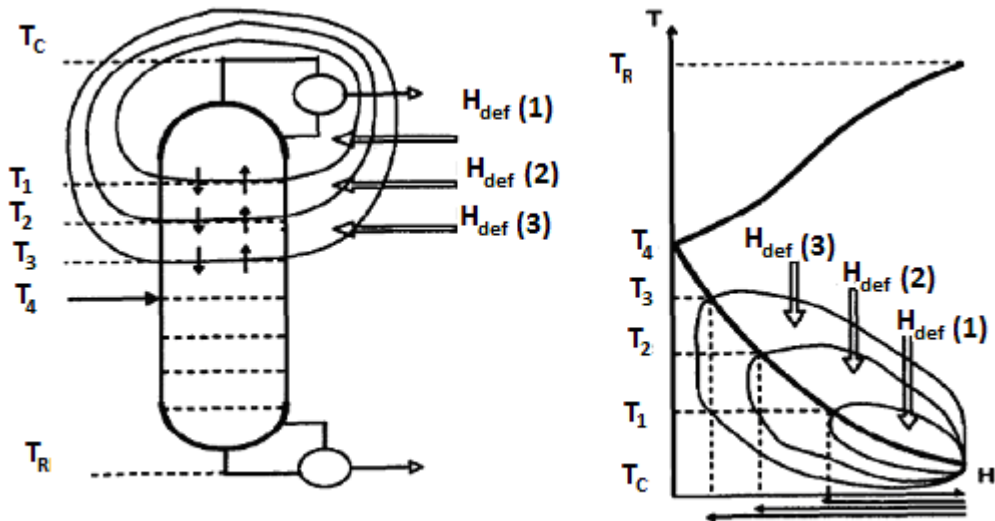
Üçüncü Adım: Her raf sıcaklığında net ısı açığının hesaplanması:

$H_{V,min}$ ve $H_{L,min}$ 'in hesaplanmasından sonra, her raf sıcaklığında entalpi dengeleri kurulabilir ve bu sıcaklıkların her birinde net entalpi açıkları (H_{def}) hesaplanabilir (Şekil 3.13).



Şekil 3.13 Bir rafta entalpi açığının hesaplanması [17]

Şekil 3.14 tek başına entalpi açıklarının CGCC'nin oluşturulması için nasıl basamaklaştırıldığını göstermektedir.



Şekil 3.14 Rafların entalpi açıklarından CGCC oluşturulması [17]

Her bir raftaki entalpi açıkları şöyle verilmektedir:

$$H_{\text{def}} = H_{L,\text{min}} - H_{V,\text{min}} + H_D \quad \text{Besleme rafı üzerinde} \quad (3.4a)$$

$$H_{\text{def}} = H_{L,\text{min}} - H_{V,\text{min}} + H_D - H_F \quad \text{Besleme rafında/altında} \quad (3.4b)$$

Burada F ve D alt indisleri sırasıyla besleme ve tepe ürünü göstermektedir.

Tüm raf entalpi açıklarının yoğunlaştırucu yüklerine eklenmesinden sonra, entalpi değerleri basamaklandırılmış ve CGCC'de çizilmiştir. Bu yukarıdan aşağıya hesaplama prosedürü olarak adlandırılır ve bu, bir beslemesiz raf için aşağıdan yukarıya hesaplama prosedürü ile aynıdır. Besleme rafında, kütle ve enerji dengeleri, bir beslemesiz raftan farklılık gösterir ve bileşim ile sıcaklıktaki sonlu değişimler tersinir işlemi etkiler. Her iki prosedürün aynı verimli sonucu için, besleme rafında entalpi açıkları şöyle olur:

$$H_{\text{def},F} = Q_C + D[H_D + H_L(x_D - y_F^*)/(y_F^* - x_F^*) - H_V(x_D - x_F^*)/(y_F^* - y_F^*)] \quad (3.5)$$

(Burada Q_C yoğunlaştırucu yükünü temsil etmektedir).

Tek fazlı bir besleme için y_F^* and x_F^* değerleri, besleme rafı ve besleme niteliğinde bir araya getirilmiş bileşimlerle hesaplanan relatif uçuculuk sabiti tarafından elde edilebilir [18].

Dördüncü Adım: Isı Açıklarının Basamaklaştırılması (Kademelendirilmesi):

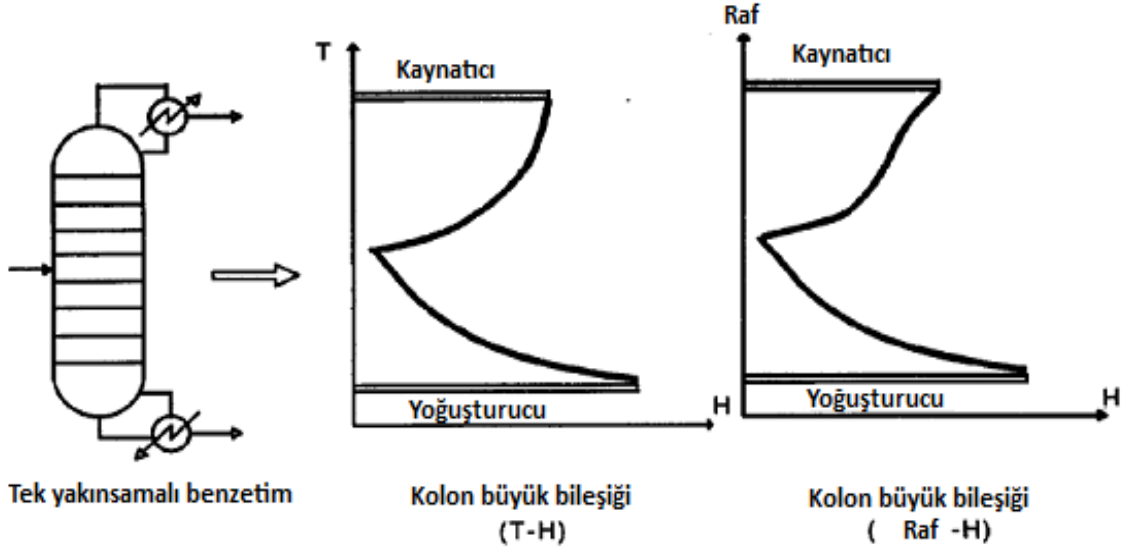
Bu işlem basitçe her rafta yoğunlaştırucu yüküne H_{def} eklenmesiyle yapılır. CGCC tipik olarak besleme rafı civarında bir darboğaz sergiler (CGCC şeklinin besleme entalpisi tarafından etkilendiği durumda). Kolona ısı verilmesi ve kolondan ısının çekilmesi gerektiğinde, CGCC, sıcaklık seviyesinin durumu hakkında bilgi verir.

Beşinci Adım: Kolon Bileşik Eğrisinin Oluşturulması:

Bileşik eğriler arasındaki yatay uzaklığın, CGCC ve sıcaklık eksenindeki uzaklığa eşit duruma getirilmesiyle kolon bileşik eğrisi CGCC'den elde edilebilir [19].

Özet olarak, benzetimden elde edilen bilgilerle CGCC oluşturulmasına başlanmıştır. (3.1) eşitliklerinin çözülmesiyle her raf sıcaklığında minimum buhar ve sıvı akışları elde edilmiştir. Bu minimum akışlar daha sonra, raf sıcaklıklarındaki net ısı açıklarını elde etmek amacıyla, eşdeğer entalpi akışları olarak ifade edilmiştir. CGCC'yi elde etmek için

ısı açıkları basamaklandırılmıştır. Alternatif olarak CGCC, raf sayısına karşı entalpi olarak çizilebilir (Şekil 3.15). Bu versiyon özellikle uygun besleme koşullarının belirlenmesi için yararlıdır.



Şekil 3.15 Raf sayısı-entalpi grafiği çizimi yaklaşımı ile benzetimden CGCC elde edilir. Burada prosedür tek beslemeli ve iki ürünlü basit bir kolon için tanımlanmıştır ama çok beslemeli ve çok ürünlü kolonlar ile karmaşık kolon düzenlemeleri için kolayca genişletilebilir. Buradaki tanımda tek bir hafif ve ağır anahtar bileşen seçeneği göz önüne alınmıştır. Prosedür, kolonun farklı bölgelerindeki farklı anahtar bileşen seçenekli veya hafif ve ağır bileşen olarak birkaç bileşenin birlikte gruplandırıldığı durumlara uygulanabilir [17]. Bir CGCC'de, ideale yakın ikili karışım için besleme rafı civarında bir darboğaz noktası ortaya çıkar. Ancak, ideal olmayan çok bileşenli sistem darboğazı zenginleştirme ve sıyırma bölümlerinde bulunur. CGCC darboğaz noktası ve dikey eksen arasındaki yatay uzaklık fazla ısıyı temsil eder ve bu nedenle geri akış oranındaki azalma kapsamını da temsil eder. Küçük geri akış oranları için, CGCC dikey eksene doğru hareket eder ve bu yüzden kaynatıcı ile yoğuşturucu yüklerini azaltır ve yükler şöyle hesaplanabilir;

$$Q_R - Q_{R,\min} = Q_C - Q_{C,\min} = D\lambda[r - (x_D - y_F^*)/(y_F^* - x_F^*)] \quad (3.6)$$

Q_R kaynatıcı yükü ve λ buharlaşma ısısıdır. Sıcaklık ekseninden CGCC'ye olan yatay uzaklık, ancak uygun sıcaklıklarda ikincil kaynatıcı veya ikincil yoğuşturucu kurulumu

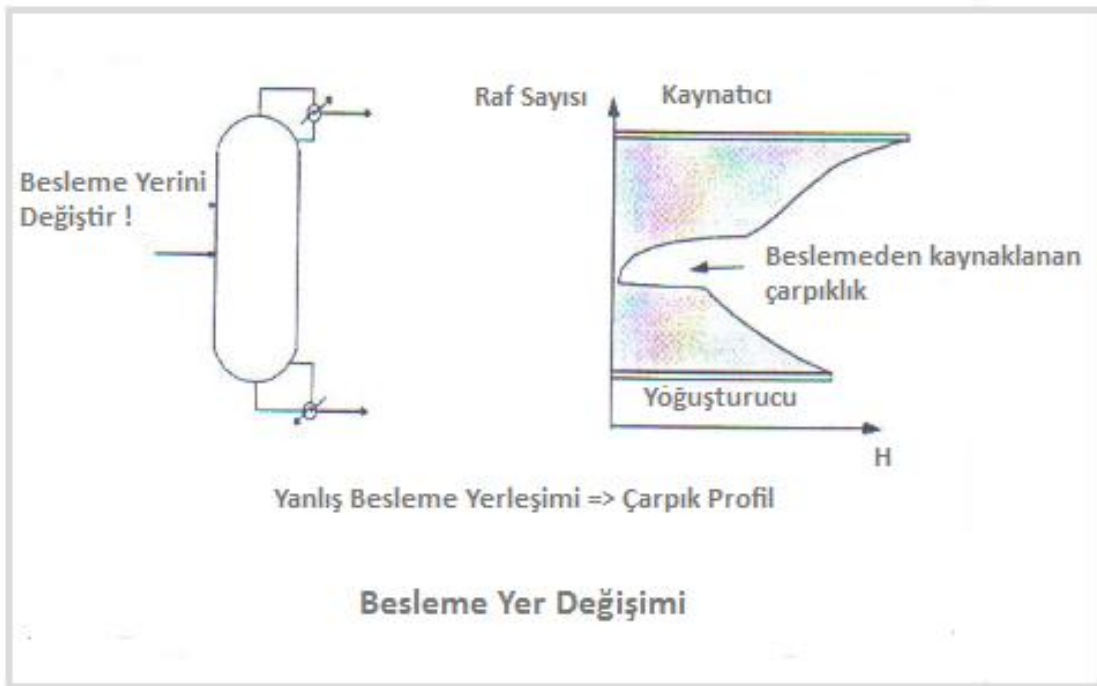
için hedefleri belirler. Diğer yandan, entalpide görülecek ani değişim, besleme niteliği veya besleme sıcaklığı gibi etmenlerden kaynaklanan uygun olmayan besleme koşullandırmasını gösterir [18].

3.3.3 Kolon Hedefleme

3.3.3.1 Besleme Yerleşimi

Daha ileri bir analiz yapmadan önce yapılması gereken ilk görevlerden biri CGCC'nin şeklinin incelenmesidir [16].

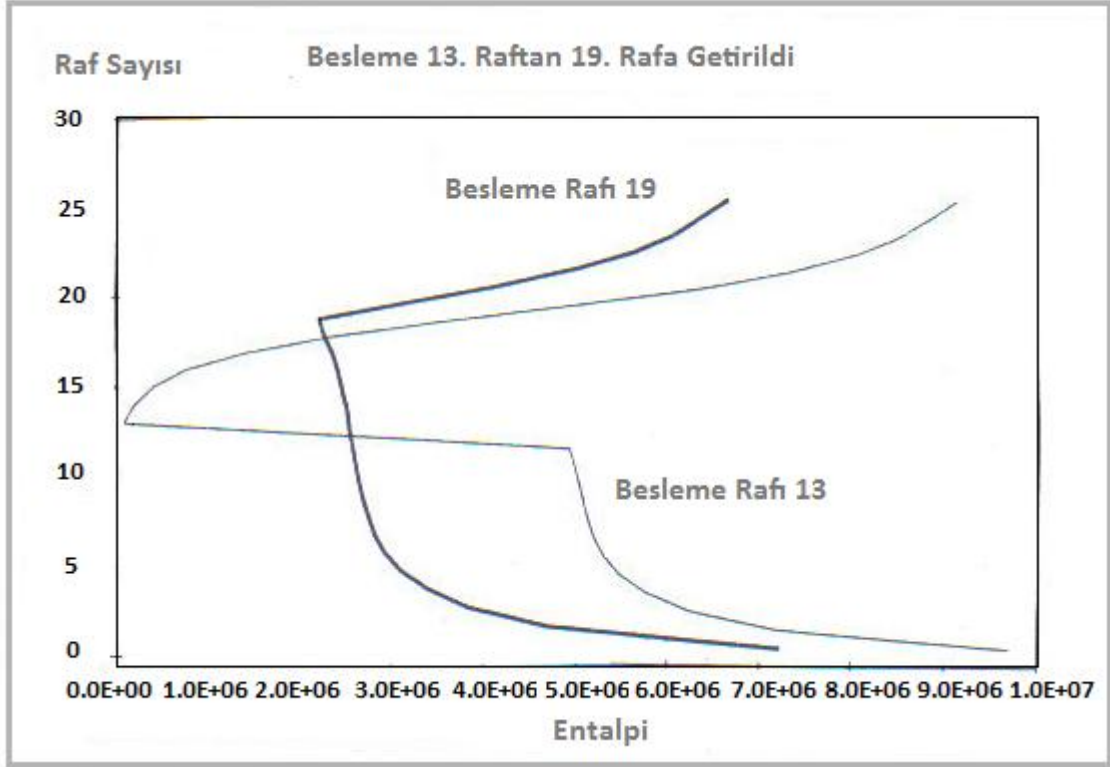
Daha önce belirtilen değişiklikler kurulurken, kolon için besleme rafı yerleşiminin önceden uygun olarak seçilmiş olduğu varsayılır. Uygun olmayan besleme yerleştirilmesi CGCC'de ani entalpi değişimlerine neden olabilir (besleme ön ısıtma ve ön soğutma gibi). Bu nedenle, uygun besleme rafı yeri herhangi bir kolon değişikliğinin hedeflenmesinden önce tanımlanmış olmalıdır [17].



Şekil 3.16 Besleme yer değiştirme [16]

CGCC'nin incelenmesi, uygun olmayan besleme yerleşimi nedeniyle oluşan bozuklukları tanımlayabilir (Şekil 3.16). Böyle bozukluklar, besleme yerinde ortaya çıkabilir ve bunun nedeni uygun olmayan besleme yerleşimini telafi etmek için gerekli olan fazladan yerel

geri akıştır. Örneğin, kolona çok yukarıdan giren bir besleme yoğunlaştırıcı tarafında ani entalpi değişimleri gösterebilir ve bu yüzden besleme kolona daha aşağıdan verilmelidir.

