YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

DARBOĞAZ TASARIMIYLA ISI ENTEGRASYONU

Kimya Y.Müh. Semra Koşucuoğlu ÖZKAN

F.B.E. Kimya Mühendisliği Anabilim Dalında
Hazırlanan

DOKTORA TEZİ

79099

Tez Savunma Tarihi: 26 Şubat 1999
Tez Danışmanı : Prof.Dr. Salih DİNÇER(YTÜ)
Jüri Üyeleri : Prof.Dr. Umur Dramur (İÜ)
: Prof.Dr. Ahmet Alp Sayar (MÜ)

İSTANBUL, 1998

79099

ÖNSÖZ

Bu çalışmada, bir ısı değiştirici ağları tasarım yöntemi olan darboğaz teknolojisi ele alınarak çeşitli yaklaşımlarda bulunulmuş ve bir bilgisayar programı olan *DarboTEK*(Darboğaz Teknolojisi) oluşturulmuştur. Aynı zamanda gerçek proseslere uygulanabilirliğini göstermek için petrol arıtma endüstrisinden İzmit, TÜPRAŞ (Türkiye Petrol Rafinerileri A.Ş.) ham petrol ünitesi örnek olarak verilmiştir. Bu çalışmalar sırasında çalışmalarımı yöneten, Kimya Mühendisliği Bölüm Başkanı ve tez hocam sayın Prof. Dr.Salih DİNÇER'e en içten duygularımla teşekkürlerimi sunarım.

Gerçek sistemlere uygulanabilirliğini göstermek için gerekli olan çalışma iznini veren TÜPRAŞ yöneticilerine ve özellikle ünite verilerinin alınmasındaki yardımlarından dolayı Kimya Yüksek Mühendisi Celal DOĞAN'a teşekkürü bir borç bilirim.

Romanya'daki "Thermodynamics and the Optimisation of Complex Energy Systems" konulu NATO Advanced Study Institute'ye davet eden Prof.Dr. Adrian BEJAN'a, çalışmalarımı inceleyip değerli katkılarda bulunan Prof.Dr.Dominick SAMA'ya ve olumlu eleştirilerinden dolayı Prof.Dr.Zsolt FONYO'ya teşekkürlerimi sunarım.

Tez çalışmalarım sırasında yardımını esirgemeyen Yrd.Doç.Dr. Nalan ADAŞOĞLU'na ve her konuda yardımcı olan araştırma görevlisi arkadaşlarım Fevzi ÖZKAN, Ebru DOĞRU, Yavuz SALT ve Serkan BARIŞ'a en içten duygularımla teşekkür ederim.

Son olarak da, yalnız tez çalışmam süresince değil aynı zamanda her konuda bana destek oldukları için bu tezi eşim ve oğluma ithaf edip kendilerine sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Aralık,1998

İÇİNDEKİLER **Sayfa**

SİMGE LİSTESİ..... III

ŞEKİL LİSTESİ..... V

ÇİZELGE LİSTESİ..... VII

ÖZET..... X

ABSTRACT..... XI

1. GİRİŞ..... 1

2. ISI DEĞİŞTİRİCİ AĞLARI İÇİN ÜTİLİTE VE ENERJİ HEDEFLERİ..... 3

2.1. Sıcaklık-Entalpi Diyagram Analizi..... 3
2.2. Bileşik Eğriler..... 5
2.3. Darboğazın Önemi..... 10
2.4. Eşik Problemleri..... 12
2.5. Problem Algoritma Çizelgesi..... 14
2.6. ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi***..... 16
2.7. Tüm Bileşik Entalpi Eğrisi..... 18
2.8. Ütilitelerin Yerinin Belirlenmesi..... 20
2.9. Ağların Gösterilmesi..... 23

3. ISI DEĞİŞTİRİCİ AĞLARI İÇİN YATIRIM VE TOPLAM MALİYET HEDEFLERİ..... 25

3.1. Minimum Birim Sayısının Hedeflenmesi..... 25
3.2. Minimum Alan Hedefleri 25
3.3. 1-2 Isı Değiştirici Tasarım Hedefleri..... 26
3.4. Yatırım Maliyet Hedefleri..... 32
3.5. Optimum ΔT_{min}'un Belirlenmesi..... 34

4. ISI DEĞİŞTİRİCİ AĞLARININ TASARIMINDA DARBOĞAZ ANALİZİ..... 35

4.1. Darboğaz Tasarım Yöntemi 35
4.1.1. Proses akımlarının sayısı..... 36
4.1.2. Akım eşlemede CP eşitsizliği..... 36
4.1.3. CP farkı..... 39
4.2. Isı Yükü Döngü ve Yolları..... 41

5. KURULU FABRİKALARIN OPTİMUM ISI AĞI TASARIMI..... 43

6. ***DarboTEK*** BİLGİSAYAR PROGRAMININ ALGORİTMASI..... 48

6.1. Değişik ΔT_{min}'ler için Hedef Belirleme..... 48
6.1.1. Verilerin girilmesi..... 48
6.1.2. Verileri yorumlama tablosu..... 50
6.1.3. ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi'***nin oluşturulması..... 51
6.1.4. Bileşik eğrilerin oluşturulması..... 52
6.1.5. Minimum alan hedeflerinin belirlenmesi..... 54
6.1.6. Sıcaklık düzeltme faktörünün belirlenmesi..... 57
6.1.7. Raporların verilmesi..... 58
6.2. Yeni Fabrika Tasarımı..... 61
6.3. Kurulu Fabrika Tasarımı..... 65

7. UYGULAMALAR 70

7.1. Yeni Tasarım Örneği(Aromatik Prosesi)..... 70
7.2. Kurulu Fabrika Tasarım Örneği(TÜPRAŞ, 5 Numaralı Fabrika)..... 79
7.2.1. TÜPRAŞ ham petrol ünitesi verilerinin belirlenmesi..... 79
7.2.2. Ham petrol ünitesi verilerinin ***DarboTEK*** programına girilmesi..... 85
7.2.3. Optimum ΔT_{min}'un saptanması..... 87
7.2.4. ***DarboTEK*** programıyla kurulu fabrika tasarım sonuçları..... 91
7.2.5. Ham petrol ünitesi için önerilen ısı değiştirici ağı tasarımı..... 95

8. SONUÇLAR VE ÖNERİLER..... 99

KAYNAKLAR 101

EKLER 106

Ek 1 Bilgisayar Görüntüleri..... 107
Ek 1.1 Bölüm 2.2'deki örnek problemin bilgisayar görüntüleri..... 107
Ek 1.2 Bölüm 2.6'daki örnek problemin bilgisayar görüntüleri..... 109
Ek 2 Çeşitli ΔT_{min} Örnekleri..... 112
Ek 3 Akım Verileri..... 121
Ek 4 Çeşitli Isı Aktarım Katsayılı Örnekler..... 122
Ek 5 Ek Tablo Değerleri..... 136
Ek 6 Isı Sığalarının Kestirimi..... 137

ÖZGEÇMİŞ 138

SİMGE LİSTESİ

$\Delta T_{\ell mk}$	k aralığı için ortalama logaritmik sıcaklık farkı
ΔH	Entalpi değişimi
ΔH_{ij}	j akımının i aralığındaki entalpi değişimi
ΔT_{min}	Minimum sıcaklık farkı.
A'	Isı değiştirici kurma maliyeti
A_{1-2}	1-2 değiştirici için toplam alan
$Alan^*_{ağ}$	Ağın toplam düzeltilmiş alanı
$Alan_{ağ}$	Ağın toplam alanı
$Alan_k$	K entalpi aralığında dikey ısı değiştiricilerine bağlı ağ alanı
A_{min}	Minimum toplam alan
B'	Isı değiştirici birim alan maliyeti
C'	Isı değiştirici güç maliyeti
CN	Soğuk akım sayısı
Cp	Isı sığası
CP	Toplam ısı sığası
CP_c	Soğuk akımın toplam ısı sığası
CP_{cj}	j soğuk akımının toplam ısı sığası
CP_h	Sıcak akımın toplam ısı sığası
CP_{hj}	j sıcak akımının toplam ısı sığası
CP_i	Darboğaza giren akımların toplam ısı sığası
CP_o	Darboğazdan çıkan akımların toplam ısı sığası
dQ	Diferansiyel ısı akışı
dT	Diferansiyel sıcaklık değişimi
$EM_{bugün}$	Enerji maliyetinin bugünkü değeri
EM_{Ci}	i biriminin dışarıdan soğutma maliyeti
EM_{Hj}	j biriminin dışarıdan ısıtma maliyeti
$EM_{yıllık}$	Yıllık enerji maliyeti
EN	Eşleme sayısı
F_t	Sıcaklık düzeltme faktörü
F_{tk}	k entalpi aralığında sıcaklık düzeltme faktörü
F_{tmin}	Minimum sıcaklık düzeltme faktörü
h_i	i sıcak akımının ısı aktarım katsayısı
h_j	j soğuk akımının ısı aktarım katsayısı
HN	Sıcak akım sayısı
i	k entalpi aralığında sıcak akım sayısı
j	k entalpi aralığında soğuk akım sayısı
J_k	k entalpi aralığındaki tüm akımların sayısı
K	Toplam entalpi aralığı sayısı
$\dot{m}$	Kütle akısı
N	Ağdaki birim sayısı
n	Amortisman süresi
N_{birim}	Akım sayısı
N_{birim}	k entalpi aralığındaki toplam birim sayısı
N_i	Darboğaza giren akım sayısı