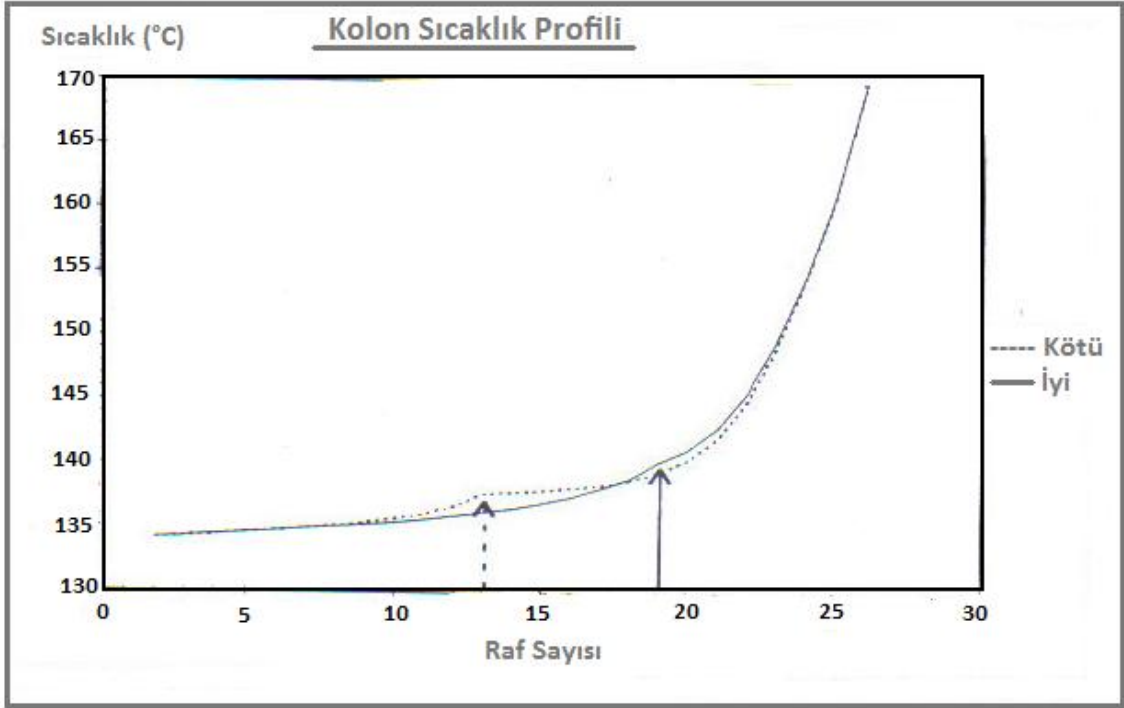


Şekil 3.17 Besleme yer değişimi örneği [16]

Şekil 3.17'de kolon beslemesi aslında 13. raftadır. Raf numarası-entalpi diyagramı üzerindeki CGCC, yoğunlaştırıcı tarafında bulunan besleme rafındaki entalpi değişimini göstermektedir. Benzetim yeniden yapılırsa, 19. raftaki besleme ani entalpi değişimini kaldırır. Bunun yanında, aynı ayırma özelliği için, kolonun kaynatıcı ve yoğunlaştırıcı yükleri azalır.

Genelde doğru yerleştirilmiş besleme, kolonun minimum sıcak ve soğuk servis akımı gereksiniminde azaltma sağlar.

Ayrıca kolon sıcaklık profilinin süreksizliği için yapılacak inceleme uygun besleme yerleşimi için bilgi sağlayabilir, Şekil 3.18 bunu göstermektedir.



Şekil 3.18 Kolon sıcaklık profili [16]

3.3.3.2 Destilasyon Kolon Profilleri

Bir destilasyon kolonu için ısıtma işleminin tamamını kolon dibinde yapmak zorunlu değildir, burada (dipte) sıcaklık en yüksek değerdedir, veya tüm soğutma işlemini en üst yoğuşturucuda yapılması zorunlu değildir. Birkaç alternatif mevcuttur:

Geri döngü, bir kolondan çekilen fazla sıvı akışıdır ve yoğuşturucu sıcaklığı üzerinde duyarlı ısı salarak kolona daha yüksek bir raftan geri döner. Bunlar yağ endüstrisinde sıkça kullanılırlar.

Bir ara yoğuşturucu, kolondaki ara bir rafta, buhar yoğuşturma yoluyla yüksek bir sıcaklıkta yoğuşturucuda daha fazla ısıyı tutar.

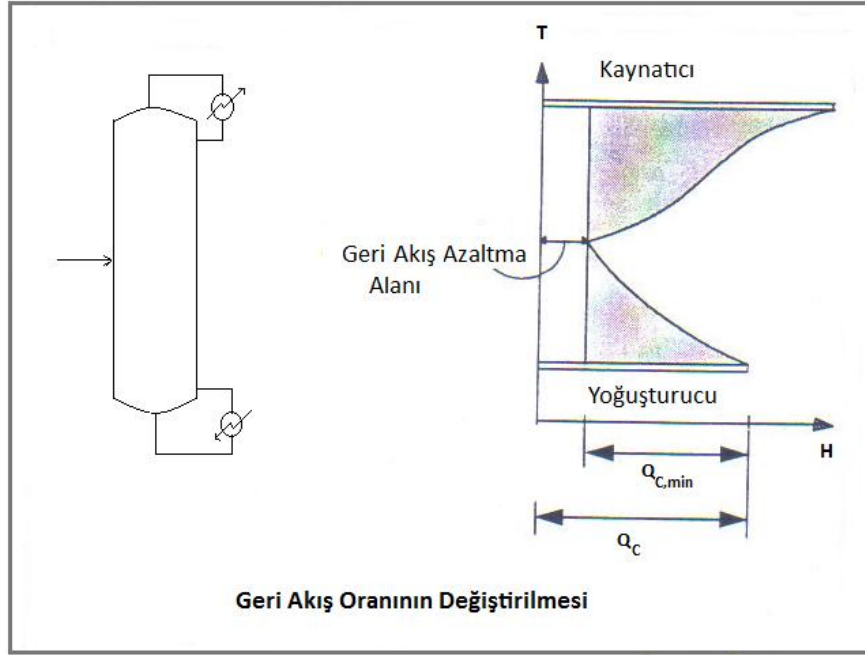
Bir ara kaynatıcı, kolondaki ara bir rafta, sıvı buharlaştırma yoluyla düşük bir sıcaklıkta kaynatıcıdan daha fazla ısı sağlar.

Besleme ön ısıtma, sıvının kolona girdiği yerdeki sıcaklığı yükseltir; bir kısmı ise besleme rafında doğrudan buharlaşabilir [2].

3.3.3.3 Geri Akış Oranının Değiştirilmesi

Sabit ayırma özelliği için, bir destilasyon kolonundaki denge rafı sayısı geri akış oranına karşı ayarlanabilir (dengelenabilir). Bir yeni kolon tasarımı için, geri akış oranının artması denge raf sayısını azaltır ve ilk olarak sermaye yatırımı maliyetini düşürür. Bununla beraber, sıcak ve soğuk servis akımı gereksiniminin artışı işletme giderlerini artırır. Genellikle, minimum toplam maliyet için bazı uygun geri akış oranları vardır. En uygun oran, genellikle geri akış oranının, minimum geri akış oranının, r_{min} , 1,1 ila 1,5 katı olarak seçilmesiyle ortaya çıkar.

CGCC darboğaz noktası, kolon için minimum geri akış koşulunu belirtir. Geri akış oranı azaldıkça, CGCC dikey eksene doğru hareket eder ve böylece yoğuşturucu yükü kadar kaynatıcı yükü azaltılır [17].

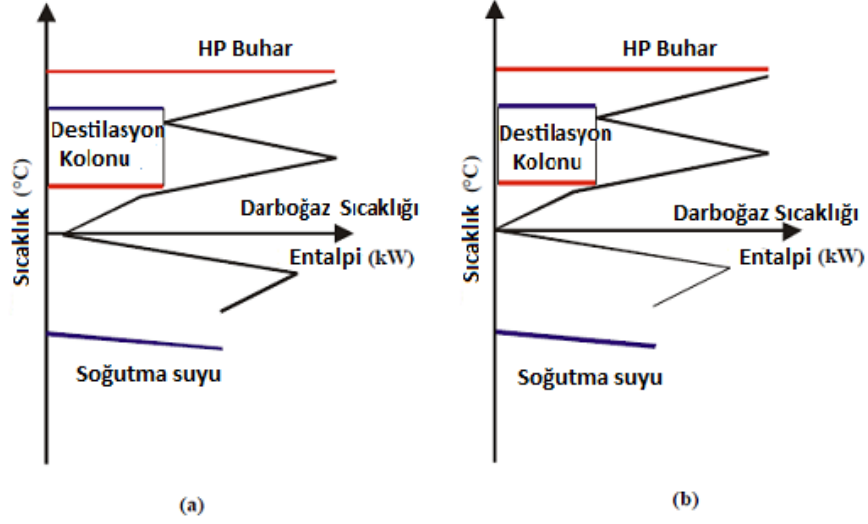


Şekil 3.19 Geri akış oranı değişikliği[16]

CGCC'den, minimum yoğuşturucu yükünün gerçek yoğuşturucu yüküne oranı ($Q_{c,min}/Q_c$), gerçek geri akışın minimum geri akışa oranına (r/r_{min}) benzerdir. Sonuç olarak, CGCC darboğaz noktası ile ordinat arasındaki yatay uzaklık geri akış oranının azaltılması için maksimum alanı belirtmektedir (Şekil 3.19) [16].

Şekil 3.20(a) Yoğuşturucu ısısının (sıcak akım) bir kısmının darboğaz sıcaklığı üzerinde verildiği bir durumu dikkate alan kolon çalıştırma koşullarını göstermektedir. Kaynatıcı

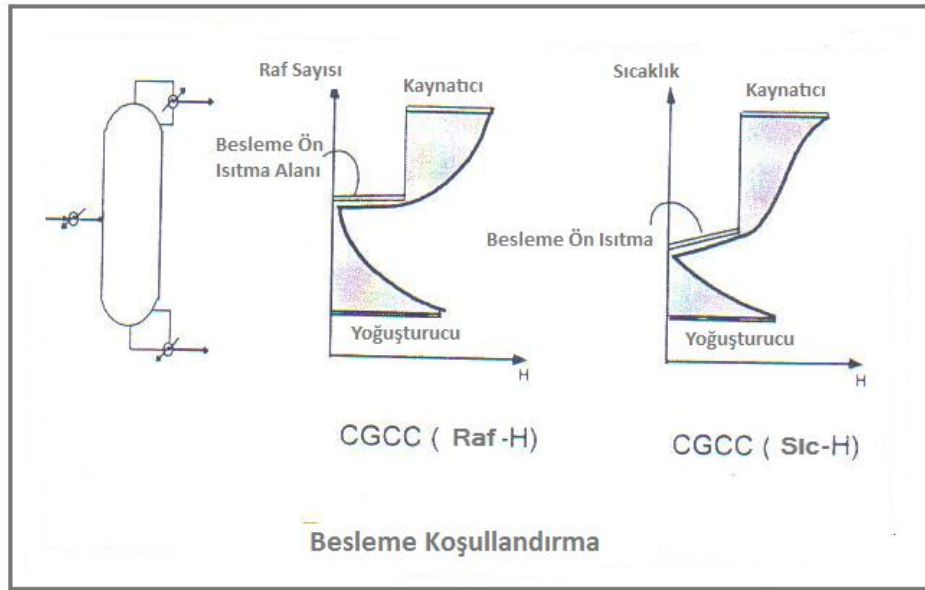
ve yoğuşturucu servis akımı gereksinimini azaltmak için kolon geri akış oranı azaltılabilir. Şekil 3.20(b) aynı büyük bileşik eğriyi göstermektedir. Burada, azaltılmış bir yoğuşturucu yükü, kolonun yan proseslerle tam uyumuna olanak verir.



Şekil 3.20 Isı entegrasyonunu artırmak için geri akış oranını değiştirme [6]

3.3.3.4 Besleme Koşullandırma

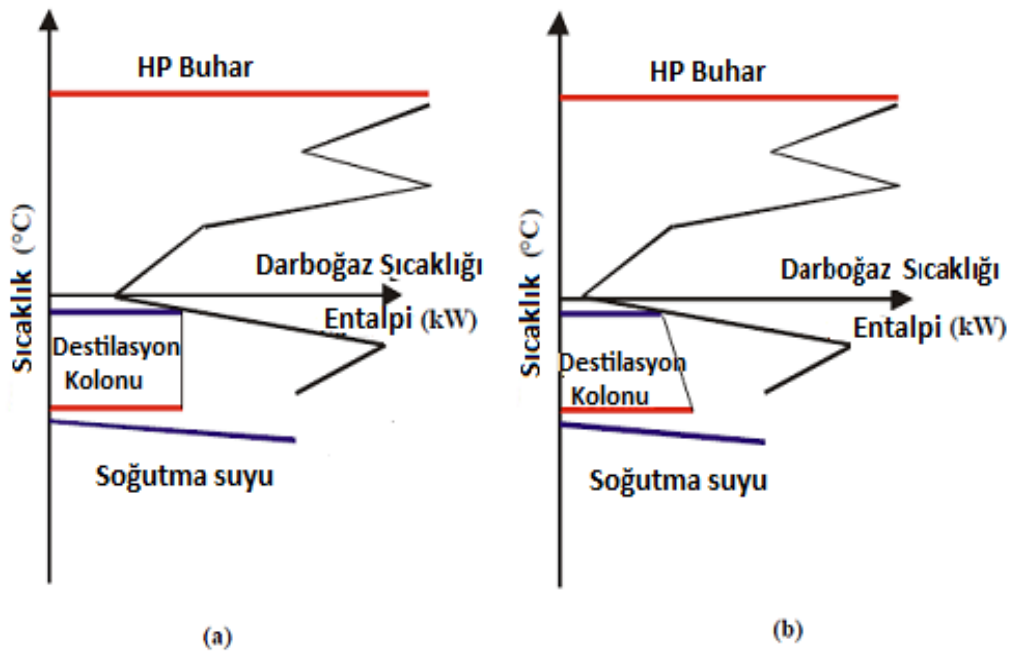
Uygun olmayan besleme koşulu genellikle besleme rafı civarındaki profilde ani entalpi değişimlerine sebep olur. Örneğin, aşırı soğutulmuş bir besleme kaynatıcı tarafında ani entalpi değişimlerine yol açar [17].



Şekil 3.21 Besleme koşullandırma [16]

Kaynatıcı tarafında ani entalpi değişimlerinin uzantısı olarak besleme ön ısıtma için yaklaşık ısı yükü belirlenir (Şekil 3.21). Benzer tartışmalar besleme soğutma için de uygulanabilir. Başarılı besleme ön ısıtma ve ön soğutma, ilgili olarak kaynatıcı ve yoğuşturucu yükünü azaltır [17].

Şekil 3.22(a) bir büyük bileşik eğriyi ve tamamen darboğaz sıcaklığı altında çalıştırılan bir destilasyon kolonunu göstermektedir. Burada, darboğaz sıcaklığı altındaki büyük bileşik eğrinin şekli, kaynatıcı ısı entegrasyonunu sınırlar. Alternatif olarak, Şekil 3.22(b) kaynatıcı yükünü azaltmak için beslemeyi ön ısıtmaya alınabileceğini gösterir, bu ise; kolon basıncının düşürülüp kolonun daha düşük basınçta çalıştırılması veya geri akış oranının yükseltilmesi yoluyla hem yoğuşturucu hem de kaynatıcı yükünün azaltılması ile yapılabilir. Birçok durumda, besleme ön ısıtma işleminin artırılması sonucu kaynatıcı yükünde eşdeğer bir azalma olur. Tersine, besleme ön soğutma işlemi de yoğuşturucu yükünü azaltır.