N_k	k entalpi aralığı sıcaklıklarından ortaya çıkan gerçek kabuk sayısı
N_{kabuk}	k entalpi aralığındaki toplam kabuk sayısı
N_o	Darboğazdan çıkan akım sayısı
$N_{ütilite}$	Ütilite sayısı
Q	Bir sisteme giren veya çıkan ısı miktarı
Q_C	Dışarıdan soğutma gereksinimi
Q_{Cmaks}	Maksimum dışarıdan soğutma gereksinimi
Q_{Cmin}	Minimum dışarıdan soğutma gereksinimi
Q_H	Dışarıdan ısıtma gereksinimi
Q_{Hmaks}	Maksimum dışarıdan ısıtma gereksinimi
Q_{Hmin}	Minimum dışarıdan ısıtma gereksinimi
q_i	k entalpi aralığında i sıcak akımı üzerindeki entalpi değişimi
Q_{ij}	i sıcak akımı ve j soğuk akım arasındaki eşlemelerin ısı yükü
q_j	k entalpi aralığında j soğuk akımı üzerindeki entalpi değişimi
$SM_{ağ}$	Ağ yatırım maliyeti
SM_i	i biriminin maliyeti
$SM_{yatırım}$	Isı değiştirici yatırım maliyeti
$SM'_{yatırım}$	Hava soğutucu yatırım maliyeti
$SM_{yıllık}$	Yıllık yatırım maliyeti
T	Sıcaklık
t	Bir yıllık çalışma saati
T_{C1}	Isı değiştiricideki soğuk akımın giriş sıcaklığı
T_{C2}	Isı değiştiricideki soğuk akımın çıkış sıcaklığı
T^c_s	Soğuk akımın kaynak sıcaklığı
T^h_t	Soğuk akımın hedef sıcaklığı
T^h_t	Sıcak akımın hedef sıcaklığı
T_{H1}	Isı değiştiricideki sıcak akımın giriş sıcaklığı
T_{H2}	Isı değiştiricideki sıcak akımın çıkış sıcaklığı
T_{hc}	Soğuk akımın darboğaz sıcaklığı
T_{hd}	Sıcak akımın darboğaz sıcaklığı
T^h_s	Sıcak akımın kaynak sıcaklığı
$TM_{bugün}$	Toplam maliyetin bugünkü değeri
$TM_{yıllık}$	Yıllık toplam maliyet
T_s	Kaynak sıcaklığı
T_t	Hedef sıcaklığı
u_{Ci}	i birimi için bir saatte kullanılan soğutma miktarı
u_{Hj}	j birimi için bir saatte kullanılan ısıtma miktarı
u_{ij}	i sıcak ve j soğuk akım arasındaki toplam ısı aktarım katsayısı

GREK SEMBOLLERİ

α	Hedeflenen alanla gerçek alanın oranı
ι	Faiz oranı
ϕ	Maliyet düzeltme faktörü
γ	Yıllık geri ödeme yüzdesi

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil	**2.1.**	Sıcaklık-entalpi diyagramında proses akımlarının gösterilmesi	3
Şekil	**2.2.**	Bir sıcak ve soğuk akımın ısı entegrasyonu.....	4
Şekil	**2.3.**	Örnek alınan prosesin akım şeması.....	6
Şekil	**2.4.**	Sıcak akımlar.....	7
Şekil	**2.5.**	Sıcak bileşik eğri.....	7
Şekil	**2.6.**	Soğuk akımlar.....	8
Şekil	**2.7.**	Soğuk bileşik eğri.....	8
Şekil	**2.8.**	Bileşik eğriler.....	9
Şekil	**2.9.**	Proses ısı kuyusu ve kaynak bölgeleri.....	11
Şekil	**2.10.**	Darboğazda sıcaklık durumu.....	11
Şekil	**2.11.**	Isı alış-verişinde bulunan proses sistemlerinde kaynak-kuyu özellikleri.....	12
Şekil	**2.12.**	Eşik problemleri.....	13
Şekil	**2.13.**	Kademeli diyagram.....	15
Şekil	**2.14.**	Tüm bileşik eğrinin çizilmesi.....	19
Şekil	**2.15.**	Tüm bileşik eğrinin ayrıntılı gösterilmesi.....	20
Şekil	**2.16.**	Tüm bileşik entalpi eğrisinden ütilite sıcaklıklarının saptanması.....	21
Şekil	**2.17.**	Tüm bileşik entalpi eğrisinden ütilite yerinin saptanması.....	21
Şekil	**2.18.**	(a) Yeni sıcak ütilitenin yerleştirilmesi , (b) minimum ısıtma gereksiniminin dağılması, (c) ütilite darboğazının gösterilmesi...	22
Şekil	**2.19.**	Isı değiştirici ağlarının özel gösterilmesi.....	24
Şekil	**2.20.**	Isı değiştirici ağları genel gösterimi.....	24
Şekil	**3.1.**	1-1 ve 1-2 ısı değiştiricileri.....	27
Şekil	**3.2.**	F_t ve N_k hesabı algoritması.....	29
Şekil	**3.3.**	ΔT_{min}'nun belirlenmesi.....	34
Şekil	**4.1.**	Darboğaz eşleme kriterleri.....	37
Şekil	**4.2.**	Darboğaz genel tasarım yöntemi.....	39
Şekil	**4.3.**	(a) Kuyu bölgesi tasarımı, (b) kaynak bölgesi tasarımı.....	40
Şekil	**4.4.**	Isı yükü döngüleri.....	41
Şekil	**4.5.**	Isı yükü döngüsü kaldırıldıktan sonra ısı yükü yolu.....	42
Şekil	**5.1.**	Enerji hedeflerinin ısı değiştirici alanı hedefine karşılık çizimi.....	43
Şekil	**5.2.**	(a) Bileşik eğriler arasında dikey eşlemeler, (b) bileşik eğriler arasında çapraz eşlemeler.....	44
Şekil	**5.3.**	Geri ödeme süresinin fonksiyonu olarak enerji tasarrufu ile yatırım arasındaki ilişki.....	45
Şekil	**5.4.**	Sabit alan verimliliği ile tasarım için sınır oluşturma.....	46
Şekil	**5.5.**	En iyi yenileştirme tasarımlarının bulunduğu bölge.....	47
Şekil	**5.6.**	İstenilen bir geri ödeme süresinde optimum Δt_{min}'un bulunması.....	47
Şekil	**6.1.**	Bileşik eğriler.....	53
Şekil	**6.2.**	Tüm bileşik eğri.....	54
Şekil	**6.3.**	Ütiliteli bileşik eğriler.....	55
Şekil	**6.4.**	Değişik ΔT_{min}'lerde bileşik eğrilerin durumu.....	62
Şekil	**6.5.**	ΔT_{min}=5°C için bileşik eğrilerin durumu.....	62

Şekil	**6.6.**	ΔT_{min}=35°C için bileşik eğrilerin durumu.....	63
Şekil	**6.7.**	Isı değiştirici ağlarında enerji-yatırım ilişkisi ve optimum ΔT_{min}'un saptanması.....	65
Şekil	**6.8.**	Enerji hedeflerinin ısı değiştirici alan hedefine göre çizimi.....	68
Şekil	**6.9.**	Kurulu fabrika tasarımında optimum ΔT_{min}'un belirlenmesi.....	69
Şekil	**7.1.**	Aromatik proses optimum ΔT_{min} değerinin belirlenmesi.....	74
Şekil	**7.2.**	Aromatik proses bileşik eğriler ekranı.....	76
Şekil	**7.3.**	Aromatik proses tüm bileşik eğri ekranı.....	76
Şekil	**7.4.**	Mevcut ham petrol ünitesinin proses akım şeması.....	80
Şekil	**7.5.**	Ham petrol ünitesinin mevcut ısı değiştirici ağı.....	81
Şekil	**7.6.**	Ham petrol ünitesinin yenileştirme yolunun belirlenmesi.....	89
Şekil	**7.7.**	Ham petrol ünitesinde optimum ΔT_{min} değerinin belirlenmesi.....	90
Şekil	**7.8.**	Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C'de bileşik eğriler.....	91
Şekil	**7.9.**	Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C için darboğaz üstü ağ tasarımı.....	92
Şekil	**7.10.**	Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C için darboğaz altı ağ tasarımı.....	92
Şekil	**7.11.**	Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C için birleştirilmiş ağ tasarımı.....	93
Şekil	**7.12.**	Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C için döngülerin kaldırılmasına yönelik ağ tasarımı.....	94
Şekil	**7.13.**	Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C için önerilen ısı değiştirici ağı tasarımı.....	96
Şekil	**Ek 1.1.**	Bileşik eğriler ekranı.....	108
Şekil	**Ek 1.2.**	Tüm bileşik eğri ekranı.....	108
Şekil	**Ek 1.3.**	Bileşik eğriler ekranı.....	110
Şekil	**Ek 1.4.**	Tüm bileşik eğri ekranı.....	111
Şekil	**Ek 2.1.**	ΔT_{min}=5°C için bileşik eğriler ekranı.....	114
Şekil	**Ek 2.2.**	ΔT_{min}=5°C için tüm bileşik eğri ekranı.....	115
Şekil	**Ek 2.3.**	ΔT_{min}=15°C için bileşik eğriler ekranı.....	117
Şekil	**Ek 2.4.**	ΔT_{min}=15°C için tüm bileşik eğri ekranı.....	117
Şekil	**Ek 2.5.**	ΔT_{min}=30°C için bileşik eğriler ekranı.....	119
Şekil	**Ek 2.6.**	ΔT_{min}=30°C için tüm bileşik eğri ekranı.....	120
Şekil	**Ek 4.1.**	Genel ısı değiştirici örneği için bileşik eğriler ekranı.....	125
Şekil	**Ek 4.2.**	Genel ısı değiştirici örneği için tüm bileşik eğri ekranı	126
Şekil	**Ek 4.3.**	Özel ısı değiştirici örneği için bileşik eğriler ekranı.....	132
Şekil	**Ek 4.4.**	Özel ısı değiştirici örneği için tüm bileşik eğri ekranı	132

ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge	**2.1.**	Örnek problemin akım verileri.....	6
Çizelge	**2.2.**	Kaydırılmış sıcaklık aralıklarında ısı denkliği.....	14
Çizelge	**2.3.**	***DarboTEK*** bilgisayar programı veri giriş tablosu.....	16
Çizelge	**2.4.**	Veri girişlerinin yorumlanması.....	17
Çizelge	**2.5.**	***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi***.....	18
Çizelge	**4.1.**	Darboğaz tasarımı için ısı değiştiricileri ve ütilite verileri.....	40
Çizelge	**6.1.**	Veri giriş ekranı akım verilerinin girilmesi.....	49
Çizelge	**6.2.**	Veri giriş ekranı ütilite verilerinin girilmesi.....	49
Çizelge	**6.3.**	Veri giriş ekranı maliyet verilerinin girilmesi.....	50
Çizelge	**6.4.**	Veri yorumlama ekranı.....	51
Çizelge	**6.5.**	***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı.....	52
Çizelge	**6.6.**	Alan hesap tablosu.....	57
Çizelge	**6.7.**	F_t hesaplama tablosu.....	58
Çizelge	**6.8.**	Enerji maliyet hedefleri.....	59
Çizelge	**6.9.**	1-1 ve 1-2 ısı değiştiricileri için alan hedefleri.....	59
Çizelge	**6.10.**	Yatırım maliyetleri(1-1 ve 1-2 ısı değiştiricileri için) ve enerji maliyetleri	61
Çizelge	**6.11.**	Yeni tasarım veri giriş ekranı.....	64
Çizelge	**6.12.**	Isı değiştirici ağlarında enerji-yatırım ilişkisinin saptanması.....	64
Çizelge	**6.13.**	Kurulu fabrika tasarımı veri giriş ekranı.....	65
Çizelge	**6.14.**	Hedef tasarımın belirlenmesi.....	67
Çizelge	**6.15.**	Mevcut fabrika bilgileri.....	67
Çizelge	**6.16.**	Sabit α değerinde geri ödeme süresi.....	68
Çizelge	**7.1.**	Aromatik proses akım verileri.....	70
Çizelge	**7.2.**	Aromatik proses ütilite verileri.....	71
Çizelge	**7.3.**	Aromatik proses akım veri giriş ekranı.....	71
Çizelge	**7.4.**	Aromatik proses akım veri yorumlama ekranı.....	72
Çizelge	**7.5.**	Aromatik proses akım ütilite veri giriş ekranı.....	72
Çizelge	**7.6.**	Aromatik proses maliyet veri giriş ekranı.....	73
Çizelge	**7.7.**	Aromatik proseste her ΔT_{min} artış değeri için hedeflerin belirlenmesi.....	74
Çizelge	**7.8.**	Aromatik proses ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı.....	75
Çizelge	**7.9.**	Aromatik proses ütilite rapor ekranı.....	77
Çizelge	**7.10.**	Aromatik proses alan hedefleri.....	77
Çizelge	**7.11.**	Aromatik proses maliyet verileri.....	78
Çizelge	**7.12.**	TÜPRAŞ İzmit Rafinerisinde ham petrol ünitesindeki kaynama aralıkları.....	79
Çizelge	**7.13.**	Ham petrol ünitesi proses sıcak akım verileri.....	82
Çizelge	**7.14.**	Ham petrol ünitesi proses soğuk akım verileri.....	83
Çizelge	**7.15.**	Ham petrol ünitesi mevcut ütilite kullanımı ve ekipman sayısı...	83
Çizelge	**7.16.**	Ham petrol ünitesi mevcut ısı değiştiriciler.....	84
Çizelge	**7.17.**	Ham petrol ünitesi mevcut ısıtıcı ve soğutucular.....	84
Çizelge	**7.18.**	***DarboTEK*** programında ham petrol ünitesi akım veri giriş ekranı.....	85

Çizelge	**7.19.**	Ham petrol ünitesi ısı ağı tasarımı için gerekli olan maliyet verileri	86
Çizelge	**7.20.**	***DarboTEK*** programında ham petrol ünitesinin ütilite veri giriş ekranı	86
Çizelge	**7.21.**	***DarboTEK*** programında ham petrol ünitesi maliyet veri giriş ekranı	87
Çizelge	**7.22.**	Ham petrol ünitesi hedef tasarım eğrisinin belirlenmesi	88
Çizelge	**7.23.**	Ham petrol ünitesi mevcut fabrika bilgileri	88
Çizelge	**7.24.**	Ham petrol ünitesi α=0.911 değerinde tasarruf ve yatırım değerlerinin belirlenmesi	90
Çizelge	**7.25.**	Ham petrol ünitesi için önerilen tasarımın ısı değiştiricileri	97
Çizelge	**7.26.**	Ham petrol ünitesi için önerilen tasarıma ilave edilen ısı değiştiricileri	97
Çizelge	**7.27.**	Ham petrol ünitesi için önerilen tasarımda ısıtıcı ve soğutucuların özellikleri	98
Çizelge	**7.28.**	Ham petrol ünitesi için önerilen tasarım ile tasarruf edilen enerji	98
Çizelge	**Ek 1.1.**	Veri giriş ekranı	107
Çizelge	**Ek 1.2.**	Veri yorumlama ekranı	107
Çizelge	**Ek 1.3.**	Veri giriş ekranı	109
Çizelge	**Ek 1.4.**	Veri yorumlama ekranı	109
Çizelge	**Ek 1.5.**	***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı	110
Çizelge	**Ek 2.1.**	ΔT_{min}=5°C için veri giriş ekranı	112
Çizelge	**Ek 2.2.**	ΔT_{min}=5°C için ütilite giriş ekranı	112
Çizelge	**Ek 2.3**	ΔT_{min}=5°C için maliyet giriş ekranı	113
Çizelge	**Ek 2.4**	ΔT_{min}=5°C için veri yorumlama ekranı	113
Çizelge	**Ek 2.5.**	ΔT_{min}=5°C için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı	114
Çizelge	**Ek 2.6.**	ΔT_{min}=15°C için veri giriş ekranı	115
Çizelge	**Ek 2.7.**	ΔT_{min}=15°C için veri yorumlama ekranı	116
Çizelge	**Ek 2.8.**	ΔT_{min}=15°C için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı	116
Çizelge	**Ek 2.9.**	ΔT_{min}=30°C için veri giriş ekranı	118
Çizelge	**Ek 2.10.**	ΔT_{min}=30°C için veri yorumlama ekranı	118
Çizelge	**Ek 2.11.**	ΔT_{min}=30°C için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı	119
Çizelge	**Ek 3.1.**	Bölüm 4.2'deki ısı aktarım ağlarının akım verileri	121
Çizelge	**Ek 4.1.**	Genel ısı değiştirici örneği için veri giriş ekranı	122
Çizelge	**Ek 4.2.**	Genel ısı değiştirici örneği için ütilite giriş ekranı	123
Çizelge	**Ek 4.3.**	Genel ısı değiştirici örneği için maliyet ekranı	123
Çizelge	**Ek 4.4.**	Genel ısı değiştirici örneği için veri yorumlama ekranı	124
Çizelge	**Ek 4.5.**	Genel ısı değiştirici örneği için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı	124
Çizelge	**Ek 4.6.**	Genel ısı değiştirici örneği için alan hesapları ekranı	126
Çizelge	**Ek 4.7.**	Genel ısı değiştirici örneği için ütilite rapor ekranı	127
Çizelge	**Ek 4.8.**	Genel ısı değiştirici örneği için alan hedef rapor ekranı	128

Çizelge Ek 4.9. Genel ısı değiştirici örneği için maliyet rapor ekranı..... 128
Çizelge Ek 4.10. Özel ısı değiştirici örneği için veri giriş ekranı..... 129
Çizelge Ek 4.11. Özel ısı değiştirici örneği için ütilite giriş ekranı..... 129
Çizelge Ek 4.12. Özel ısı değiştirici örneği için maliyet giriş ekranı..... 130
Çizelge Ek 4.13. Özel l ısı değiştirici örneği için veri yorumlama ekranı..... 130
Çizelge Ek 4.14. Özel ısı değiştirici örneği için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı..... 131
Çizelge Ek 4.15. Özel ısı değiştirici örneği için alan hesapları ekranı..... 133
Çizelge Ek 4.16. Özel ısı değiştirici örneği için ütilite rapor ekranı..... 134
Çizelge Ek 4.17. Özel ısı değiştirici örneği için alan hedef rapor ekranı..... 134
Çizelge Ek 4.18. Özel ısı değiştirici örneği için maliyet rapor ekranı..... 135
Çizelge Ek 5.1. Çizelge 6.6. ve 6.7'nin devamı..... 136

ÖZET

Günümüzdeki ekonomik koşullar nedeniyle kimyasal prosesler optimum enerji tüketimi temelinde çalıştırılmakta veya tasarlanmaktadır. Bundan dolayı öncelikle proseslerde ısı entegrasyon çalışmaları yapılmaktadır. Isı değiştirici ağlarının tasarımına ilişkin çalışmalar ise darboğaz noktası kavramının ortaya konması ile yeni bir evreye girmiştir.

Bu çalışmada , ısı entegrasyon yöntemlerinden önemli biri olan darboğaz tasarım yöntemi kullanılarak ısı değiştirici ağları tasarımı amaçlanmaktadır. Çalışma sunulurken darboğaz tasarım yöntemine ilişkin çeşitli kuramsal yaklaşımlardan bahsedilmiş ve bu tasarımda kullanılabilecek, anlaşılması kolay olan yeni bir "***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi***" ortaya konmuştur. Tasarımın gerçek proseslerdeki kapsamı göz önüne alınarak Visual Basic 3.0 dili ile ***DarboTEK*** adlı bir bilgisayar yazılım programı geliştirilmiştir. Bu program yardımıyla yeni bir fabrika tasarımında minimum enerji ve alan hedefleri saptanabildiği gibi, kurulu bir fabrikada gerekli tasarım değişiklikleri yapılabilmektedir.

Geliştirilen bilgisayar programının gerçek proseslere uygulanabilirliğini göstermek amacıyla TÜPRAŞ İzmit Rafinerisindeki ham petrol ünitesi seçilerek özgün bir uygulama yapılmıştır. Ham petrol ünitesi üzerinde yapılan ısı entegrasyonu sonucunda , 3576627 $ ek yatırım yapıldığında, sağlanacak enerji tasarrufuyla bu yatırımın 1.7 yılda geri ödenebileceği ortaya konmuştur. Bu ek yatırımın yüksek görünmesine rağmen enerji tasarrufuyla makul bir zaman aralığında ödenebilmesi önemli bir husustur.