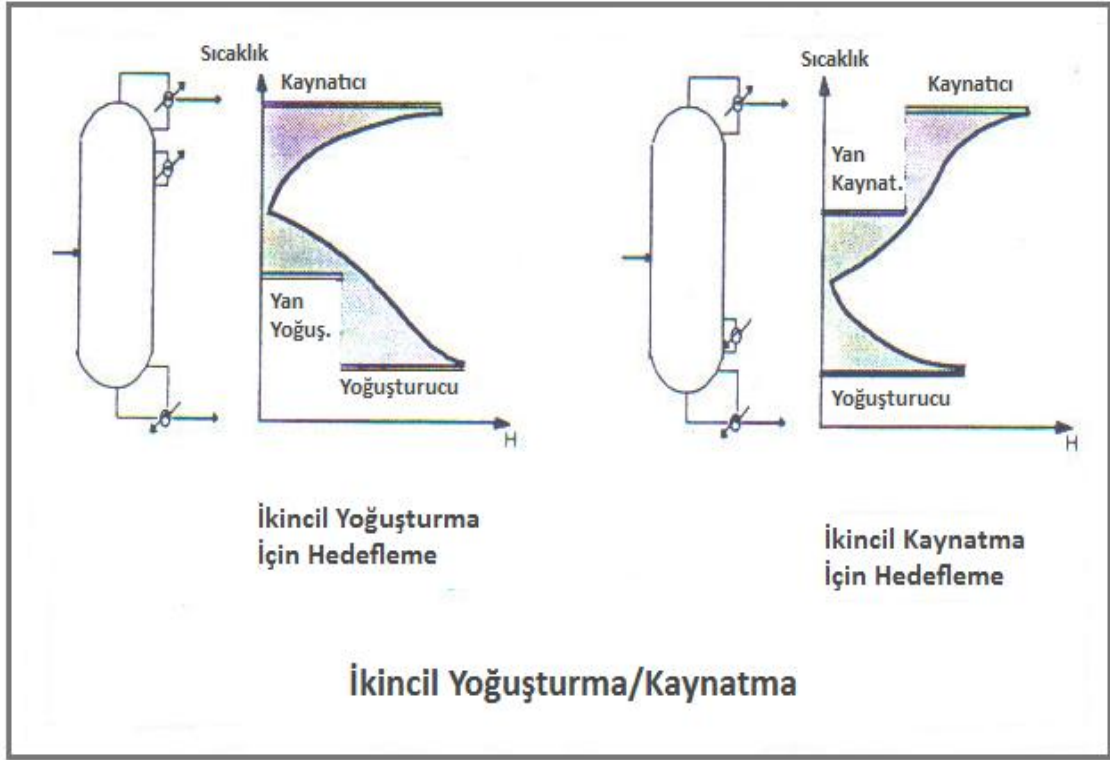


Şekil 3.22 Isı entegrasyonunu artırmak için besleme değişikliği [6]

3.3.3.5 İkincil Yoğuşturma/Kaynatma (Ara ısıtma ve soğutma)

Normalde besleme koşullandırma işlemi ikincil yoğuşturma ve ikincil kaynatma değişikliğine tercih edilir. Bu tip değişiklikler kolon için haricidir (kolon dışından

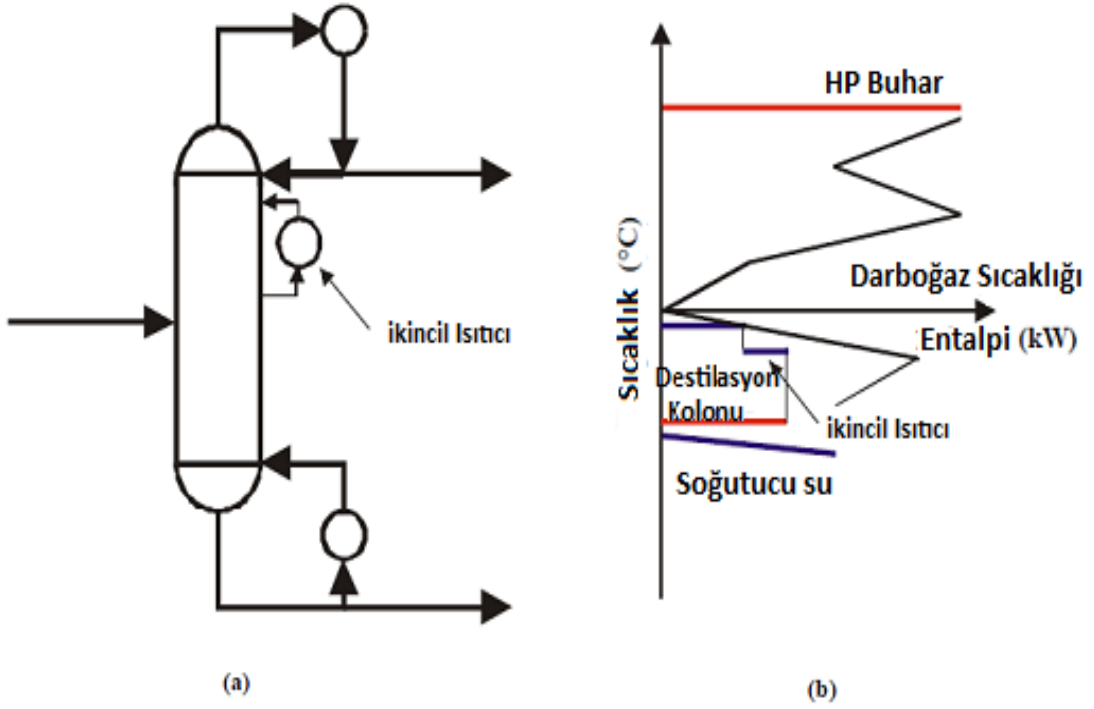
uygulanır) ve potansiyel olarak daha uygun sıcaklıklarda gerçekleşirler [16]. Besleme koşullandırma ikincil yoğuşturma/kaynatma'ya göre her zaman daha makul sıcaklık seviyelerini sunar.



Şekil 3.23 İkincil yoğuşturma ve kaynatma [16]

İkincil yoğuşturma/kaynatma için kapsam (Şekil 3.23), CGCC darboğazı altındaki veya üzerindeki alan tarafından tanımlanabilir. Eğer önemli bir alan oluşursa, diyelim ki darboğaz altında olsun, uygun sıcaklıkta bir ikincil yoğuşturucu yerleştirilebilir. Bu, kolondan ucuz bir soğuk servis akımı kullanımıyla ısı uzaklaştırmaya olanak verir ve potansiyel olarak yan proseslerle entegrasyon için kullanılabilen daha yüksek sıcaklıkta bir ısı kaynağı sağlar. Bu durum ayrıca rafineri kolonlarında geri döngülü soğutucular için uygulanabilir. Yine benzer olay ikincil kaynatıcı için de uygulanabilir.

Isı yüklerinin, kaynatıcı ve yoğuşturucudan ilgili olarak ikincil (yan) ısıtıcı ve soğutucuya kaydırılmasıyla, destilasyon kutusunun şekli değiştirilebilir ve böylece kolonun yan proseslerle ısı entegrasyonu artırılabilir. Şekil 3.24(a) ısı entegrasyonunun artırılması için bir ikincil ısıtıcının eklendiği destilasyon kolonunu göstermektedir.



Şekil 3.24 Isı entegrasyonunu artırmak için ara ısıtma [6]

Her iki durumda da, küçük bir geri akış hatası toplam yoğuşurma ve kaynatma yüklerinde biraz yükselme ile sonuçlanabilir. Bu, iç geri akışın, ikincil yoğuşturucu üzerinde ve ikincil kaynatıcı altında olmasından kaynaklanır. Bunu telafi etmek için dış geri akış oranının artırılması gerekebilir [16].

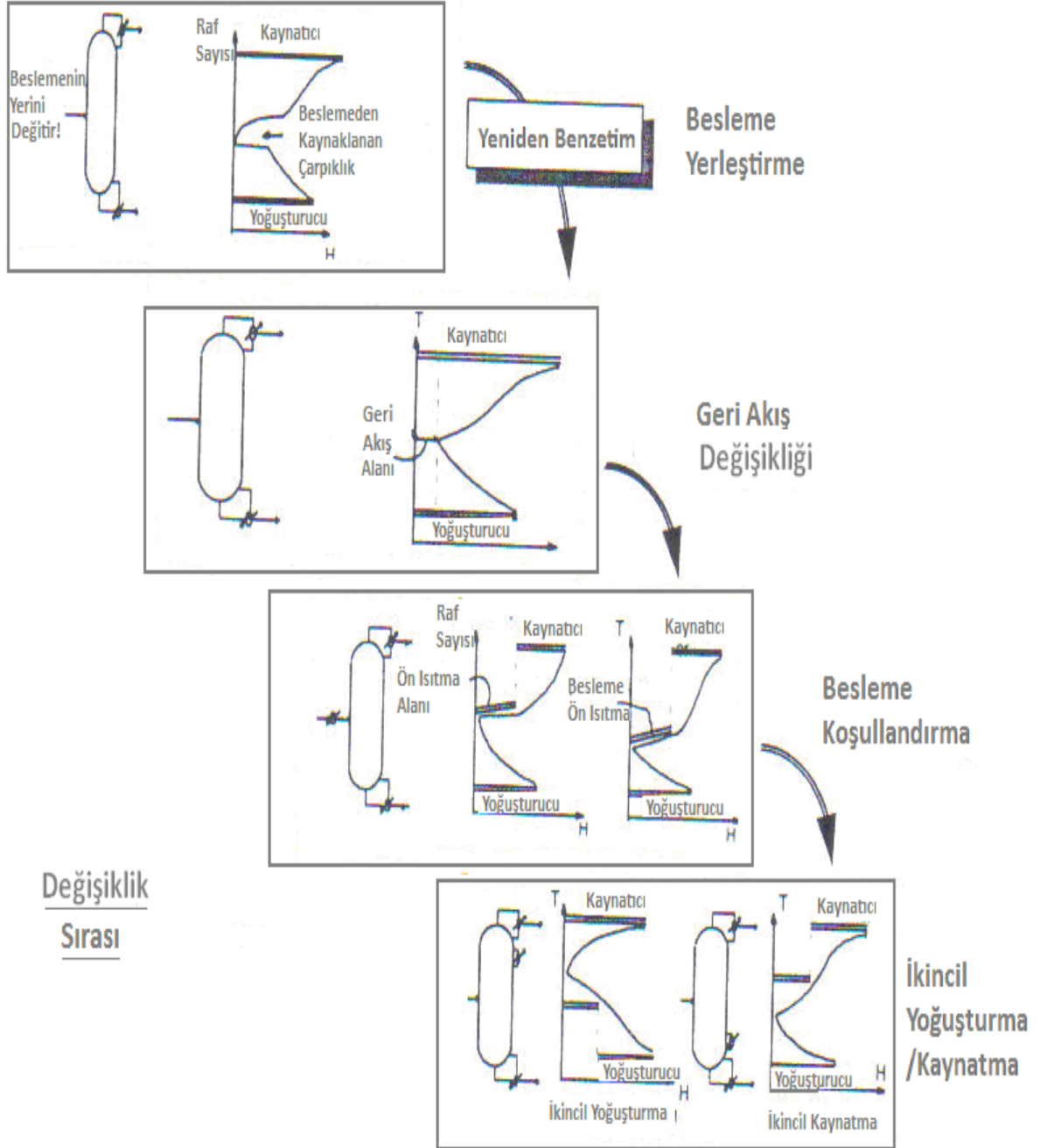
Özet olarak;

Kolon optimizasyonu kapsamı için izlenecek yol CGCC'den sağlanan bilgiler üzerinde temellenir ve Şekil 3.25'de özetlenmiştir.

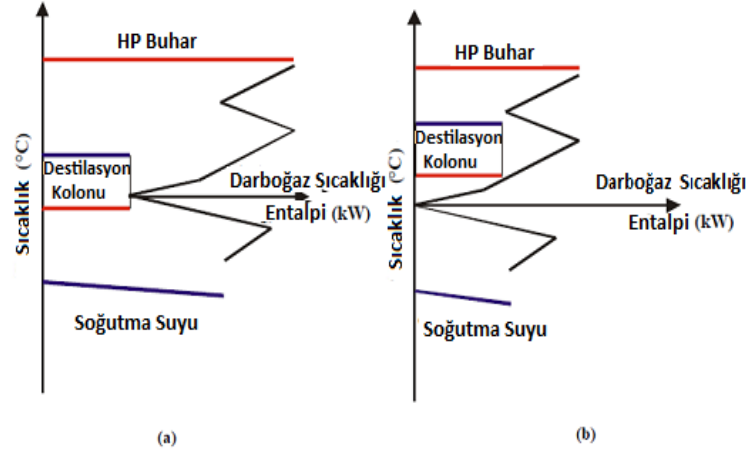
Bunların ötesinde, yoğuşturucu ve kaynatıcı arasında 'ısı pompalama' destilasyon kolonunda enerji tasarrufu sağlamanın diğer bir yoludur. Maalesef, sıcaklık yükü genellikle, ekonomik bir sistemin eldesi için çok yüksektir. Ara kaynatıcı veya yoğuşturucular sıcaklık yükünü düşürmek için yardımcı olabilir [2].

Ayrıca işletme basıncının değiştirilmesi ve kolon yüklerinin bölünmesiyle ısı entegrasyonu artırabilir (Şekil 3.27).

Şekil 3.26(a) kolon basıncının artırılmasıyla yoğusturucu sıcaklığının, darboğaz sıcaklığı altından darboğaz sıcaklığı üzerine doğru kaydırılmasını göstermektedir. En yüksek kolon basıncını sınırlayan faktörler de en sıcak ısıtma servis akımı ve yüksek sıcaklık gibi ayrışmalardır.

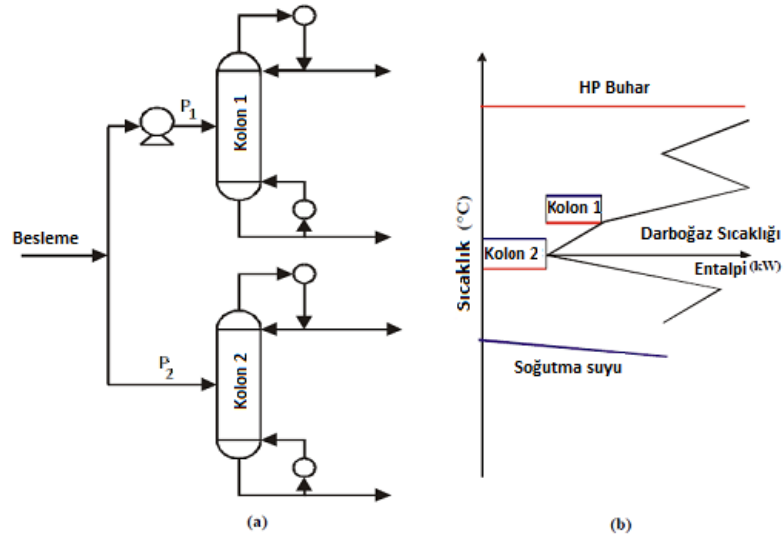


Şekil 3.25 Kolon optimizasyonu kapsamı [16]



Şekil 3.26 Isı entegrasyonunu artırmak için kolon basıncını değiştirme [6]

Kolon işletme basıncının artırılması, kaynatıcı ve yoğuşturucu basıncının daha yüksek sıcaklıklara kaydırılmasına ve yan proseslerle ısı entegrasyonunun artırılmasına olanak sağlar (Şekil 3.26). Bu durum çift etkili destilasyona genişletilebilir. Çift etkili destilasyon iki kolondan oluşur ve kolonlar tek bir kolonun yükünü paylaşırlar. Şekil 3.27(a)'da gösterilen 1 nolu kolonun basıncı artırılması kolonun yan proseslerle entegre olmasına olanak verir. Destilasyon yükü iki kolon arasında bölünmüştür. Kolon yan proseslerle entegrasyon için daha yüksek basınçta çalıştırılmaktadır. Geri kalan destilasyon yükünün (kolon 2) entegrasyonu için ekonomik olurluğun ötesinde daha büyük basınç gereklidir.



Şekil 3.27 Yan proseslerle bölünmüş bir kolon yükünün ısı entegrasyonu için çift etkili destilasyon [6]

Uygun kolon değişiklikleri ile;

- Enerji verimliliği artırılabilir,
 - Servis akım gideri azaltılabilir.
 - Isı geri kazanımı artırılabilir.
 - Yeni ısı entegrasyon fırsatları ile karşılaşılabılır.
- Sermaye yatırımı azaltılabilir (artırılmış itici kuvvetler),
- Darboğazın aşılmasına yardımcı olunur.

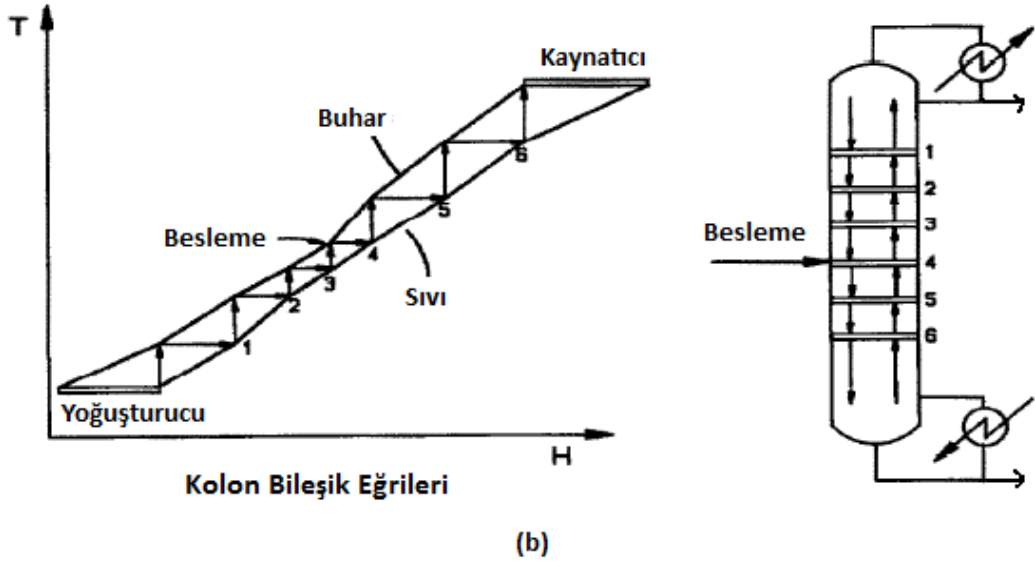
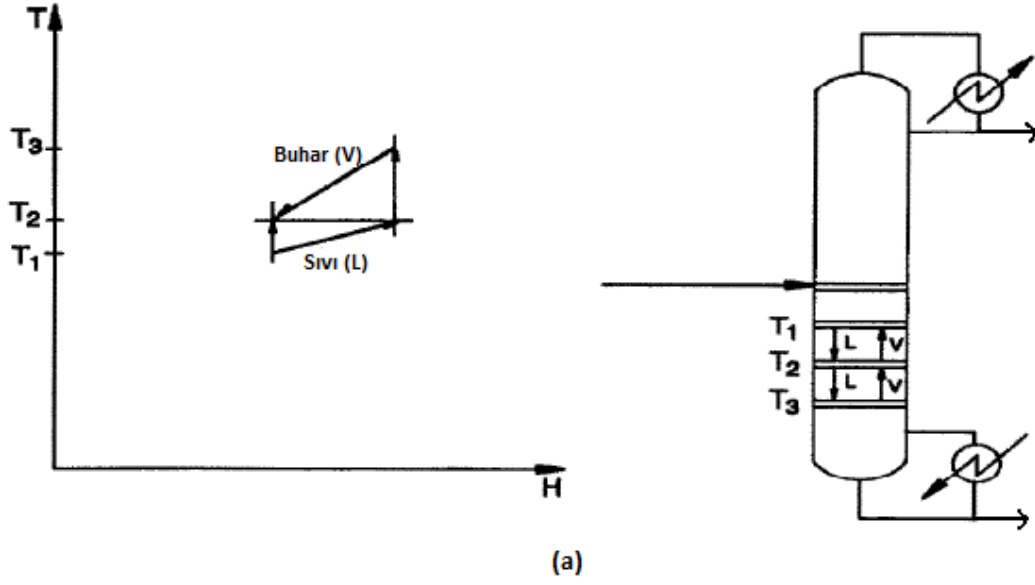
Tüm bu değişiklikler yapılırken sermaye ve işletme giderleri arasındaki dengelemeler dikkate alınmalı ve dengeleme sonucu değişikliklerin yararlı ya da gereksiz olup olmadığı incelenmelidir.

3.3.4 Kolon Bileşik Eğrisi

Değişikliklerde amaçlanan kolondaki fazla itici gücün azaltılmasıdır. Değişikliklerin raf sayısına etkisinin görülmesi için Şekil 3.28(a) göz önüne alınabilir.

Şekil 3.28(a) T_2 sıcaklığındaki bir raf için itici gücü göstermektedir. Buhar T_3 sıcaklığında daha düşük bir raftan yükselir ve T_1 sıcaklığında olan bir önceki raftan gelen sıvı ile karışır. Karışmanın sonucunda buhardan sıvı akıma entalpi aktarımı olur ve sonuç olarak ısı ve kütle aktarımı itici gücü kaybı olur. Karışımın sıcaklığı T_2 'dir ki bu rafın sıcaklığıdır. Bu oluşum her raf için tekrar edilir. Bütün oluşum Şekil 3.28(b)'de gösterilmektedir. Bu çizime 'Kolon Bileşik Eğrisi' (CCC) denir.

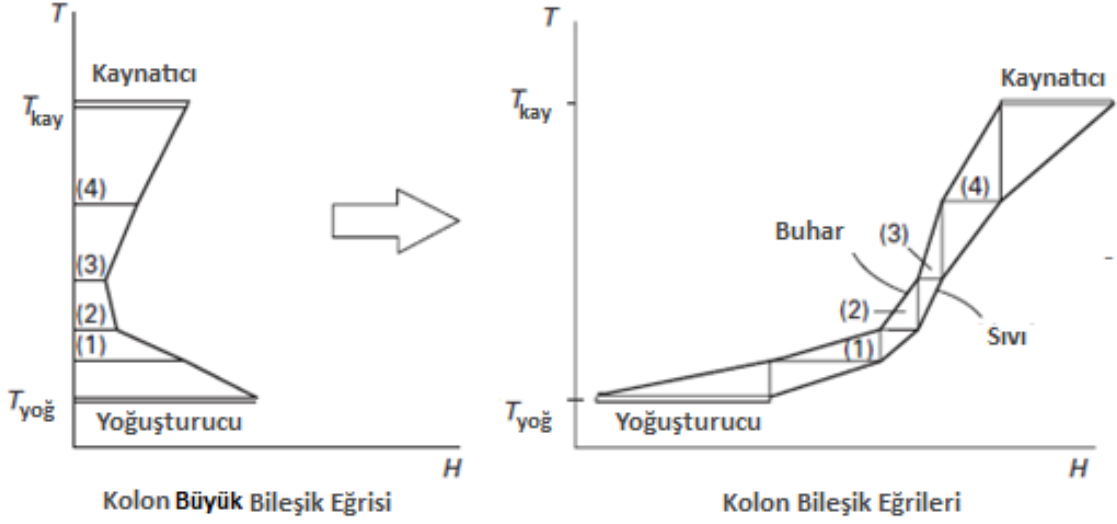
CCC kolonun farklı bölgelerindeki raf dağılımını tarif eder. Buhar ve sıvı bileşimler arasındaki bölge, kolondaki birleştirilmiş ısı ve kütle aktarım kaybını temsil eder. Raf sayısı artırılırsa CCC daha dar olur. Bu durum CCC'nin kolondaki raf sayısı ile itici kuvvetler arasında bir ilişki sağladığını göstermektedir [17]. CCC buhar ve sıvının kolonda aşağı ve yukarıya dolaşmasını tanımlar ve kullanılabilir kuvvetleri tarif eder [2].



Şekil 3.28 a) Tek bir raf boyunca entalpi değişimi b) Kolon bileşik eğrisi (CCC) [17]

3.3.4.1 CCC ve CGCC Arasındaki İlişki

CGCC, harici ısı kaynağı ve ısı kuyularının kullanımının belirlenmesini sağlar ayrıca ara yoğuşturucu ve kaynatıcılarda olan ısı yüklerinin nasıl olması gerektiğini belirtir; CCC de kolon dahili proseslerinin, itici kuvvetlerin ve sermaye tutarlarının yorumlanmasına yardım eder. Hem CGCC hem CCC, tasarımcıya teknik yapılabilirlikle birlikte ekonomiyi (geri akış oranı) de dikkate almasına izin verir.



Şekil 3.29 Kolon büyük bileşik eğrisi ve kolon bileşik eğrisi [17]

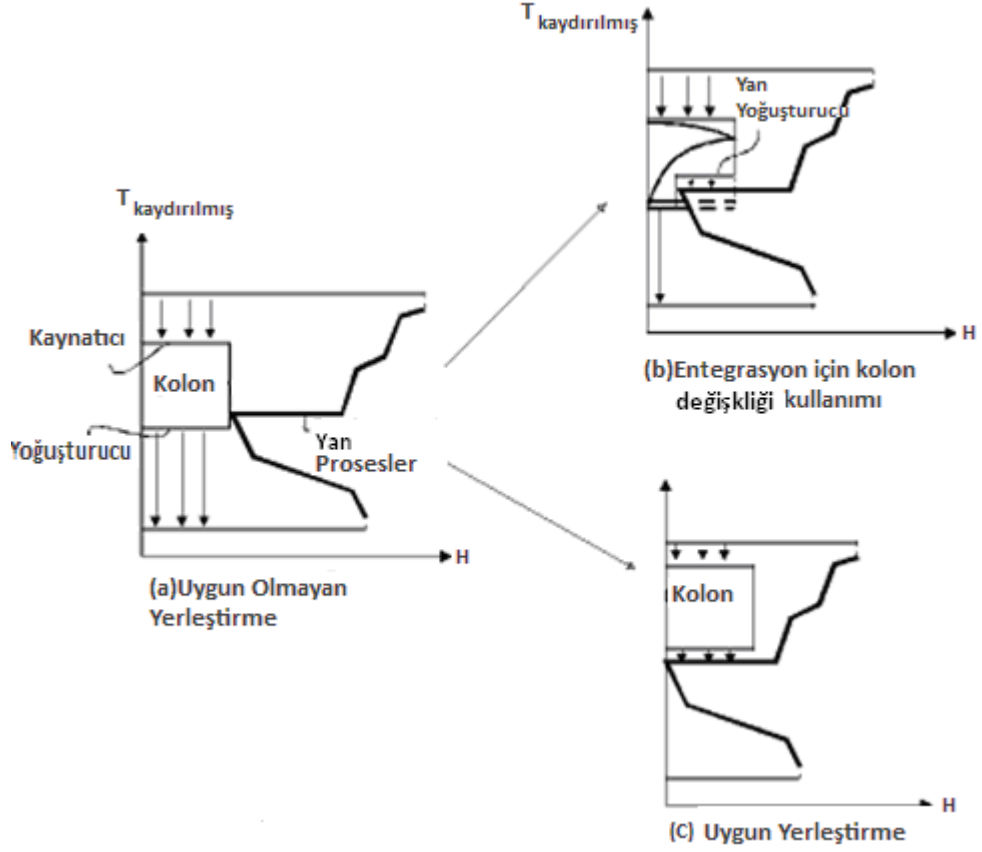
Görüldüğü üzere CGCC ve CCC darboğaz analizinde birbirleriyle ilişkilidir. CCC, CGCC'den elde edilebilir (Şekil 3.29).

CGCC ile dikey eksen arasındaki yatay uzaklık, CCC ile olan yatay uzaklık ile aynıdır. CCC ile dikey eksen arasındaki alan CGCC ile sıcaklık eksenini arasında olan alana eşittir, ısı ve kütle aktarımı kaybını temsil eder.

CGCC kolon optimizasyonu değişiklikleri için enerji hedeflerini sağlarken CCC tasarımcıya değişikliklerin raf sayısı üzerindeki etkisinin belirlenmesine olanak verir, örneğin sermaye tutarları hakkında. CGCC ve CCC'nin kombine olarak kullanılması, hedefleme aşamasında önerilen kolon değişikliklerine, enerji ve sermaye tutarının eklenmesi hakkında bir değerlendirme sağlar. CGCC ve CCC birlikte, tasarım yolunda en umut verici tasarım seçeneklerini tanımlar [17].

3.3.5 Destilasyon Kolonlarının Yan Proseslerle Entegrasyonu

Bir ısı değiştiriciyle kolon entegrasyonu söyleminden kastedilen; kolon ısıtma/soğutma yükleriyle, proses ısıtma/soğutma yükleri veya servis akımları arasında bir bağlantının anlatılmasıdır. Şekil 3.30 yan proseslerle uygun kolon entegrasyonu için ilkeleri özetlemektedir.



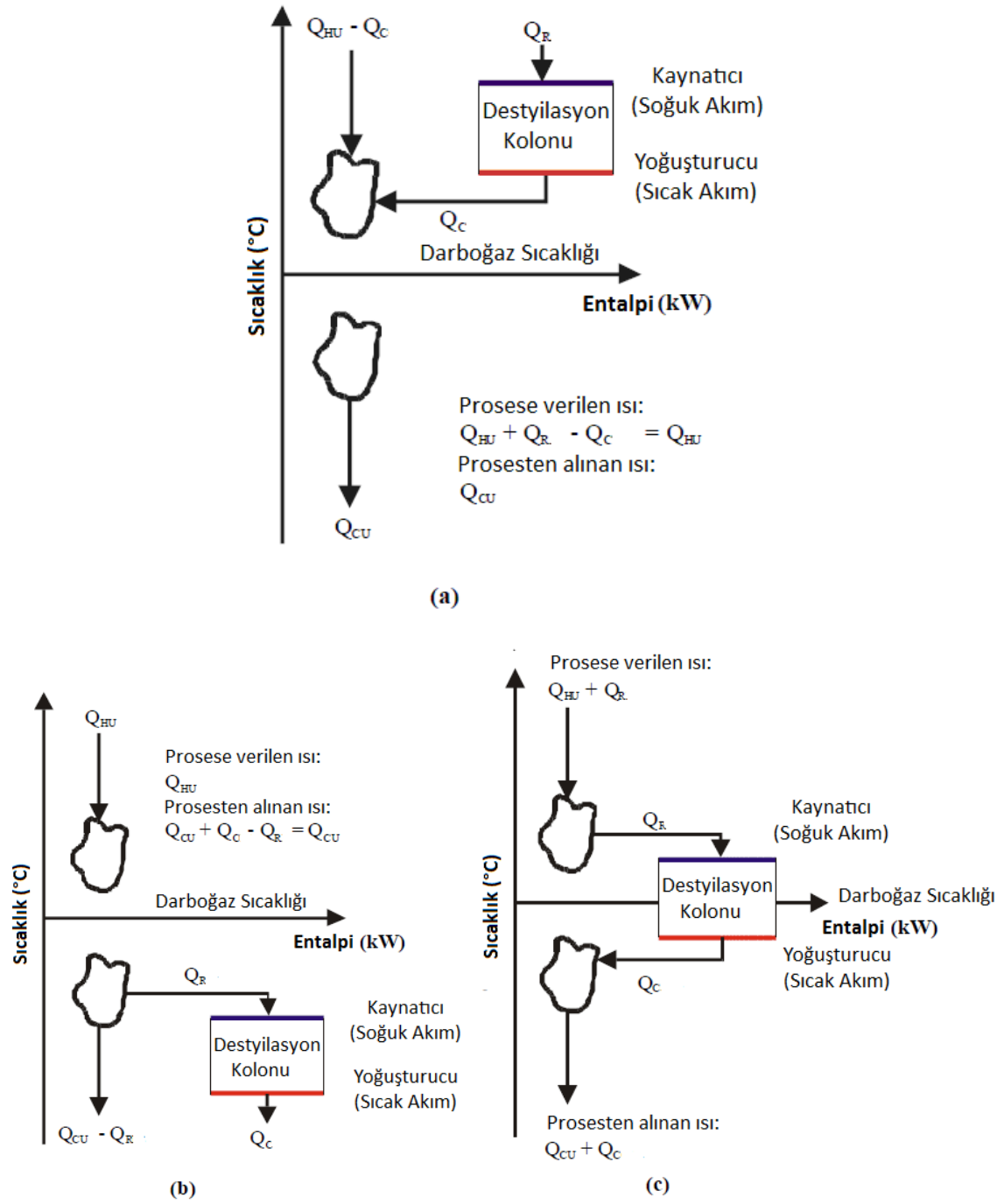
Şekil 3.30 Bir destilasyon kolonu ile yan proseslerin uygun entegrasyonu

Şekil 3.31 darboğaz sıcaklığına göre destilasyon kolonunun büyük bileşik eğride olası üç yerleşimini göstermektedir. Şekil 3.31(a)'da hem yoğuşturucu hem kaynatıcı darboğaz sıcaklığı üzerindedir. Burada kaynatıcı, prosesten veya servis ısıtma akımlarından sağlanacak ek Q_R kadar ısı gerektirir ve yoğuşturucu, darboğaz sıcaklığı üzerinde prosesin kullanması için Q_C kadar ısı salar. Böylece, toplam ısıtma ve soğutma servis akımı miktarı değişmeden kalabilir. Yan prosesler kolonun servis akımı isteğini destekler.

Şekil 3.31(b) kaynatıcının, prosesten Q_R kadar ısıyı uzaklaştırdığını ve yoğuşturucunun prosese veya soğutma servis akımlarına Q_C kadar ek ısı saldığını gösterir. Tekrar, proses üzerinde ve altında net ısı gereksinimi uygun olarak Q_{HU} ve Q_{CU} 'da kalmaktadır.