Anahtar Kelimeler: ısı entegrasyonu, ısı değiştirici ağları, darboğaz, maliyet, yazılım.

ABSTRACT

In view of today's economic conditions chemical processes are operated or designed on the basis of optimum energy consumption. Thus primarily heat integration studies are undertaken and the design of the heat exchanger networks has entered into a new phase with the introduction of the pinch-point concept.

In this study, it is aimed at designing heat exchanger networks by the use of pinch-point design method, which is one of the significant heat integration methods. In the presentation of the work various theoretical approaches regarding the pinch-point design method are discussed, and a new "***Improved Problem Algorithm Table***" developed for the application of the design is introduced. Taking into account the scope of design in actual processes Visual Basic 3.0 programming language is used to develop the computer code called ***DarboTEK***. This computer code can be used both in determining the minimum energy and area targets of a new plant to be constructed, and in making necessary design alterations in an already existing plant.

The crude petroleum unit in the TÜPRAŞ refinery at İzmit has been selected to show the applicability of the computer code developed to a real process, and as a result an original application has been accomplished. The heat integration study carried out on the crude petroleum unit shows that if a capital of 3576627 $ is invested, the investment payback period is 1.7 years on the basis of the energy conservation achieved. Investment need is high, it is significant that it can be paid back by energy conservation in a reasonable period of time.

Keywords: Heat integration, heat exchanger networks, pinch-point, cost, software.

1.GİRİŞ

Birçok kimyasal proseste enerji kullanımının önemli bir yeri vardır. Maddenin değişime uğradığı bu tür proseslerde enerji maliyeti toplam üretim maliyetinin önemli bir kısmını kapsar. Bu maliyeti minimum düzeyde tutmak, ancak proseslerin ısıl entegrasyonlarının optimizasyonu ile sağlanır. Enerji tüketimine bağlı olan maliyetleri minimuma indirmek için ısı değiştirici ağlarının tasarımı, hem orijinal tesis tasarımında, hem de mevcut tesislerin gözden geçirilmesinde karşılaşılan en karmaşık mühendislik problemidir. Teorik çalışmalar ve deneyimler, minimum ütilite (sıcak su, soğuk su, buhar, elektrik, gaz vs.) tüketimi ve proses birimlerinin minimum sayısının, ısı değiştirici ağlarının tasarım sentezinin ana direği olduğunu göstermiştir.

Kimyasal endüstri proseslerinde optimum enerji politikası için darboğaz tasarım yöntemi geliştirilmekte ve uygulanmaktadır. Darboğaz tasarım yöntemi, ısı değiştirici ağlarının tasarımı, ısıtma ve soğutma sistemlerinin optimizasyonu, kurulu fabrika optimizasyonu, proses optimizasyonu ve esnek ısı ağı tasarımı gibi konularda kullanılmaktadır. Ayrıca yöntem; reaktör, damıtma kolonu, buharlaştırıcı, ısı pompası, fırınlar, ortak üretim türbinleri vs. gibi sistemleri, yatırım ve enerji konularını da kapsayacak şekilde genişletilmiştir.

Bir kimyasal proseste reaktör, damıtma kolonu , buharlaştırıcı vs. birimlere akan veya bu birimlerden çıkan birçok sayıda soğutulması istenen sıcak akım ile birçok sayıda ısıtılması istenen soğuk akım vardır. Bu akımlar ile bu akımlar arasında ısı alış verişini sağlayan ısı değiştiriciler ve dışarıdan enerji kullanımını sağlayan ısıtıcılar ve soğutucular grubu bulunur. Bir ısıyı geri kazanım probleminde, proses akımlarının kaynak ve hedef sıcaklıkları ile toplam ısı sığaları veri olarak alınır. Darboğaz tasarımında, kullanılabilir enerji değerlendirilip, sıcak ve soğuk ütilite ile yatırımın yıllık maliyeti en az indirilecek şekilde ısı değiştirici ağlarının tasarımı yapılır.

Bu yöntemin en önemli katkısı mühendislere görüşmeli olarak kullanılabilen basit kavramlar sunmasıdır. Darboğaz tasarımı ile problem verilerinin termodinamik analizi yapılıp darboğazın özelliklerinin tümüyle değerlendirilmesiyle kısa zamanda optimum

ısı ağları elde edilir. Yöntemin basit olması ve az zaman alması, ağ entegrasyonu ile proses tasarımı arasındaki etkileşimi inceleme olanağı verir ve problem verilerinde yapılabilecek değişiklerle proses optimizasyonunu sağlamaya yönelik çalışmalar yapılabilir (Terril ve Douglas, 1987).

Bu çalışmada, ısı değiştirici ağlarının darboğaz yöntemiyle entegrasyonu üzerinde çalışılmıştır. Bu amaçla, darboğaz tasarımında kullanılan yöntemler incelenerek bir ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** oluşturulmuştur. Darboğaz tasarımında kullanılan çeşitli yaklaşımlar bu çizelgeden bulunabilmektedir (bileşik eğriler, tüm bileşik eğri, ısı değiştirici eşlemeleri vs.).

Darboğaz tasarım yöntemi her ne kadar el ile uygulamaya uygun bir yöntem olarak ileri sürülmüşse de, optimum ΔT_{min}'nin bulunması için tasarımların yapılması ve maliyet hesaplanması zaman alıcıdır. Ayrıca tüm prosesin entegrasyonunda boyutların daha da büyümesi ve başka değişkenlerin de söz konusu olması, bu yöntemin bilgisayarda uygulanmasını gerekli kılmaktadır. Bu nedenle *Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesini* kullanan ***DarboTEK*** *(Darboğaz Teknolojisi)* bilgisayar paket programı bir görsel programlama olan Visual Basic 3.0 ile hazırlanmıştır. ***DarboTEK*** tasarım programı üç kısımdan oluşmaktadır. Birinci kısımda, 100 akım (ki genişletilebilir) için *Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi* üzerinden değiştirilebilen her ΔT_{min} için proses alan, enerji ve maliyet hedeflerini vermektedir. İkinci kısımda ise, istenilen başlangıç ΔT_{min} değerinden istenilen artış verilerek son ΔT_{min} değerine kadar yeni fabrika tasarımı için optimum ΔT hesaplanmaktadır. Üçüncü kısımda da mevcut fabrika bilgileri girilerek , hedef bilgilere göre kurulu fabrikanın yeri belirlenerek istenilen geri ödeme süresine göre optimum ΔT belirlenmektedir. Bu çalışmada, ilk iki kısım için kaynak ve verilerden yararlanılarak örnekler verilmiştir. Üçüncü kısım için ise TÜPRAŞ (Türkiye Petrol İşletmeleri A.Ş.) İzmit rafinerisinin ham petrol ünitesi seçilerek, ***DarboTEK*** adıyla geliştirilen bu bilgisayar programında mevcut akım verilerinin değerlendirilmesi ile ısı entegrasyonu çalışmaları yapılmıştır. Isı entegrasyon çalışması sonucunda yüksek bir yatırım görülmesine rağmen enerji tasarrufuyla bu yatırımın 1.7 yılda geri ödenebilmesi önemli bir husustur.

2. ISI DEĞİŞTİRİCİ AĞLARI İÇİN ÜTİLİTE VE ENERJİ HEDEFLERİ

2.1. Sıcaklık- Entalpi Diyagram Analizi

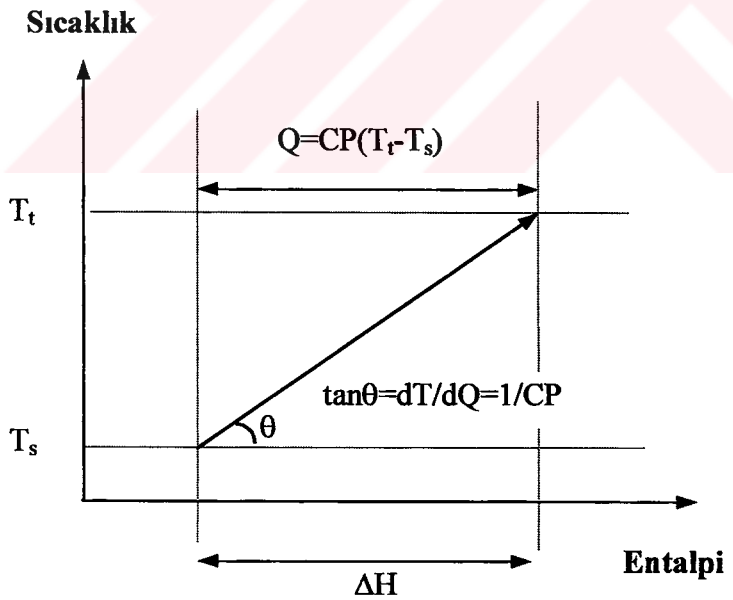
Sıcaklık-entalpi diyagramı proses akımlarının ısıl karakteristiklerini temsil etmek için kullanılabilir (Şekil 2.1). Bir proses akımına(sabit basınçta) dQ diferansiyel ısı akışı eklendiğinde entalpisi CP.dT kadar artar. Burada;

CP=kütle akısı (kg/s)*ısı sığası (kJ/kg°C)= $\dot{m}$ *C_p (kW/°C),

dT = diferansiyel sıcaklık değişimidir.

Böylece CP sabit kabul edildiğinde, ısıtma gereksinimi olan soğuk akım, bir akımın kaynak sıcaklığından (T_s) hedef sıcaklığına (T_t) ısıtılması için gereken ısı, akımın entalpi değişimine eşittir.