Bununla birlikte, Şekil 3.31(c) darboğaz sıcaklığı ortasında entegre edilmiş kolonu ve bununla darboğaz sıcaklığı üzerinde kaynatıcı yükü tarafından ısıtma servis yükünün

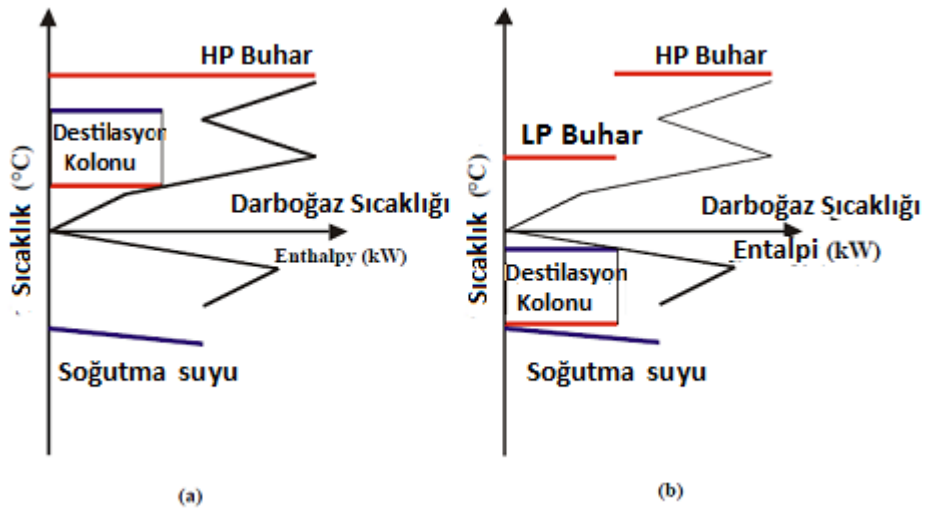
arttığını, Q_R , ve darboğaz sıcaklığı altında yoğuşturucu yükü tarafından soğutma yükünün arttığını, Q_C , ispat etmektedir.



Şekil 3.31 Destilasyon kolonu yerleşimi a) Darboğaz üstünde b) Darboğaz altında c) Darboğaz ortasında

Şu sonuca varılmaktadır ki, maksimum ısı entegrasyonu için yoğuşturucu ve kaynatıcının darboğaz sıcaklığının aynı tarafında çalıştırılması gerekir. Bununla birlikte, pratikte, yan proseslerle entegre edilmiş yoğuşturucu ve kaynatıcılı destilasyon

kolonlarının çalışmaya başlatılması ve kontrol edilmesi zordur. Şekil 3.32(a) tamamen darboğaz sıcaklığı üzerinde çalıştırılan destilasyon kolonunu göstermektedir, burada yoğuşturucu basitçe yan proseslerle entegre edilmiş ve ısıtma servis akımları kaynatıcıya verilmiştir. Tersine, Şekil 3.32(b) tamamen darboğaz sıcaklığı altında çalıştırılan destilasyon kolonunu göstermektedir. Yan proseslerle entegre edilmiş destilasyon kolonu hem tamamen darboğaz sıcaklığı üstünde hem de tamamen darboğaz sıcaklığı altında, çalışmaya başlama kolaylığı sağlar [6]

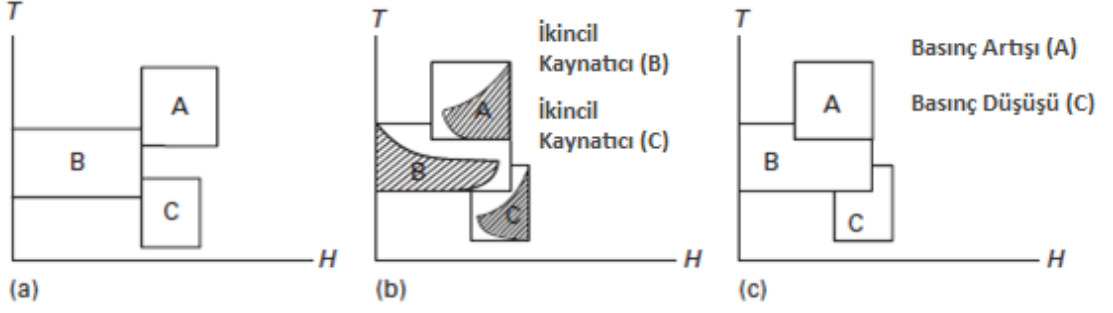


Şekil 3.32 Yan proseslerle entegre edilmiş destilasyon kolonu

Bütün değişiklikler ve entegrasyonlar için;

Bu bilgilerin darboğaz analizine dahil edilmesi için destilasyon kolonunun kutu temsili yerine doğrudan CGCC konulabilir. Çift etkili kolonlar için Şekil 3.33(a) kutu temsili, entegrasyon için A kolonunun basıncının artırılmasını ve C kolonunun basıncının düşürülmesini belirtmektedir. Aynı problem, kolon profilleri bakımından göz önüne alındığında Şekil 3.33(b) bu durum için tamamen farklı bir değerlendirme vermektedir; B kolonunda bir ikincil kaynatıcı A kolonu ile B kolonu arasında entegrasyonu sağlar ve C kolonunda bir kaynatıcı B kolonu ile C kolonu arasında entegrasyona olanak verir. Ve bunların hiçbiri için basınç değiştirmeye gerek yoktur. Açıkça, bu daha ilgi çekici bir öneridir. Bununla birlikte kolon profillerinin sağladığı diğer bir kolaylık, ısının tamamının üretildiği sıcaklıkta kullanıldığı ve pratikte entegrasyona ulaşmak için çok karmaşık ekipmanlar gerektiren durumda ideal termodinamik durumu temsil

etmesidir. Bu, bir ara kaynatıcı için uygun sıcaklığın CGCC'den çıkarılması ve sonra kolayca kutu temsili ile modifiye edilebilmesi anlayışını getirir. Şekil 3.33(c)'de gösterilmektedir.



Şekil 3.33 Çoklu destilasyon kolonları a) Kutu temsili b) Kolon profilleri temsili
c) Değişiklikler sonrası kutu temsili [2]

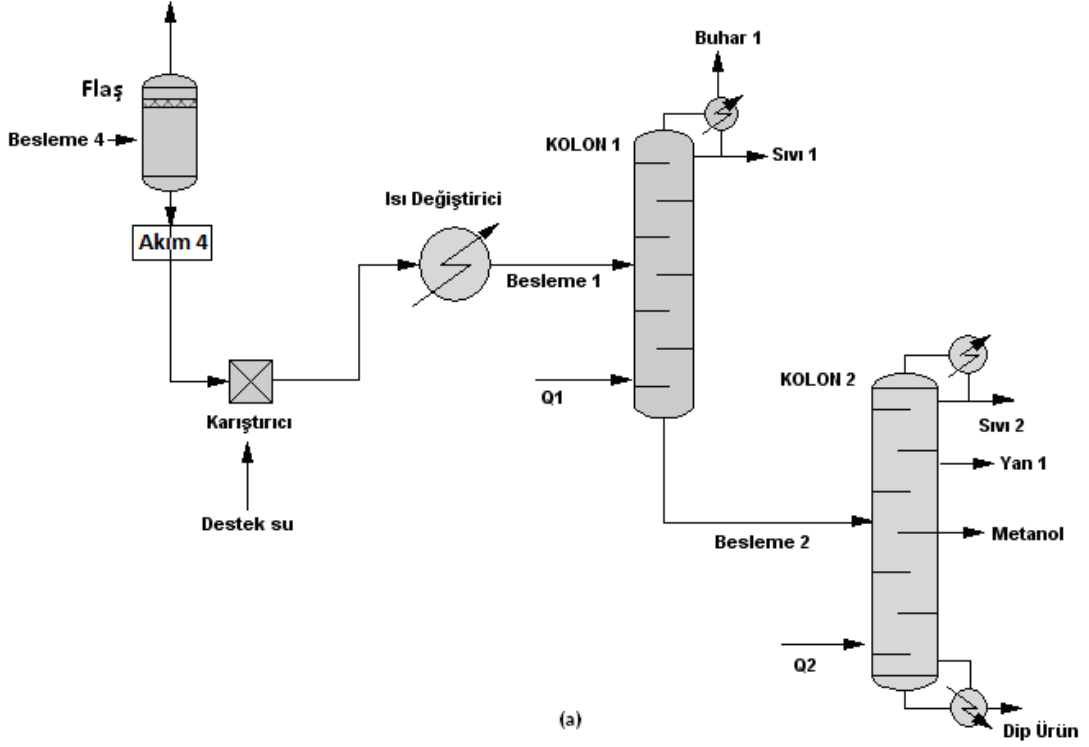
BÖLÜM 4

ÖRNEK ÇALIŞMA

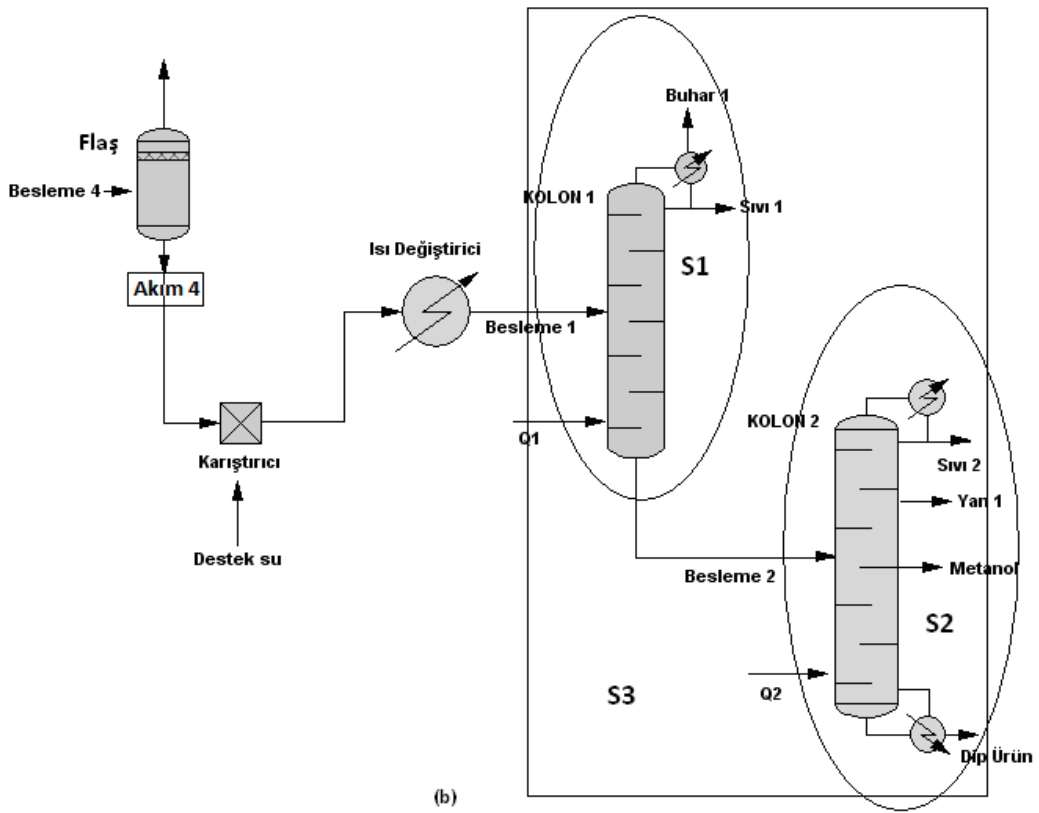
KURULU DESTİLASYON KOLONU OPTİMİZASYONU İÇİN DARBOĞAZ ANALİZİ

Bu kısımda kurulu bulunan destilasyon kolonlarının enerji optimizasyonu için darboğaz analizi incelenecektir. Daha önceki bölümlerde darboğaz analizi teorik olarak anlatılmış ve destilasyon kolonunda darboğaz analizinin uygulanması ile enerji tasarrufunun öngörüldüğü bildirilmiştir. Bu bölümde, analizin teorikten çıkıp pratik bir uygulamasını göstermek yani kurulu bulunan gerçek kolonlara analizin uygulanarak ne ölçüde tasarruf elde edilebileceğine bir örnek teşkil etmek amacıyla Yaşar Demirel'in literatürde yer alan "Retrofit of Distillation Columns Using Thermodynamic Analysis" adlı çalışması ve sonuçları verilmiştir.

Sözkonusu destilasyon kolonları bir metanol saflaştırma ünitesinde bulunan kolonlardır. Metanol üretiminde, ayırma bölümünde metanolün saflaştırılmasında destilasyon kolonlarından yararlanır. Metanol üretiminin ayırma bölümünün ve analiz edilen destilasyon kolonlarının bir görünümü için Chemcad programıyla Şekil 4.1 çizilmiştir. Şekil 4.1(a) ve 4.1(b) sırasıyla metanol üretimi ayırma bölümünü ve ayırmada verimlilik için alt sistem kullanımını göstermektedir. Kolon 1; 51 raflıdır ve son rafa giden bir yan ısı akımı vardır, tepede kısmi yoğuşturucusu ve 2. rafta bir ikincil yoğuşturucusu olup kaynatıcısı yoktur. Kolon 2; 95 raflıdır, 95. rafa giden bir yan ısı akımı, tam bir yoğuşturucu ve yüksek geri akış oranı vardır.



Şekil 4.1(a) Metanol üretim tesisinde ayırma bölümü



Şekil 4.1(b) Metanol saflaştırmada termodinamik verimlilik için alt sistem kullanımı:
S1-kolon 1; S2-kolon 2; S3-kolon 1 ve 2

Kolonun diğer bölümlerle entegrasyonu ve kolon 1'in ikincil yoğunlaştırıcısına rağmen, temel durum benzetiminden elde edilen bilgiler ışığında daha kârlı işlemlere gerek duyulduğu ve bunun için bazı değişiklikler yapılması gerektiği anlaşılmıştır. Kolon 1 için gerekli değişiklikler, besleme ön ısıtma ve 4. rafta bir ikinci yan yoğunlaştırıcıdan oluşmaktadır ve böylece ekserji kaybı %21.5 oranında azaltılmıştır. Kolon 2 değişiklikleri 87. ve 92. raflardaki iki ikincil kaynatıcıdır ve böylece toplam ekserji kaybı %41.3 azaltılmıştır. Değişikliklerden sonra termodinamik verimlilik kolon 2 için %4'ten %6.7'ye yükselmişken kolon 1 için %50.6'dan %55.4'e yükselmiştir. Önerilen değişiklikler ekserji kaybını, dolayısıyla enerji giderini azaltmıştır. Bu durum, metanol tesisindeki destilasyon kolonları için yapılacak değişikliklerin sabit sermaye tutarlarına rağmen daha kârlı olduğunu kanıtlar [18].

Mevcut bir kolon performansının, nicel olarak, potansiyel enerji tasarrufunun araştırılması için sıcaklık-entalpi ve raf sayısı-entalpi eğrileri çizilir ki bu büyük bileşik (CGCC) eğridir. Bunun dışında raf sayısı-ekserji kaybı eğrisi de çizilmektedir. CGCC her aşamada gerçek ve ideal işlemler için net entalpileri ayrıca soğuk ve sıcak servis akımı gereksinimini gösterir.

Ayrırma bölümü iki karmaşık seri kolondan oluşur. Kolon çok bileşenli besleme ve çoklu yan ürünlerle işletilmektedir ve tesisin diğer bölümlerinden gelen yan ısı akımlarını kullanmaktadır [18].

Kolon 1'in beslemesi yaklaşık 4,935 atm (5 bar) basınç ve 40°C'de flaş kolunundan çıkan sıvı ile su karışımıdır ve 14. rafta kolona girer. Beslemeye eklenen su (destek suyu) akış hızı ikinci kolonun dibinde metanol kaybını minimize etmek için ayarlanır. Besleme, 1. kolona 14. rafta girer ve 51. rafta 15.299 MW ikincil bir ısı akımı vardır. Bir geri döngü 1. ve 3. raflar arasındaki sıvı akışını bağlamaktadır. Besleme kolon 2'ye 60. rafta girmektedir ve 18.9 MW'lık yüke sahip ikincil ısı akımı 95. rafta girmektedir ve yüksek geri akış oranı vardır. Metanol ikinci kolonun bir yan ürünüdür [18].

Çizelge 4.1 reaktör çıkışı, besleme ve metanolün akım özelliklerini ve bileşimlerini vermektedir [18].

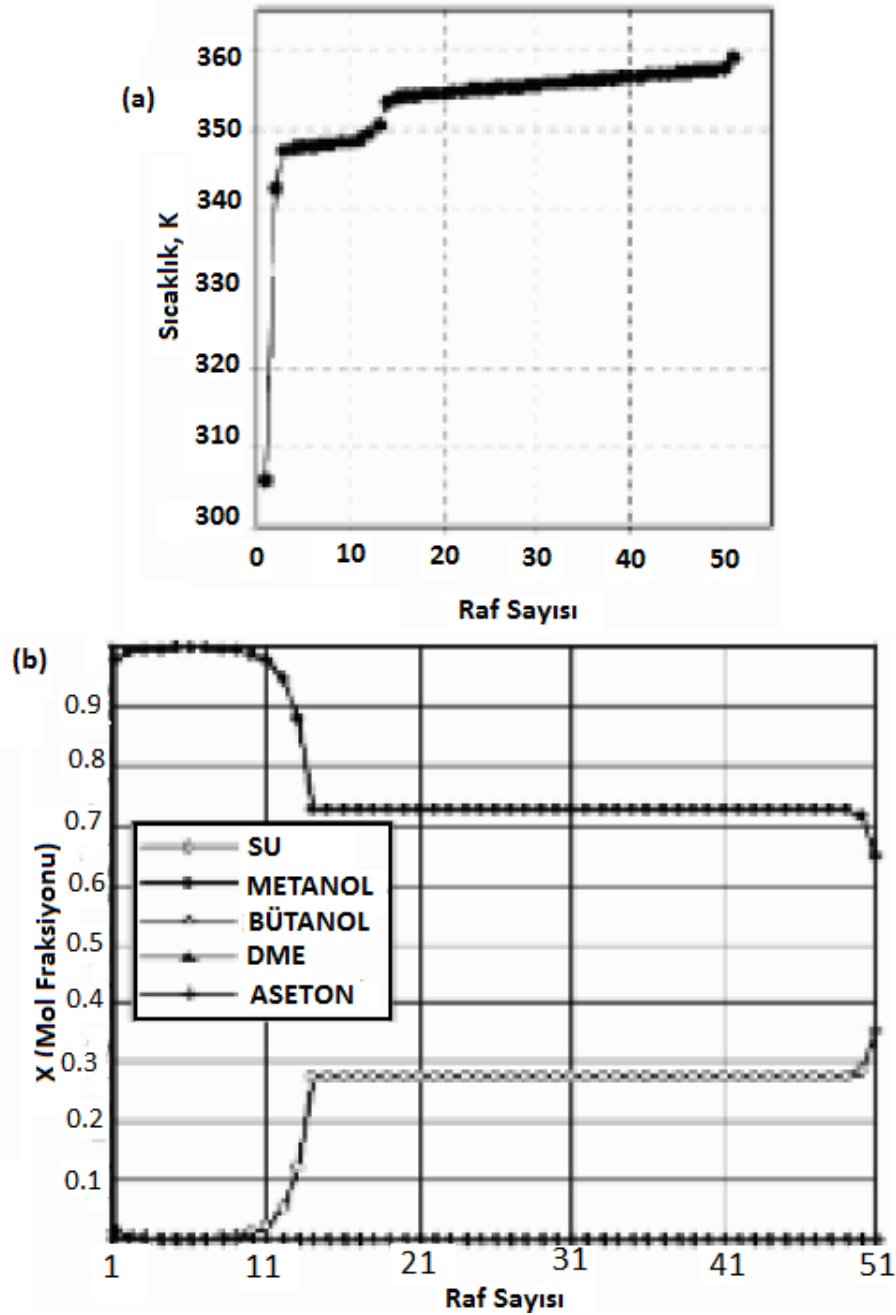
Çizelge 4.1 Akım özellikleri ve bileşimleri [18]

	Metanol Reaktör Çıkışı	Flaş Kolonu Sıvı Çıkış (Akım 4)	Besleme 1	Besleme 2	Metanol
Sıcaklık (°C)	258.5	45.0	43.7	85.8	75.1
Basınç (bar)	83	75.6	5	1.8	1.5
Buhar Fraksiyonu	1.0	-	-	-	-
\dot{n} (kmol/h)	27170.06	2655.32	3029.28	2995.14	1925.59
Mol Fraksiyonlar					
CO	2.988E-02	1.547E-04	1.562E-06	5.108E-27	0.000E+00
CO ₂	1.060E-01	2.557E-02	8.777E-03	1.917E-24	0.000E+00
Hidrojen	4.559E-01	1.082E-03	4.687E-06	1.407E-26	0.000E+00
Su	2.300E-02	2.300E-01	3.481E-01	3.521E-01	2.173E-20
Metanol	7.828E-02	7.345E-01	6.422E-01	6.476E-01	1.000E+00
Metan	3.035E-02	8.055E-03	4.273E-04	1.000E-33	0.000E+00
Azot	3.225E-02	3.858E-05	9.021E-07	1.362E-021	0.000E+00
Bütanol	3.100E-05	3.008E-04	2.633E-04	2.663E-04	1.419E-35
Dimetil Eter	6.342E-05	5.835E-05	3.857E-05	5.678E-21	0.000E+00
Aseton	2.066E-05	1.100E-04	9.413E-05	1.119E-06	1.740E-06
Etan	6.158E-06	6.135E-07	1.163E-07	1.000E-33	0.000E+00
Propan	4.851E-10	1.034E-10	3.588E-11	1.000E-33	0.000E+00

Normalde destilasyonda karışımdan, ısı ve kütle aktarımının sonucundaki sonlu ayırımlardan, basınç düşüşünden, iç raf tasarımından ve kolonların kurulumundan kaynaklanan kaçınılmaz kayıplar vardır.

Kolon 1

Çizelge 4.2’de gösterilen temel durumda, kolon 51 raflıdır, tepedeki kısmi yoğuşturucu yükü 1.372 MW ve 2. raftaki ikincil yoğuşturucu yükü 8.144 MW’tır. Kaynatıcısı yoktur ve son rafına tesisin ikinci bölümünden gelen 15.299 MW yüklü bir yan ısı akımına sahiptir. Çizelge 4.2 kolon 1 için mevcut durum ve optimizasyon sonrası işletme parametrelerini kıyaslamaktadır [18].



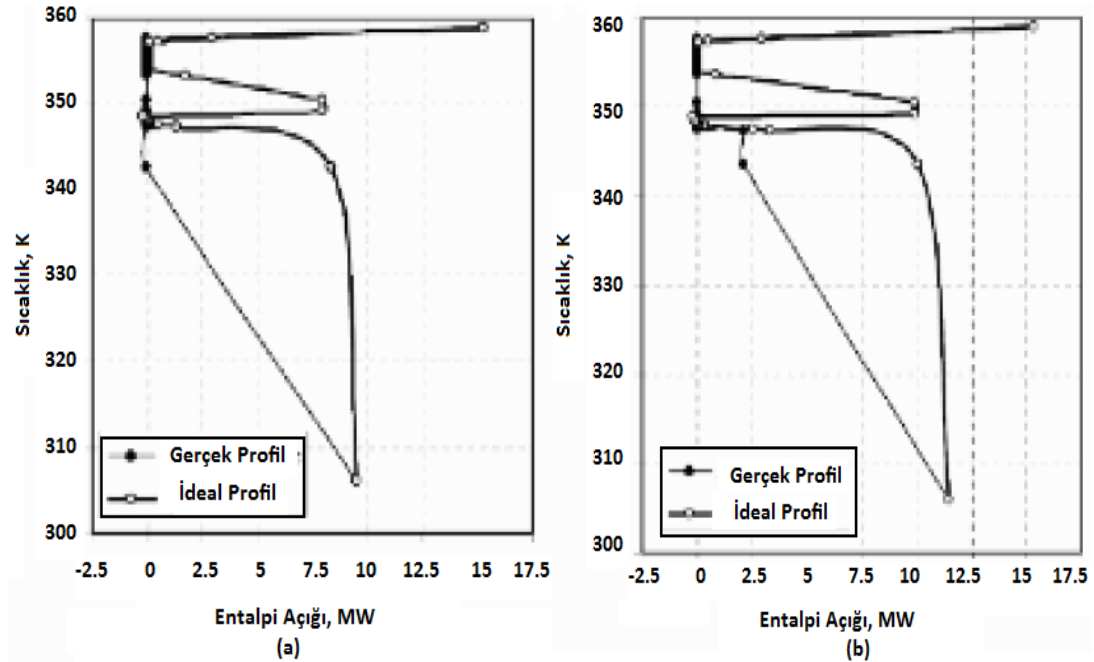
Şekil 4.2 Kolon 1 için a) Sıcaklık profili b) Sıvı mol fraksiyonu profili [18]

Çizelge 4.2 Kolon 1 için birinci ve ikinci tasarım işletme parametrelerinin kıyaslaması

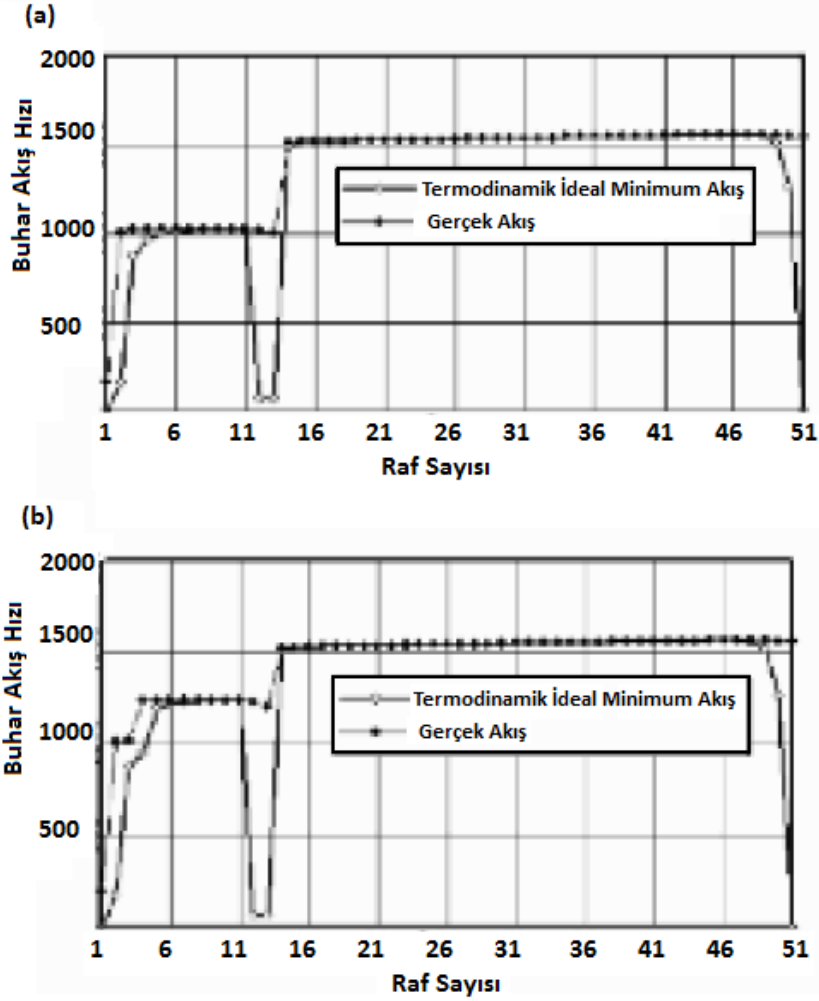
[18]

Parametre	Tasarım 1 (Temel durum)	Tasarım 2 (Kurulu tesis optimizasyonu)
Raf sayısı	51	51
Besleme rafı	14	14
Besleme sıcaklığı (°C)	43.7	65.0
Geri akış oranı	3.7	4.5
Yoğuşturucu yükü (MW)	1.372	1.691
Tepe ürün debisi (kmol/h)	34.14	34.14
Yoğuşturucu sıcaklığı (°C)	32.7	32.7
1. Yan yoğuşturucu rafı	2	2
1. Yan yoğuş. yükü (MW)	8.144	7.700
2. Raf sıcaklığı (°C)	69.4	70.3
2. Yan yoğuş. rafı	-	4
2. Yan yoğuş. yükü (MW)	-	2.100
4. Raf sıcaklığı (°C)	74.4	74.4
Isı akımı (Q1) yükü (MW)	15.299	15.299
Isı akımı (Q1) rafı	51	51
Isı akımı (Q1) sic. (°C)	104.0	104.0
Kaynama hızı (kmol/h)	1551.28	1551.56
Dip ürün debisi (kmol/h)	2995.14	2995.14
Dip ürün sic. (°C)	85.8	85.8

Şekil 4.3 CGCC zenginleştirme bölümünde, ideal ve gerçek entalpi profilleri arasında önemli bir alan farklılığı olduğunu göstermektedir ki bu ikincil yoğuşurma için yapılabilecek değişiklik alanını belirtir. Üçüncü raftan sonraki sıcaklık değişiminin çok küçük ve 2. raftaki yoğuşturucunun mevcut olmasına rağmen 4. rafa 2.1 MW yüke sahip ikinci bir yan yoğuşturucu kurulmuştur. Şekil 4.3(b)'de gösterildiği gibi ikincil yoğuşturucu ideal ve gerçek entalpi profilleri arasındaki alanı küçültmüştür. Şekil 4.3 ayrıca kaynatıcı tarafında ani entalpi değişimini göstermektedir. Değişimin kapsamı yapılması gereken besleme ön ısıtma işlemini belirler. Bu nedenle kolon için ikinci bir değişiklik olarak 1.987 MW'lık yeni bir ısı değiştirici (Çizelge 4.2) kullanılmıştır ve besleme sıcaklığı 43.74°C'den 65°C'ye artırılmıştır. Şekil 4.4 değişiklikten sonra 2, 3 ve 4. raflarda buhar akış debisinin ideal akış hızını yakın takip ettiğini göstermektedir. 2.1 MW'lık yük, 15.299 MW'lık sıcak yük ve 9.51 MW'lık toplam soğuk yük arasındaki entalpi farkı aralığındadır (kısmi yoğuşturucu ve ikincil yoğuşturucu Çizelge 4.2'de gösterilmiştir). Mevcut ikincil yoğuşturucu yükü 8.144 MW'tan 7.7 MW'a düşmüştür ve böylece yeni toplam 11.49 MW'lık yük, önceki toplam 9.51 MW'lık yüke yakındır. Bu nedenle, değişiklik sonrası toplam tutar çok fazla değişmemiştir ve gerekli fazla raf sayısı için maliyet göz ardı edilebilecek seviyede olacaktır [18].