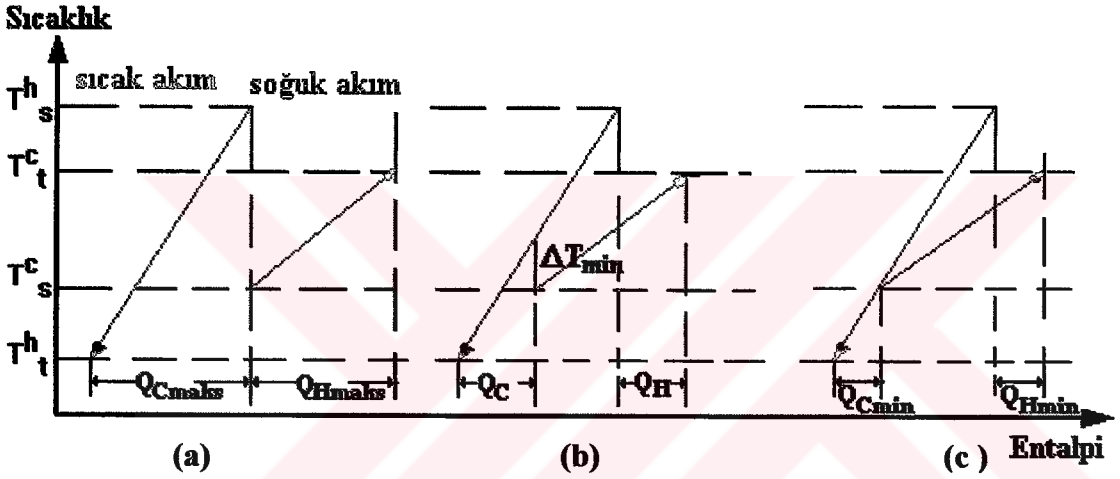
$$Q = \int_{T_s}^{T_t} CP.dT = \Delta H \qquad (2.1)$$



Şekil 2.1. Sıcaklık -entalpi diyagramında proses akımlarının gösterilmesi

Sıcaklık-entalpi diyagramında, sıcaklıklar belirli olduğu için iki eğrinin konumu dikey eksende sabittir. Fakat entalpiler mutlak olmayıp göreli değerleri gösterir. Dolayısıyla, eğriler yatay eksen boyunca birbirine daha yakın olacak şekilde hareket ettirilebilir.

Sıcaklık-entalpi diyagramları ısı değiştirici ağları analizinde temel rol oynar. Şekil 2.2'de bir sıcak akım ve bir soğuk akımlı diyagram verilmektedir. Sıcak akım kaynak sıcaklığı T^h_s den , hedef sıcaklığı T^h_t'ye soğutulur; soğuk akım ise kaynak sıcaklığı T^c_s'den hedef sıcaklığı T^c_t'ye ısıtılır. Belirlenen akım sıcaklıklarında , ısı sığalarının ve kütlesel akış debilerinin sabit olduğu kabul edilir (Linnhoff vd., 1991).



Şekil 2.2. Bir sıcak ve soğuk akımın ısı entegrasyonu

Isıtma ve soğutma amaçları için, soğutma suyu (soğuk ütilite*) ve buhar (sıcak ütilite) gerekmektedir. Şekil 2.2(a) maksimum ütilite yüklerini göstermektedir. Tüm tasarım alternatifleri içinde, bu durum en düşük yatırım ve en yüksek ütilite maliyetleri ile tanımlanır. Şekil 2.2(b)'de gösterildiği gibi soğuk akım, entalpi eksenine paralel kaydırılarak elde edilen düzenleme ile soğuk akımın kısmi ısıtılması sıcak akımın kısmi soğutulması ile yapılabilir. Sıcak akım ile soğuk akımın örtüşen entalpi aralığı ısı değiştirici yüküdür. Isı değiştirici içinde minimum sıcaklık farkının olduğu bölge, *darboğaz noktası,* ya da kısaca *darboğaz* olarak bilinir. Darboğazdaki sıcaklık farkı, ısı

* Isı alış-verişinin gerçekleştiği sistem dışındaki bir ortam.

değiştirici içindeki ısı aktarımını ve ısı aktarım alanının büyüklüğünü etkiler. Soğuk akımın darboğazdaki paralel kaydırılması, sıcaklık farkının aynı zamanda ütilite yüklerinin bir ölçüsü olduğunu gösterir. Şekil 2.2(c)'de termodinamik yönden en iyi olan düzenleme görülmektedir, ancak ΔT_{min} =0 durumunda, sonsuz ısı aktarım alanı ve sonsuz yatırım maliyeti gerekmektedir ve pratik yönden bu imkansızdır. Yalnızca iki akım durumunda, ısı değiştiricideki darboğazın yeri, akımların toplam ısı sığalarına bağlıdır.

Böylece;

$CP_h > CP_c$: Darboğaz ısı değiştiricinin T^h_s ve T^c_t ucunda görülür.

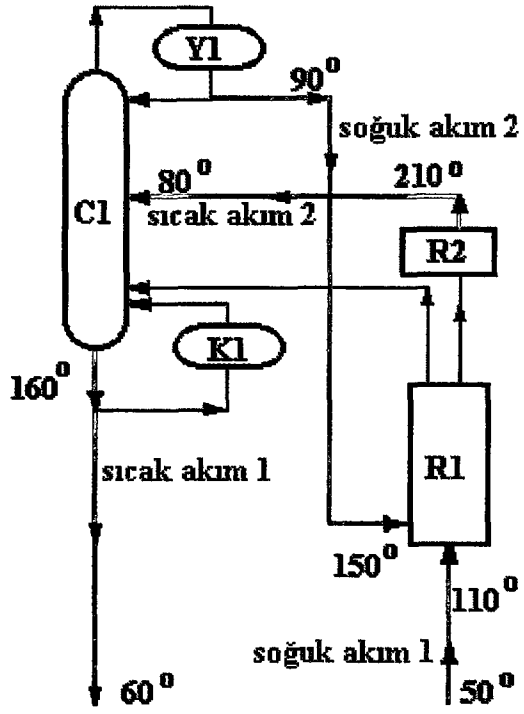
$CP_h < CP_c$: Darboğaz ısı değiştiricinin T^c_s ve T^h_t ucunda görülür.

$CP_h = CP_c$: Sıcaklık-entalpi diyagramında profiller paraleldir. Darboğaz oluşmaz.

2.2. Bileşik Eğriler

Isı değiştirici ağlarının analizinde, önce madde ve enerji denkliklerinden ısı kaynakları (ısı veren sıcak akımlar) ve ısı kuyuları (ısı alan soğuk akımlar) belirlenmelidir. Buhar kullanılarak soğuk akım ısıtılırken, soğutma suyu kullanılarak da sıcak akım soğutulur. Sistemlerde genellikle 180°C'de buhar ve 20°C'de soğutma suyu kullanılır. Ancak , bu aşırı maliyete neden olacağından ısı geri kazanımı için çaba harcanır. Bu amaçla geliştirilen darboğaz tasarım yöntemi minimum enerji kullanımını hedefler.

Çok miktarda soğuk ve sıcak akımlar da aynı iki akımlı sistemler gibi analiz edilebilir. Bütün sıcak akımlar için bir bileşik sıcak eğri ve bütün soğuk akımlar için bir bileşik soğuk eğri oluşturulur ve sıcaklık-entalpi diyagramı üzerinde gösterilebilir. Şekil 2.3'de iki sıcak akımı ve iki soğuk akımı olan örnek proses için problem veri çizelgesi oluşturulmuştur (Çizelge 2.1) (Linnhoff vd., 1991). Çizelge 2.1.'de verilen örnek problemin ***DarboTEK*** ekran görüntüleri Ek 1.1'de verilmiştir.

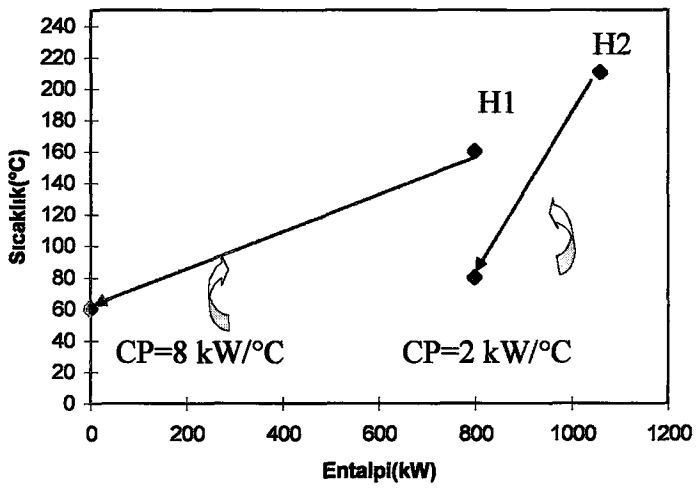


Şekil 2.3. Örnek alınan prosesin akım şeması(Linnhoff vd., 1991)

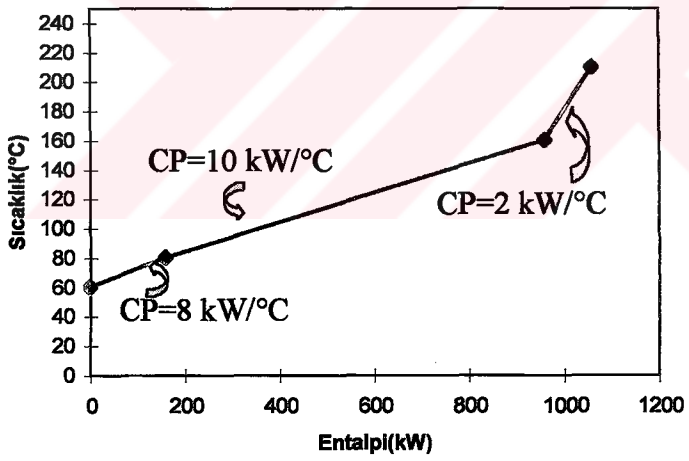
Çizelge 2.1. Örnek problemin akım verileri(Linnhoff vd., 1991)

Akım No	Akım Tipi	Toplam Isı Sığası CP (kW/°C)	Kaynak Sıcaklığı T_s (°C)	Hedef Sıcaklığı T_t (°C)
1	Sıcak (H1)	8.0	160	60
2	Sıcak (H2)	2.0	210	80
3	Soğuk (C1)	6.0	50	110
4	Soğuk (C2)	12.0	90	150