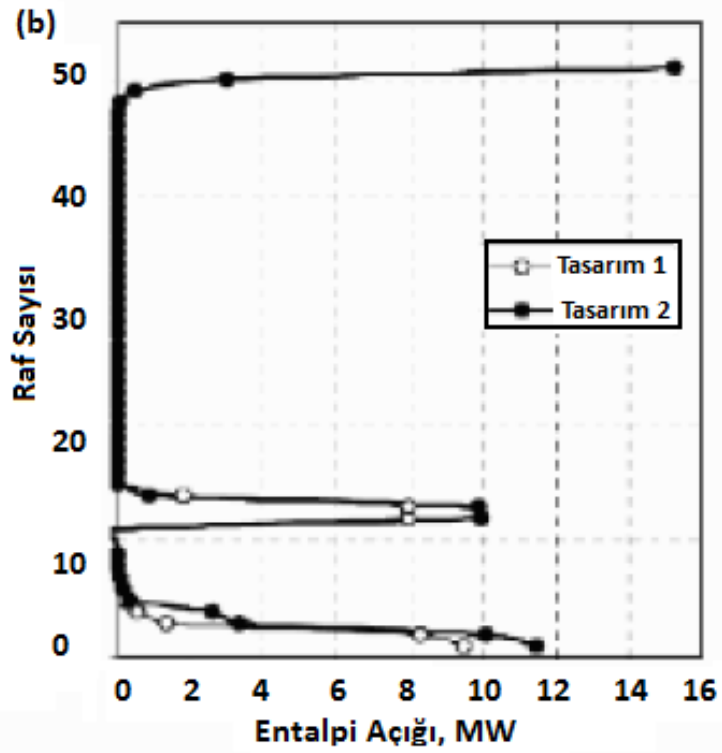
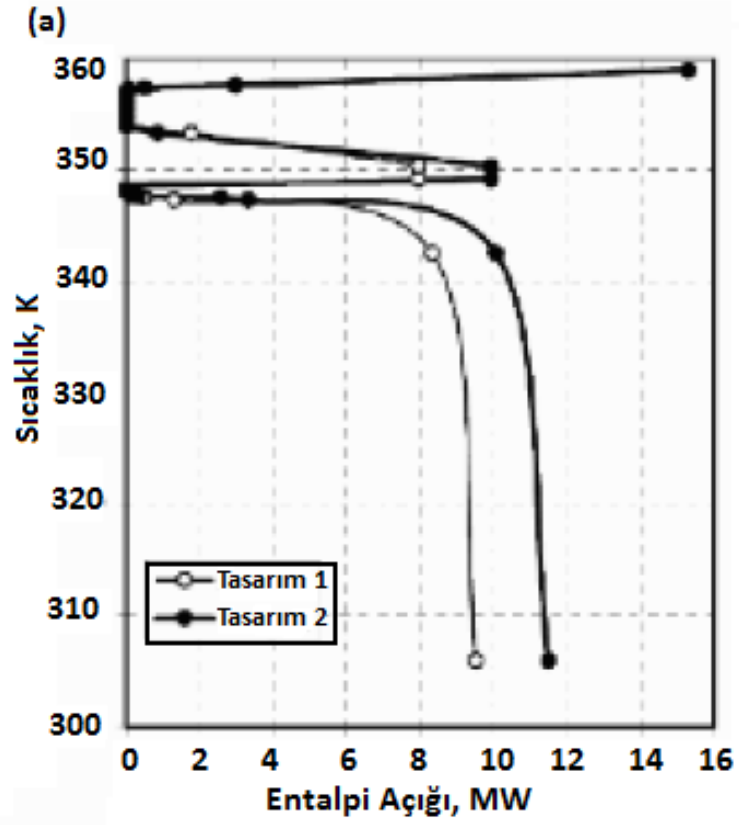
Şekil 4.3 Kolon 1 için sıcaklık-entalpi açığı eğrileri (CGCC) a) Tasarım 1 b) Tasarım 2 [18]



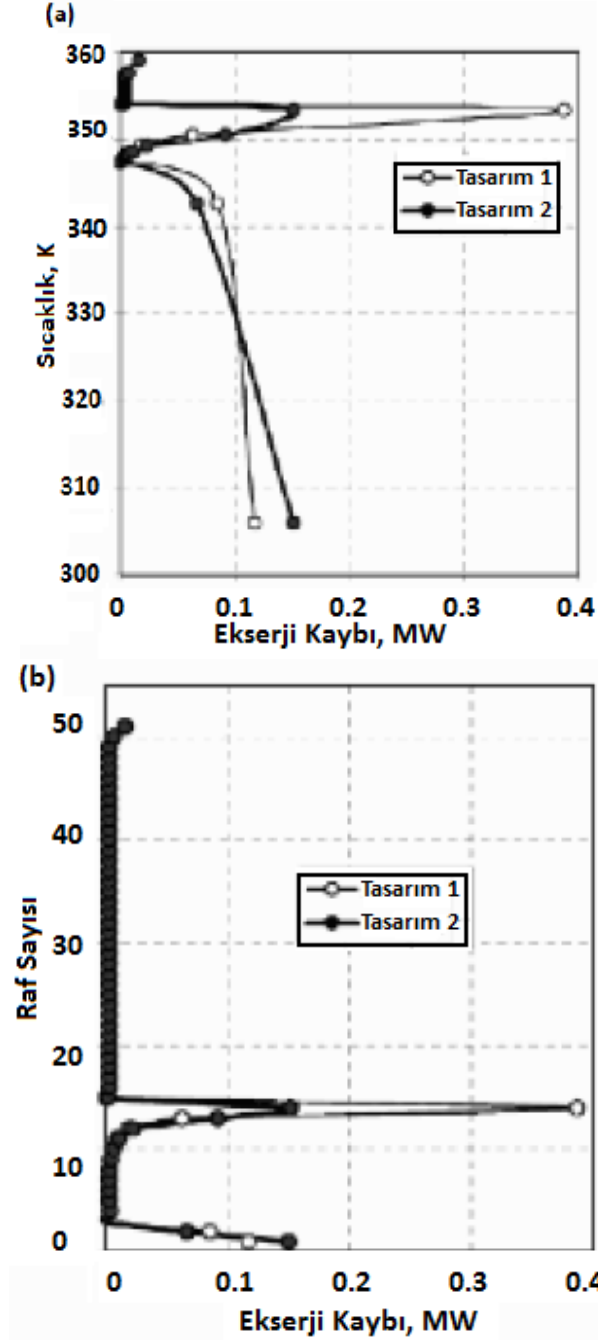
Şekil 4.4 Kolon 1 için buhar akış profilleri a) Tasarım 1 b) Tasarım 2 [18]

Şekil 4.5 temel durum ve kurulu tesis optimizasyonu tasarımları arasındaki kıyaslamayı göstermektedir. Sıcak ve soğuk yükler arasındaki fark daha düşüktür ve gerçek ile ideal profiller değişikliklerden sonra birbirlerine daha yakındır.

Ayrıca önerilen değişiklikler besleme rafı üzerinde (burada 80.18°C) ve kolon boyunca farklı sıcaklıktaki akımların karışması nedeniyle olan geri dönülmezliği azaltmayı amaçlamaktadır. Besleme rafı üzerindeki ekserji kaybı azalması %60'larda, 1. kolonda 0.3865 MW ve 2. kolonda 0.1516 MW gibi değerlerdedir. Bununla birlikte ikinci kolondaki kısmi yoğuşturucudaki ekserji kaybı %28'lere çıkmış ve 0.150 MW olmuştur ki 1. kolonda bu 0.117 MW'tır. Çizelge 4.5'in gösterdiği üzere toplam ekserji kaybındaki azalma veya geri kazanılan kullanılabilir enerji %21.5'tir ve tasarım 1 ve tasarım 2'de ekserji kaybı sırasıyla 0.837 MW ve 0.656 MW'tır. Çizelge 4.2 temel durum tasarımıyla kurulu tesis optimizasyonu tasarımını kıyaslamaktadır [18].



Şekil 4.5 Kolon 1 için kolon büyük bileşik eğrileri a) Sıcaklık-entalpi açığı eğrileri
b) Raf-entalpi açığı eğrileri [18]

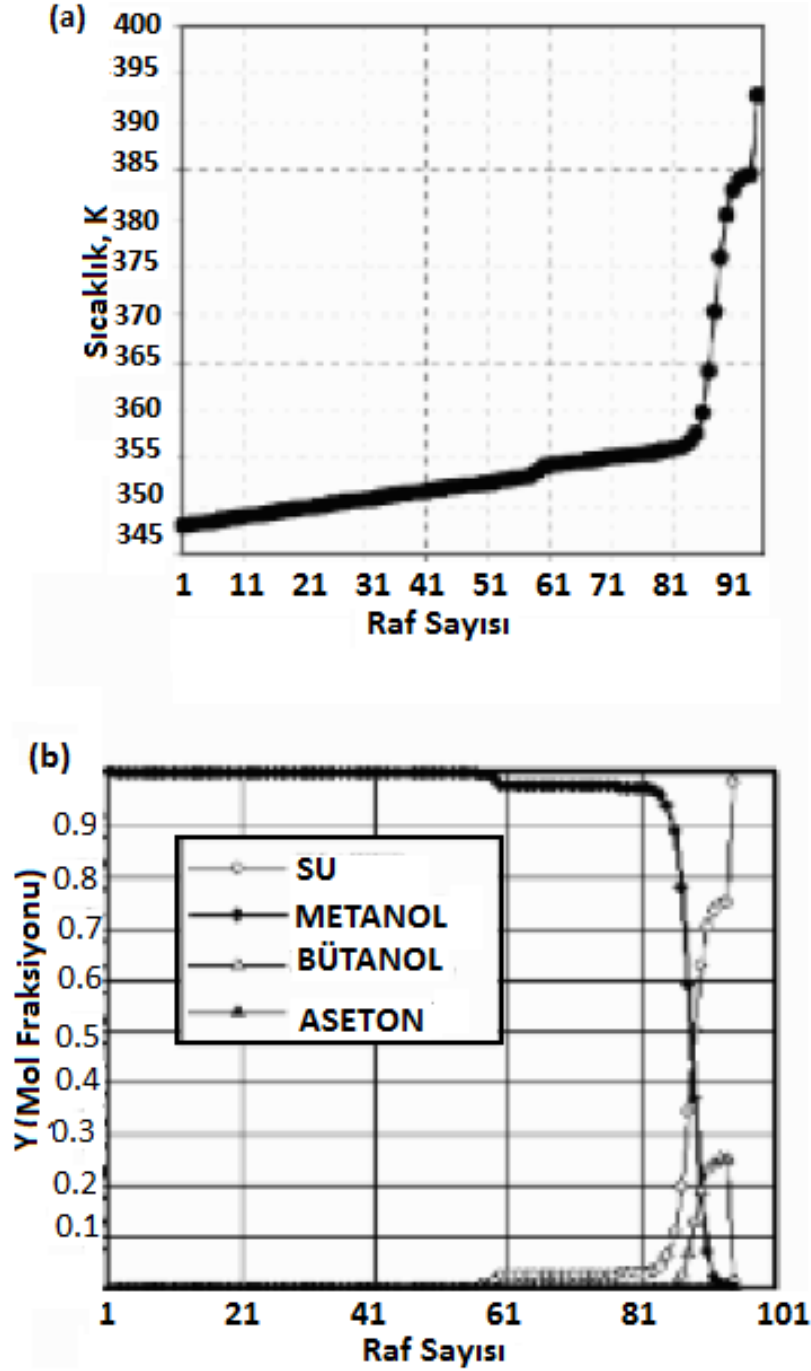


Şekil 4.6 Kolon 1 için ekserji kaybı profilleri a) Sıcaklık-ekserji kaybı profilleri
b) Raf-ekserji kaybı profilleri [18]

Kolon2

Çizelge 4.3 kolon 2 için mevcut durum ve optimizasyon sonrası işletme parametrelerini kıyaslamaktadır. Çizelge 4.3'te gösterilen temel durum tasarımında 2. kolon 95 raflıdır ve 281.832 MW yüklü bir tam yoğuşturucusu vardır. Yüksek geri akış oranıyla

çalıştırılmaktadır ve tesisin 2. bölümünden gelen 18.9 MW'lık yüke sahip yan ısı akımı kolona son raftan girmektedir. Yan ürünlerden biri metanoldür (Çizelge 4.1'de belirtilmişti ve 4. rafta 348.3 K'de çizilmişti). Sıcaklık profili 84. raftan sonra ani olarak yükselmektedir.



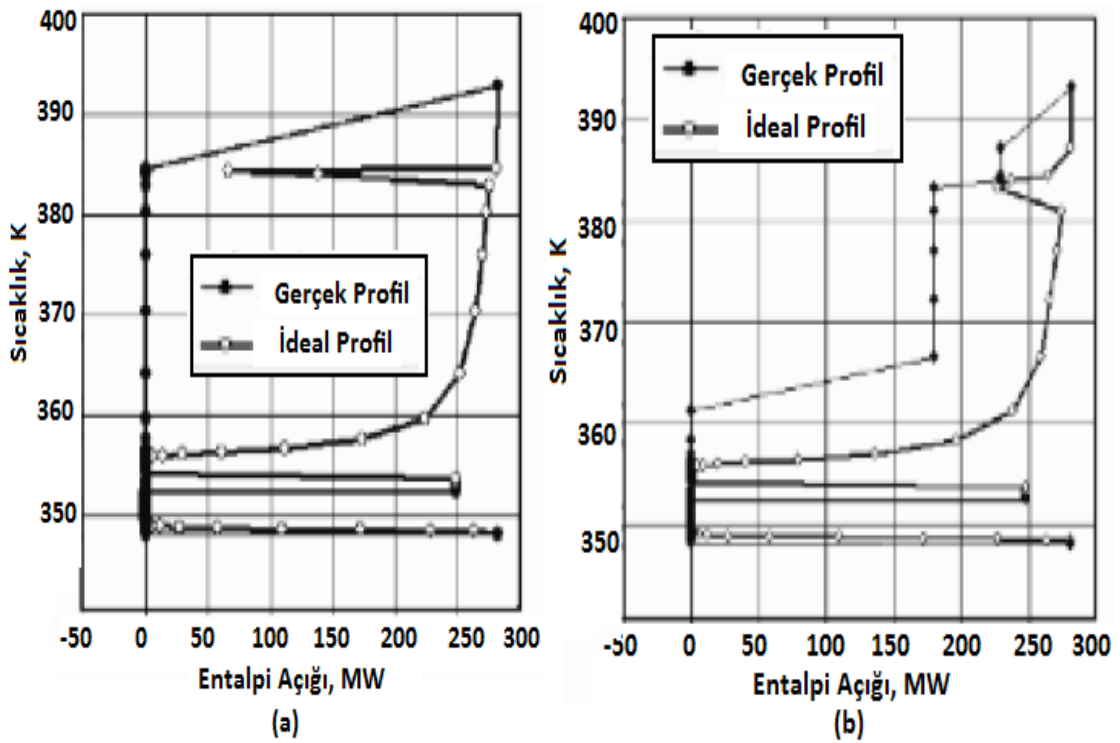
Şekil 4.7 Kolon 2 için a) Sıcaklık profili b) Sıvı mol fraksiyonu profili [18]

Çizelge 4.3 Kolon 2 için birinci ve ikinci tasarım işletme parametrelerinin kıyaslaması

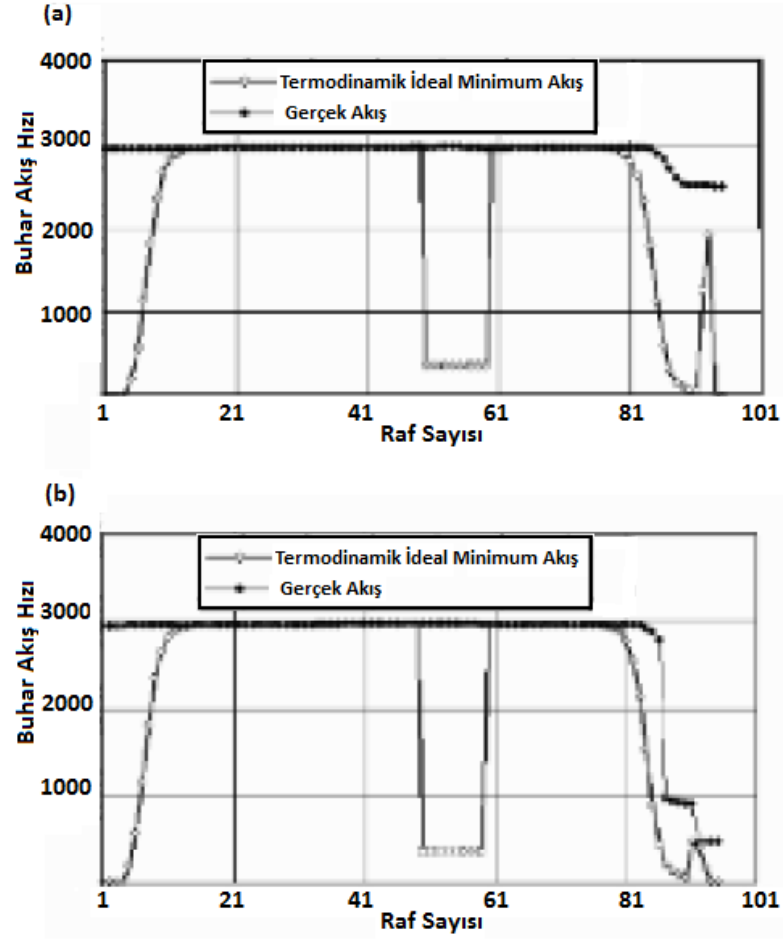
[18]

Parametre	Tasarım 1 (Temel durum)	Tasarım 2 (Kurulu tesis optimizasyonu)
Raf sayısı	95	95
Besleme rafı	60	60
Besleme sıcaklığı (°C)	85.8	85.8
Geri akış oranı	188765.0	188765.0
Yoğuşturucu yükü (MW)	281.832	281.832
Tepe ürün debisi (kmol/h)	0.15	0.15
Yoğuşturucu sıcaklığı (°C)	74.8	74.8
Kaynatıcı yükü (MW)	282.283	52.292
Kaynama hızı (kmol/h)	24890.68	4633.93
Dip ürün debisi (kmol/h)	1050.96	1049.66
Kaynatıcı sıcaklığı (°C)	119.7	120.0
1. Yan kaynat. rafı	-	87
1. Yan kaynatıcı yükü (MW)	-	180.000
87. Raf sıcaklığı (°C)	90.9	93.3
2. Yan kaynatıcı rafı	-	92
2. Yan kaynat. yükü (MW)	-	50.000
92. Raf sıcaklığı (°C)	110.9	110.9
Isı akımı (Q2) yükü (MW)	18.900	18.900
Isı akımı (Q2) rafı	95	95
Isı akımı (Q2) sic. (°C)	136	136

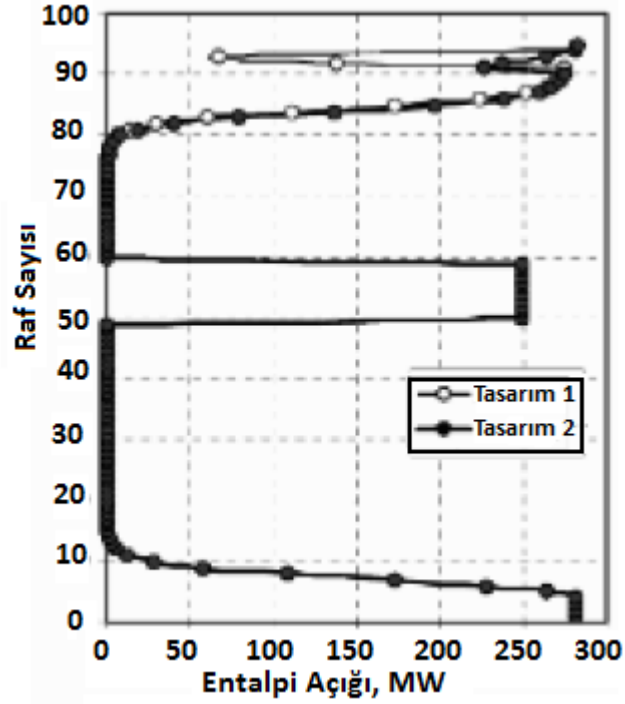
Şekil 4.8(a) darboğazı temsil eden besleme rafı üzerinde ideal ve gerçek entalpi profilleri arasındaki önemli alan farklılığını göstermektedir ve bu nedenle bu farklılığı azaltmak için uygun sıcaklıklarda bir ikincil kaynatıcıyı önermektedir. Mevcut kaynatıcı yükü 282.28 MW'tır (Çizelge 4.3). Bunun yanında 86. rafta bir yan ürün ve 95. rafta 18.9 MW'lık yüke sahip bir yan ısı girişi vardır. Bu nedenle 180 ve 50 MW'lık yüklere sahip iki ikincil kaynatıcının sırasıyla 87. ve 92. raflara eklenmiştir. Açıkça bu iki ikincil kaynatıcı mevcut kaynatıcı için kullanılan akımlardan daha düşük sıcaklıklarda kullanılacak ve daha ekonomik olacak ve daha az pahalı akımlar gerektirmektedir. Bu iki ikincil kaynatıcıyla, kaynatıcı yükü 282.3 MW'lık yükten 52.3 MW'lık yüke düşmektedir. İkincil kaynatıcılar için gerekli fazla raflar, entalpinin ani yükseldiği 84. raftan itibaren minimum olacaktır. Şekil 4.8(b) değişiklikler sonrası ideal ve gerçek entalpi profilleri arasında dikkate alınabilir alan azalmasını göstermektedir. Daha ötesi, ikincil kaynatıcılar 84. ve 95. raflar arasında ideal ve gerçek buhar akışları arasındaki boşluğu azaltmıştır ki burada sıcaklık değişimi ani olmaktadır (Şekil 4.9). Şekil 4.10'daki entalpi eğrisi ayrıca tasarım 1'e kıyasla kurulu tesis optimizasyonu tasarımının ideal işletmeye daha yakın olduğunu göstermektedir [18].



Şekil 4.8 Kolon 2 için sıcaklık-entalpi açığı eğrileri (CGCC) a) Tasarım 1 b) Tasarım 2 [18]



Şekil 4.9 Kolon 2 için buhar akış profilleri a) Tasarım 1 b) Tasarım 2 [18]



Şekil 4.10 Kolon 2 için kolon büyük bileşik eğrisi (CGCC) raf-entalpi açığı eğrisi [18]

Çizelge 4.4 ayırma bölümü sınırları için Aspen Plus benzetiminden elde edilen akımlarının bileşimlerini ve özelliklerini listelemektedir. Çizelge 4.4'teki bilgiler kullanılarak ayırma için gerekli minimum ekserji değeri ve tasarım 1 ile 2 için termodinamik etkinlikler tahmin edilmiştir ve Çizelge 4.5'te kıyaslanmıştır. Tahminler $T_0=298.15$ K üzerine temel alınmıştır. Şekil 4.1(b) Çizelge 4.5'te dikkate alınan alt sistemleri tanımlamaktadır. Ekserji kayıplarının azalması %21.5 ila %41.35 aralığındadır. Endüstriyel kolon işletmeleri için etkinliklerin genel olarak düşük olmasına rağmen, termodinamik etkinlikler kurulu tesis optimizasyonu tasarımında dikkate değer biçimde artmıştır. 1. kolon için etkinlik %50.6'dan %55.4'e, ikinci kolon için %4'ten %6.7'ye çıkmıştır [18].

Çizelge 4.4 Tesisin ayırma bölümü için akım özellikleri [18]

Akım	\dot{n} (kmol/h)	\dot{m} (kg/h)	T (K)	H (kJ/mol)	\dot{H} (MW)	S (J/molK)	X^a (kJ/mol)
^a $T_0 = 298.15$ K							
Besleme4	2655.32	76938.66	318.15	-252.82	-186.50	-215.49	-188.44
Destek Su	444.21	8002.62	313.15	-287.73	-355.00	-166.95	-237.77
Dip	1050.96	18955.20	393.17	-278.46	-81.29	-142.06	-235.93
Çıkan sıvı	2584.80	74607.84	318.85	-258.79	-181.24	-219.15	-187.05
Yan Akım 1	18.43	550.00	359.77	-244.99	-1.25	-207.77	-182.88
Sıvı 2	0.15	5.00	348.00	-233.10	-0.01	-224.70	-165.97
Buhar 1	33.8	1388.90	305.91	-347.23	-3.26	-21.15	-340.66
FF Gaz	70.25	2330.66	318.86	-268.86	-5.24	-32.75	-258.69
Metanol	1925.59	61700.40	348.29	-233.07	-124.70	-224.60	-165.97
Sıvı 1	0.34	11.10	305.91	-239.07	-0.02	-237.28	-168.19
Besleme 2	2995.14	81210.60	359.00	-249.61	-207.70	-192.77	-192.00
Besleme 1	3029.28	82610.60	323.15	-256.89	-216.20	-208.38	-194.68
Q1	-	-	377.00	-	15.29	-	3.19
Q2	-	-	409.00	-	18.90	-	5.12

Çizelge 4.5 Kurulu tesis optimizasyonu etkisinin değerlendirilmesi [18]

Tasarım 1 (Temel Durum)				Tasarım 2 (Kurulu Tesis Optimizasyonu)						
SİSTEM	\dot{X}_{min}	\dot{X}_{loss}	η %	\dot{X}_{min} ,MW	\dot{X}_{loss} ,MW	η %	\dot{X}_{loss} Tasarrufu**	% \dot{X}_{loss} Değişimi	Değişiklik FCC* (\$)	Elektrik Tasarrufu**
\dot{X}_{loss} : Aspen Plus Benzetiminden elde edilen toplam kolon ekserji kaybı *FCC: Sabit sermaye gideri **Temel alınan birim elektrik tutarı 0.060\$/kW-sa \dot{X}_{min} , \dot{X}_{loss} : MW ; Elektrik tasarrufu \$/yıl olarak verilmiştir.										
S1 Kolon1	0.856	0.837	50.6	0.815	0.656	55.4	0.179	21.5	183.500	89,578
S2 Kolon 2	1.136	26.979	4.0	1.135	15.847	6.7	11.133	41.3	409.000	5,558,829
S3 Kolon 3 (Kolon 1+2)	1.992	27.814	6.7	1.950	16.502	10.6	11.312	40.7	592.500	5,648,407

Ekonomik analizle, ekserji kaybı azalmasından dolayı elektrik tasarrufu ile değişikliklerin sabit sermaye giderleri (FCC) kıyaslanmıştır. FCC; ekipman maliyeti, maddeler, inşaat ve işçilikten oluşmaktadır. Çizelge 4.6 değişiklikler için gerekli ısı değiştiricilerinin yaklaşık FCC değerlerini göstermektedir. Tutarlar güncel kimya mühendisliği işletme maliyet indeksi kullanılarak hesaplanmıştır ve yaklaşık ısı aktarım alanları her bir yük için elde edilmiştir. Enerji tasarrufu tahminleri birim 0.06\$/kW-h elektrik maliyeti ve toplam 8322 saat/yıl işletme süresi üzerine temel alınmıştır. Maliyetler değişikliklerle ilişkilendirilmiştir ve her alt sistem için yıllık elektriğe eşdeğer ekserji kazanımı Çizelge 4.5'te kıyaslanmıştır. Bu, değişikliklerin etkili olduğunu ve yıllık elektrik tüketiminde dikkate değer miktarda enerji tasarrufu sağladığını göstermektedir [18].

Çizelge 4.6 Değişiklikler için yaklaşık sabit sermaye tutarları [18]

Isı Değiştirici	Tip	Yük (MW)	Basınç (bar)	Madde	Alan (m ²)	FCC** (\$)
* S/T Kabuk ve boru.						
**Yaklaşık sabit sermaye tutarı (Kimya Mühendisliği Tesis Maliyet İndeksi = 420 (20))						
Kolon 1 için Önısıtıcı	S/T* Sabit boru levha	1.9	5.0	Karbon Çelik	130	90,500
Kolon 1 için İkincil Yoğuşturucu	S/T* Sabit boru levha	2.1	1.5	Karbon Çelik	130	93,000
Kolon 1 için toplam tutar					183,500 \$	
Kolon 2 için 1.Yan yoğuşturucu	Manyetik Kafa	180	2.0	Karbon Çelik	600	294,000
Kolon 2 için 2.Yan yoğuşturucu	Manyetik Kafa	50.0	2.0	Karbon Çelik	170	115,000
Kolon 2 için toplam tutar					409,000 \$	

ÖRNEK ÇALIŞMA İÇİN SONUÇLAR

Termodinamik analiz, destilasyon kolonu benzetimi ile birlikte kullanılmakta ve mühendise mevcut tasarımda değişiklikler yapıp yapmaması gerektiği konusunda bilgi vermektedir. Ayrıca mühendise değişikliklerin etkisi hakkında bilgi sunmaktadır. Burada analiz, Yaşar Demirel'in "Retrofit of Distillation Columns Using Thermodynamic Analysis" başlıklı çalışmasında verdiği metanol üretiminin ayırma ünitesinde bulunan destilasyon kolonlarına uygulanmıştır. İlgili çalışmada önerilen değişiklikler 1. kolon için 4. rafta ek ikincil yoğuşturucu ve besleme ön ısıtma, 2. kolon için 87. ve 92. raflarda iki ikincil kaynatıcıdan oluşmaktadır. Değişikliklerin etkisi darboğaz analizi büyük bileşik eğrisi ve ekserji kaybı profilleri kullanılarak gösterilmiştir. Ayrıca sağlanacak enerji tasarrufu temelinde bir ekonomik analiz de gerçekleştirilmiştir.

Değişiklikler sonrası mevcut tasarım ideal tasarıma yakınlaşmış, yani ekonomik olarak ve enerji bakımından daha verimli hale gelmiştir. Termodinamik etkinlik de dikkate değer biçimde artmıştır [18]. Elde edilecek elektrik tasarrufu değişiklikler için yapılacak harcamaları kısa sürede karşılayacaktır. Çevresel şartların uyumlaştırılmasıyla değişiklik giderleri daha da azaltılabilecektir.

Destilasyon kolonlarında darboğaz analizi enerji tasarrufunda etkili bir yöntemdir. Bunun yanında darboğaz analizi, sadece enerji tasarrufu değil ayrıca tesislerin ekonomisini ve yasal çevresini etkileyen diğer birçok konuda da etkili anlayışlar

vermektedir.

Darboğaz analizini ve analizin destilasyon kolonlarında uygulanmasını detaylı olarak anlatan bu çalışma geniş literatür incelemesiyle Türkçe bir kaynak olarak hazırlanmıştır. Mühendislik çalışmalarında tasarımların yapılmasında temel olarak ele alınması gereken ekonomik şartlar bu yöntemle geliştirilebilir ve finansal darboğazlar aşılarak ekonomik olurluk sağlanabilir.

KAYNAKLAR

- [1] Kumana, J.D., (2002). "Pinch Analysis for Process Energy Optimization", Energy Engineering, 99(4):18-41.
- [2] Kemp, I.C., (2007). Pinch Analysis and Process Integration, Second Edition, Butterworth-Heinemann, Oxford.
- [3] Mathur, R.M., Thapliyal, B.P., Alok G., Dirit, S.S., Tyagi, S., Bhorale, V.K ve Kulkarni, A.G., (2004). "Process Integration through Pinch Analysis-A Concept", Central Pulp & Paper Research Institute Publications, Saharanpur.
- [4] Ajao, K.R., ve Akande, H.F., (2009). "Energy Integration Of Crude Distillation Unit Using Pinch Analysis", Researcher, 1(2):54-66.
- [5] The Chemical Engineers' Resource Page, Pinch Technology: Basics For The Beginners, <http://www.cheresources.com/pinchtech1.shtml>, 29 Ekim 2010.
- [6] Mann, J.G., (1999). Process Integration: Unifying Concepts, Industrial Applications and Software Implementation, Doktora Tezi, Faculty of the Virginia Polytechnic Institute and State University, Blacksburg.
- [7] CANMET Energy Technology Centre (CETC-Varenes), (2003). Pinch Analysis: For The Efficient Use, M39-96/2003E, Varenes (Quebec).
- [8] Raskovic, P., (2008). Process Integration Approach For Energy Saving and Pollution Prevention In Industrial Plants, Faculty of Technology Engineering, Leskovac.
- [9] Smith, R., (2000). "State Of The Art In Process Integration", Applied Thermal Engineering, 20:1337-1345.
- [10] Kumana, J.D. ve Al-Qahtani, A.H., (2005). "Optimization Of Process Topology Using Pinch Analysis", Saudi Aramco Journal Of Technology, Spring 2005, 14-23.
- [11] Linnhoff March, (1998). Introduction to Pinch Technology, Cheshire.
- [12] Manan, Z.A. ve Lee O.B., (2001). "A Software For Energy Optimization Using Pinch Analysis", XV. Symposium of Malaysian Chemical Engineers, 2001 (C2-2), Malaysia, 266-270.

- [13] Linnhoff, B. ve Hindmarsh, E., (1983). "The Pinch Design Method For Heat Exchanger Networks ", Science Direct - Chemical Engineering Science, 38(5):745-763.
- [14] Lucia, A., Distillation Tutorial III: Energy Requirements in Distillation Design, www.egr.uri.edu/che/Faculty/Lucia/Tutorials/tutorial3.html, 30 Kasım 2011.
- [15] Lucia, A., Amale, A. ve Taylor, S., (2008). "Distillation Pinch Points and More", Science Direct - Computers and Chemical Engineering, 32:1342-1364.
- [16] Linnhoff March, (2003). SuperTarget 4 User Guide, A division of KBC Process Technology Ltd. USA.
- [17] Dhole, V.R. ve Linnhoff, B., (1993). "Distillation Column Targets", Computers Chemical Engineering, 17(5/6):549-560
- [18] Demirel, Y., (2006). "Retrofit of Distillation Columns Using Thermodynamic Analysis", Separation Science and Technology, LLC.
- [19] Shenoy, U.V., (1995). "Heat Exchanger Network Synthesis: Process Optimization by Energy and Resource Analysis", Gulf Publishing Company, Houston, TX, USA.

ÖZGEÇMİŞ

KİŞİSEL BİLGİLER

Adı Soyadı: Gürkan ALTUNOK
Doğum Tarihi ve Yeri: 06/07/1986 - ÜSKÜDAR
Yabancı Dili: İngilizce
E-posta: gurkanaltunok@gmail.com

ÖĞRENİM DURUMU

Derece	Alan	Okul/Üniversite	Mezuniyet Yılı
Lisans	Kimya Mühendisliği	Yıldız Teknik Üniversitesi	2009
Lise	Fen Bilimleri	Fenerbahçe Lisesi (YDA)	2004

İŞ TECRÜBESİ

Yıl	Firma/Kurum	Görevi
2010 -	ISP	Laboratuvar Proje Asistanı