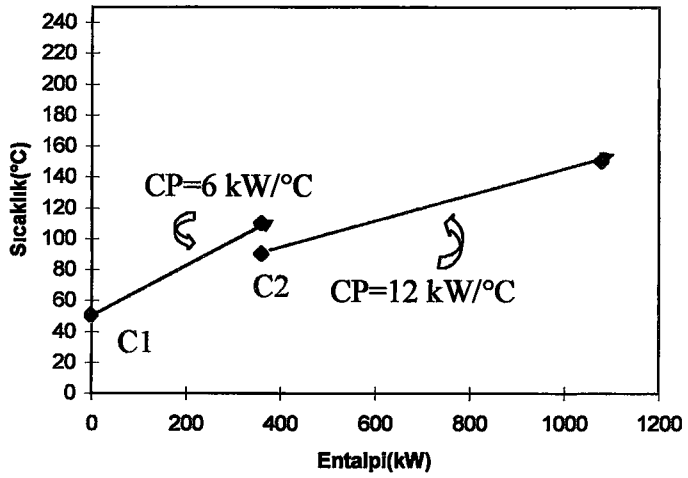
Şekil 2.4 ve 2.6'da örnek problem için sıcak ve soğuk akımlar ayrı gösterilmektedir. Bu akımların bir bütün olarak nasıl hareket ettiğini saptamak üzere, sıcak akımlar ve soğuk akımlar verilen toplam sıcaklık aralıklarında ayrı ayrı birleştirilir. Sıcaklık ekseni, akımların kaynak ve hedef sıcaklıkları tarafından tayin edilen sıcaklık aralıklarına ayrılır. Her sıcaklık aralığında, bileşik entalpi değişimi akımların entalpi değişiminin toplamıdır (Douglas, 1988). Sonuçta elde edilen sıcaklık- entalpi eğrileri bütün sıcak ve soğuk akımları temsil eden eğrilerdir (Şekil 2.5 ve 2.7).



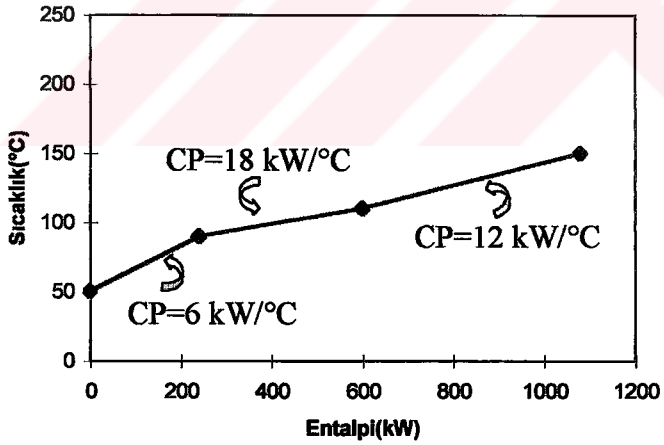
Şekil 2.4. Sıcak akımlar



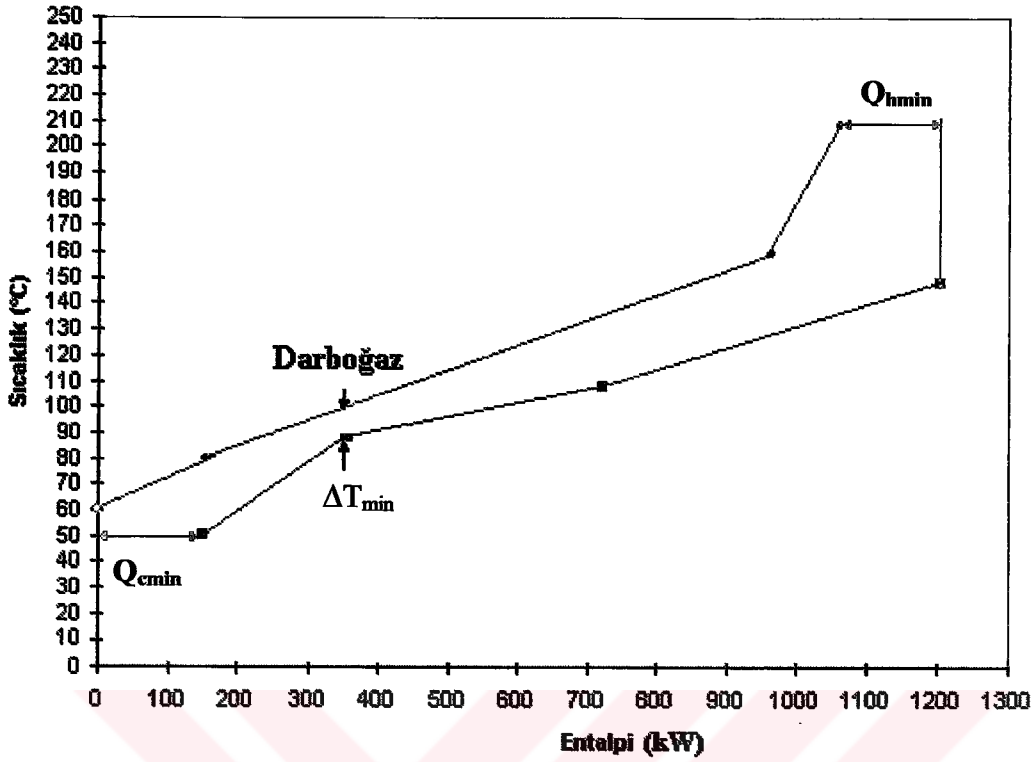
Şekil 2.5. Sıcak bileşik eğri



Şekil 2.6. Soğuk akımlar



Şekil 2.7. Soğuk bileşik eğri



Şekil 2.8. Bileşik eğriler

Bileşik eğrilerin eğimi değiştirilmeden biri diğerine göre yatay olarak hareket ettirilerek, birbirlerine göre durumları değiştirilebilir. Bunun nedeni, bir akımın referans entalpisinin diğerinin referans entalpisinden bağımsız olarak değiştirilebileceğidir (Smith, 1995).

Eğriler yatay eksen boyunca birbirlerine daha yakın olacak şekilde hareket ettirildiğinde; iki eğri, aralarındaki minimum dikey uzaklık, olabilir minimum sıcaklık farkına (ΔT_{min} *) eşit olacak bir konuma getirilir (Bejan vd., 1996). İşte, sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğriler arasındaki bu iki en yakın noktaya *darboğaz* adı verilir (Şekil 2.8) (Linnhoff ve Vredeveld, 1984).

İki eğrinin dikey olarak üst üste geçtiği yerler proses içinde olabilecek maksimum ısı alış verişini gösterir. Bu durumda, soğuk bileşik eğrinin gerektirdiği ısı, minimum

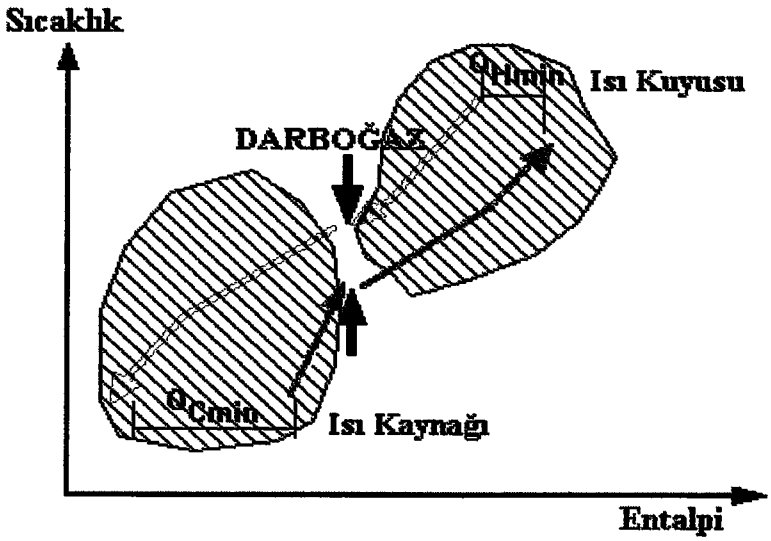
* Bir ısı değiştiricinin sıcak ucunda (sıcak akımın girdiği, soğuk akımın çıktığı uç), ya da soğuk ucunda (soğuk akımın girdiği, sıcak akımın çıktığı uç) olması gereken minimum sıcaklık farkı.

debide sıcak ütilite ile sağlanır. Benzer şekilde sıcak bileşik eğri üzerindeki fazla ısıyı almak için, minimum debide soğuk ütilite gerekir (Linnhoff ve Witherell, 1986). Bileşik eğriler, optimum sıcak ve soğuk ütilite hedeflerinin tasarımdan önce belirlenmesinin yanında, ısı aktarımı için gerekli olan sıcaklık farklılıklarının ve darboğazın yerinin belirlenmesine imkan sağlar.

2.3. Darboğazın Önemi

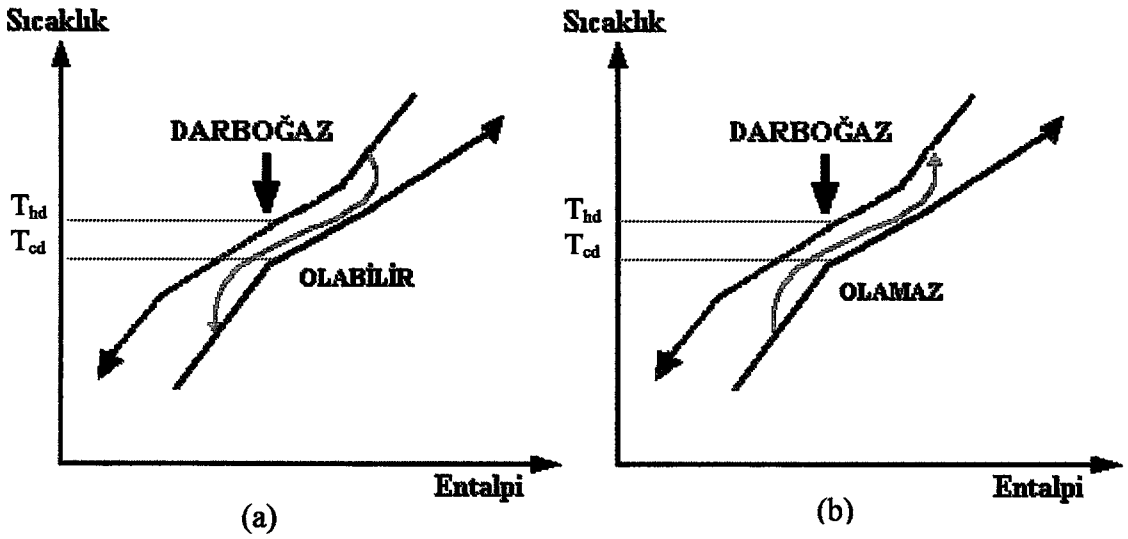
Darboğaz noktasının bulunması, problemin karmaşıklığını giderir ve mühendise kendi kararlarını verme imkanı sağlar. Bu özellik, endüstriyel uygulamaların emniyetli, kontrol edilebilen, iyi düzenlenmiş tasarımlar vermesini temin eder. Bir ısı akışı analizi ile bulunan darboğaz noktası, sistemi *kuyu* ve *kaynak* olmak üzere iki termodinamik bağımsız bölgeye ayırıp minimum ısıtma ve soğutma hedeflerini verir (Bejan vd., 1996). Darboğazdan geçen ısı akışı sıfır birim olup darboğazın yukarısındaki ve aşağısındaki akımlar kendi ütilite hedefleri ile bir entalpi dengesi içindedir. Darboğazın yukarısında, soğuk akımların enerji gereksinimi, sıcak akımların verebileceği enerji miktarından daha büyüktür. Bu bölge, bir sıcak ütilite gereksinimi olduğu için *ısı kuyusu* olarak tanımlanır. Darboğazın aşağısında ise soğuk akımların enerji gereksinimleri sağlandıktan sonra bir miktar artık enerji kalır ki bu enerjinin de bir soğuk ütilite ile alınması gerekir. Böylece , bu bölgede de bir *ısı kaynağı* oluşmuş olur (Şekil 2.9) (Linnhoff ve Polley, 1988). Dolayısıyla, minimum dışarıdan ısıtma ve soğutma kullanan bir ısı değiştirici ağı tasarımı için üç ana kurala uyulması gerekir:

a- Darboğazdan ısı aktarımı yapılamaz,
b- Darboğazın yukarısında soğuk ütilite kullanılmaz,
c- Darboğazın aşağısında sıcak ütilite kullanılmaz.



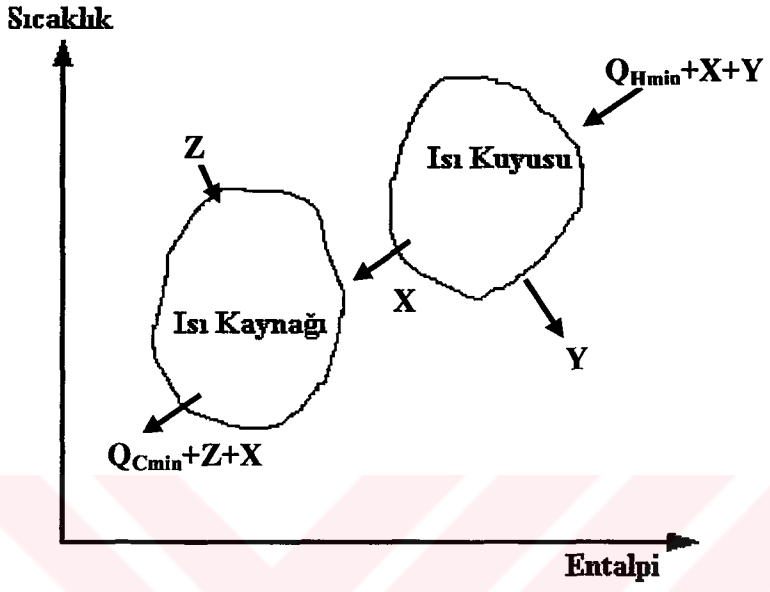
Şekil 2.9. Proses ısı kuyusu ve kaynak bölgeleri

Termodinamik açıdan darboğaz üstünde, sıcak akımın darboğaz sıcaklığı (T_{hd}) ya da daha yüksek sıcaklıktaki sıcak akımlardan; darboğazın altında, soğuk akımın darboğaz sıcaklığı (T_{cd}) ya da daha düşük sıcaklıklardaki soğuk akımlara ısı akışı (Şekil 2.10(a)) mümkündür. Ancak, darboğazın altında , T_{hd} ya da daha düşük sıcaklıktaki akımlardan; darboğazın üstünde, T_{cd} ya da daha yüksek sıcaklıktaki soğuk akımlara ısı akışı, ΔT_{min} ihlal edilmeden, mümkün değildir (Şekil 2.10(b)) (Linnhoff ve Ahmad, 1989; Linnhoff, 1993).



Şekil 2.10. Darboğazda sıcaklık durumu

Eğer bir ısı denkliği yapılacak olursa, darboğazdan X birim ısı aktarma veya kuyudan Y birim ısı alınması veya kaynağa Z birim ısı verilmesinin sıcak ve soğuk ütiliteleri de aynı miktarda arttırdığı görülür (Şekil 2.11) (Linnhoff, 1983; Linnhoff, 1986).

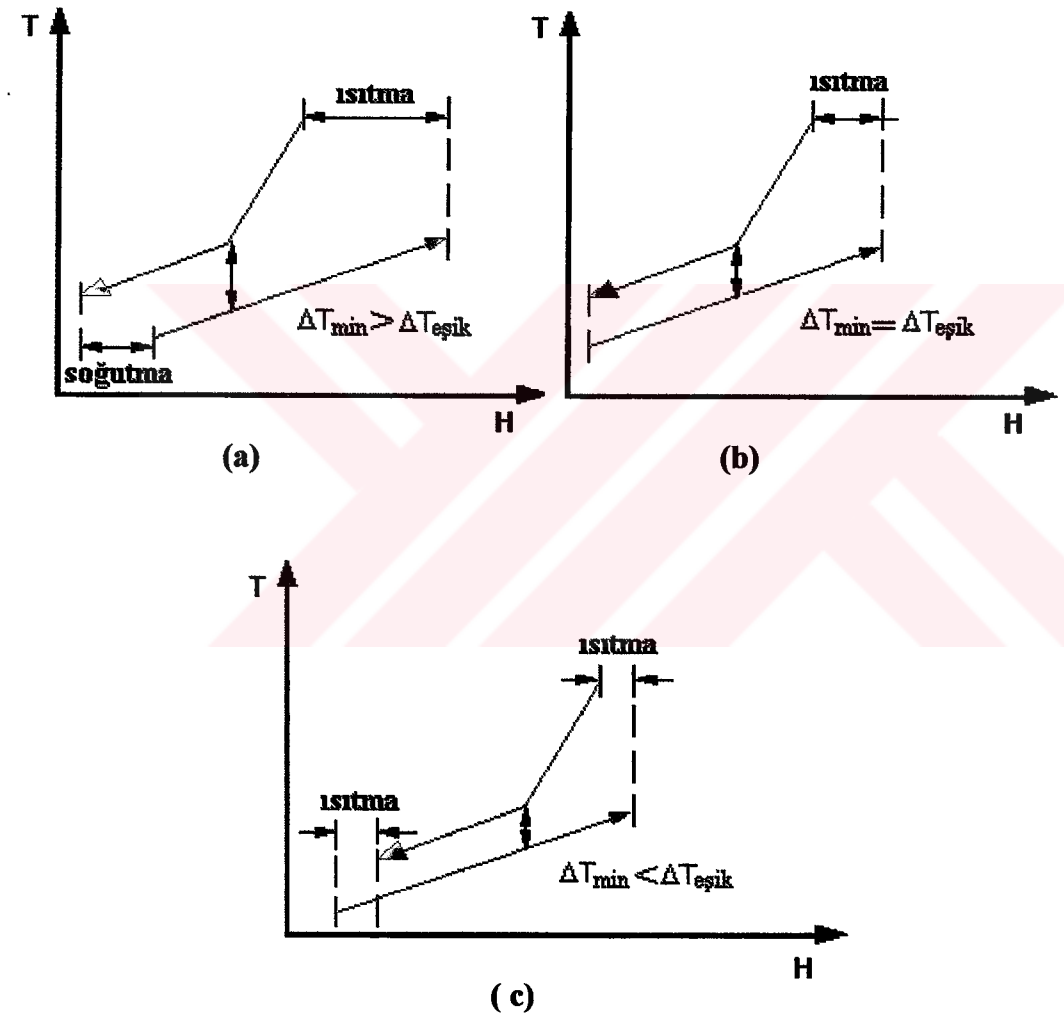


Şekil 2.11. Isı alış -verişinde bulunan proses sistemlerinde kaynak -kuyu özellikleri

2.4. Eşik Problemleri

Kimyasal prosesler ısı ağı olan proseslerdir, ancak az da olsa darboğazın oluşmadığı bazı örnekler mevcuttur. ΔT_{min} değeri, eğriler kaydırılarak düşürülürse Şekil 2.12(b)' de gösterildiği gibi, ütilite akımlarından birinin kaybolduğu bir noktaya gelinir. Bu durumda soğutma ihtiyacı yok olur. Bunun meydana geldiği ΔT_{min} değeri , $\Delta T_{eşik}$ olarak adlandırılır. Eğriler birlikte daha da ileri kaydırıldığında ütilite akım gereksinimlerinde bir değişim meydana getirmez. Bu durum Şekil 2.12(c)'de görüldüğü gibi , sıcak ütilite gereksiniminin bir kısmının problemin düşük sıcaklık ucunda sağlanabileceği anlamındadır (Linnhoff vd., 1991). Bundan sonra problem, darboğazı olmayan bir ısı ağı problemi haline dönüşmüştür. Böyle bir durum, çok sıcak bir akımla çok soğuk bir akımdan oluşan bir sistemde görülebilir. Yalnızca soğutma gereksinimi olan ve ΔT_{min}'un azaltılmasıyla toplam gereksinimde bir değişiklik olmayan eşik problemlerine de rastlanabilir. Bu tür problemlerde darboğaz tasarım yöntemi kullanılmaz.

Eşik problemleri endüstride çok nadir olarak görülmektedir. Buna karşılık ısı değiştirici ağı problemleri genelde, darboğazı olan problemlerdir. Bir başka deyişle, bu problemlerde iki entalpi eğrisi birbirine değecek kadar yaklaştırılsa bile sistem dışarıdan ısıtma ve dışarıdan soğutmayı birlikte gereksinir veya $\Delta T_{min} \geq \Delta T_{eşik}$ eşitsizliği geçerli olur (Anon, 1993b).



Şekil 2.12. Eşik problemleri

2.5. Problem Algoritma Çizelgesi

Enerji hedeflerini bulmak için bileşik eğriler kullanılabiliyorsa da bu yaklaşım grafiksel yapıya dayandırıldığından uygun değildir. Hedefleri matematiksel olarak tayin etmek için Linnhoff ve Flower tarafından "Problem Algoritma Çizelge" yöntemi geliştirilmiştir (Linnhoff ve Flower, 1978). Bu algoritmanın Çizelge 2.1'deki örnek probleme uygulanması, Çizelge 2.2 üzerinde izlenebilir (Gürkan, 1997).

Çizelge 2.2. Kaydırılmış sıcaklık aralıklarında ısı denkliği

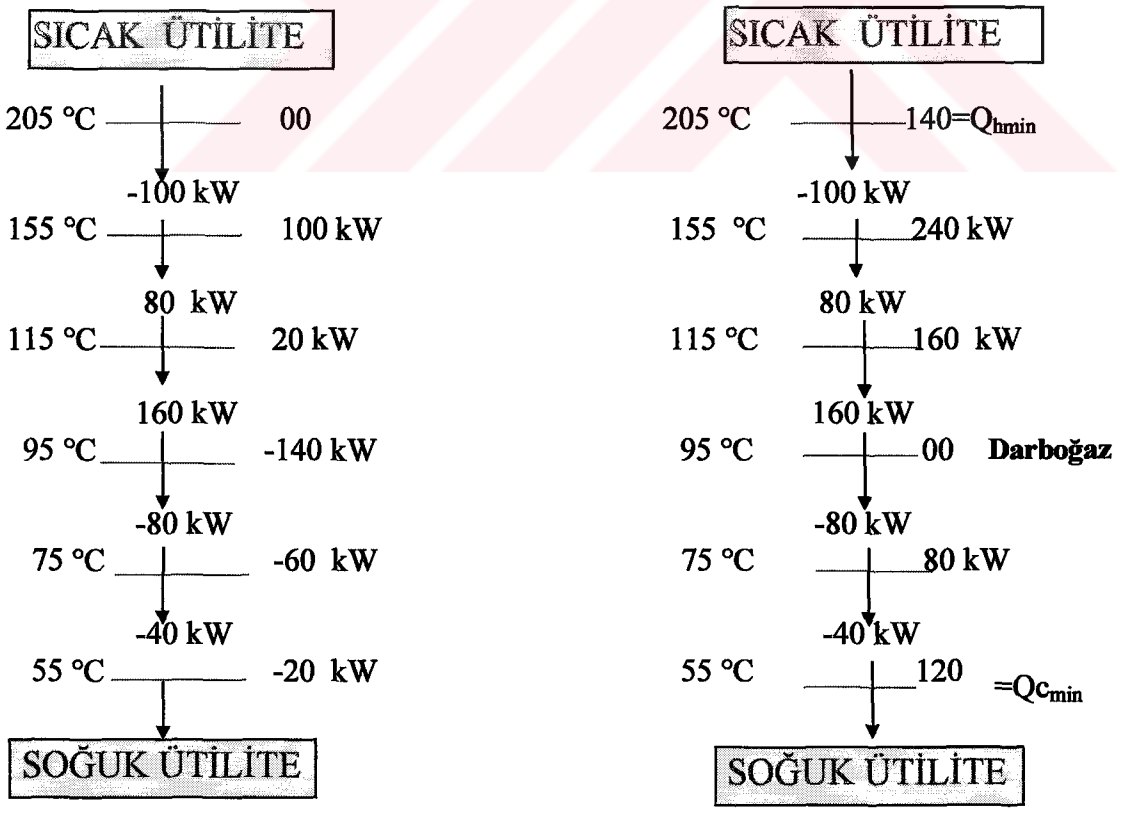
Sıcaklık Aralıkları, (°C)	**Akımlar**	**$\Delta T_{aralık}$ (°C)**	**ΣCP_c-ΣCP_h (kW/°C)**	**$\Delta H_{aralık}$ (kW)**
205	2			
		50	-2	-100
155	1			
		40	2	80
115				
		20	8	160
95	4			
		20	-4	-80
75				
		20	-2	-40
55				
	3			

Proses darboğazında ΔT_{min} için bir optimum değer belirlenir. Daha sonra, sıcak akımların sıcaklıkları ½ ΔT_{min} derece kadar azaltılırken, soğuk akımların sıcaklıkları ½ ΔT_{min} derece kadar arttırılarak kaydırılmış sıcaklık aralıkları oluşturulur. Böylece herhangi bir aralıkta tam ısı değişimi gerçekleşmiş olur. Her sıcaklık aralığının ısı fazlası veya eksiği aşağıdaki entalpi denkliği ile hesaplanır.

$$\Delta H_{ij} = (T_i - T_{i+1}) (\Sigma CP_{cj} - \Sigma CP_{hj})_i \qquad (2.2)$$

i aralığı, j ise aralıktaki akımı gösterir. Soğuk akımların etkisi sıcak akımların etkisinden fazla ise , ΔH pozitif olur ve ilgili aralıkta ısı eksikliği olduğunu gösterir. Sıcak akımların etkisi soğuk akımların etkisinden fazla ise, ΔH negatif olur ve ilgili aralıkta ısı fazlalığı olduğunu gösterir. Sistem içerisindeki ısı eksikliği, sıcak ütiliteden veya daha yüksek bir sıcaklık aralığındaki enerjiden karşılanabilir. Fazla ısı aralıktan aralığa, sıcaklık skalası boyunca aşağı kademeli olarak verilir (Çizelge2.2) (Smith, 1995).

En yüksek sıcaklık değeri ile başlanarak her bir aralıkta aktarılan toplam net ısı hesaplandıktan sonra her kaydırılmış sıcaklık değeri için, net ısı aktarımı hesaplanır (Şekil 2.13). Kademeyi sağlamak amacıyla, darboğazda ısı akışını sıfır yapmak gerekir. Bu nedenle prosese sıcak ütiliteden yeterli miktarda ısı eklenmelidir. Sıcak ütiliteden alınması gereken en az ısı miktarı, en büyük negatif ısı akışıdır. Buna göre, kademeli diyagramda en büyük negatif ısı akışı miktarı, minimum sıcak ütilite miktarını verir (Linnhoff ve Turner, 1981; Galli ve Cerda, 1991; Smith, 1995). Şekil 2.13'deki kademeli diyagramda görüldüğü gibi, ısı akışının sıfır olduğu nokta darboğaz noktasıdır.



Şekil 2.13. Kademeli diyagram

2.6. *Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*

Darboğaz tasarımı yapılırken birçok yaklaşımlardan yararlanılmaktadır. Bu yaklaşımlar çerçevesinde yapılan hesaplamalar için çeşitli çizelge ve şekiller oluşturulmaktadır. Her biri ayrı ayrı işlemler gerektirdiğinden bu zaman alıcıdır. Bu nedenle bu çalışmada, bütün yaklaşımların hesaplanabileceği bir algoritma tablosu geliştirilmiş ve bilgisayar programı yapılmıştır. Program 100 akıma kadar (ki genişletilebilir) verilen her ΔT_{min} için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** oluşturmaktadır. Bu algoritma ile kaydırılmış sıcaklıkları kullanmadan hesap yapılabilmektedir. Sadece bir tablo üzerinden bütün hesaplar yapıldığından sonuçların daha net anlaşılması ve görülmesi sağlanmaktadır. Tablo üzerinde her sıcak ve soğuk akımın durumu da ayrıca görülebilmektedir. Bu geliştirilmiş algoritmanın Ngaw ve Sama, (1998)'den alınan örnek probleme uygulanması aşağıdaki çizelgelerle verilmektedir. Çizelge 2.3'te verilen örnek problemin ***DarboTEK*** program ekran görüntüleri Ek 1.2'de verilmiştir.

Çizelge 2.3. ***DarboTEK*** bilgisayar programı veri giriş tablosu(Ngaw ve Sama, 1998)

No	T_s (°C)	T_t (°C)	CP (MW/ °C)
1	250	40	0.15
2	200	80	0.25
3	20	180	0.2
4	140	230	0.3

Çizelge 2.4'de görüldüğü gibi sıcak (HN) ve soğuk (CN) akımların sayıları belirlenerek yorumlama yapılmaktadır. Burada N, akım sayısını göstermektedir. Bundan sonraki çizelgelerde de akım numaraları (H1, H2, C1 ..gibi) yorumlama çizelgesindeki HN-CN kolonundaki akım numaraları olarak alınmaktadır.

Çizelge 2.4. Veri girişlerinin yorumlanması

No	HN-CN	T_s (°C)	T_t (°C)	CP (MW/°C)
1	H1	250	40	0.15
2	H2	200	80	0.25
3	C1	20	180	0.2
4	C2	140	230	0.3

Darboğazın yeri ve minimum enerji hedefleri ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** kullanılarak da bulunabilir. Problem çizelgesinde bilinen akım verileri optimum sıcaklık aralıklarına bölünür. Bu aralıklar ΔT_{min} ile birbirlerinden ayrılmış sıcak ve soğuk akımların kaynak ve hedef sıcaklıklarına bağlıdır. Aralıkların sıcaklıkları yukarıdan aşağı azalacak şekilde solda gösterilir. Sıcak akım sıcaklık değerleri sola yazılarak sağda ΔT_{min} kadar azaltılırken, soğuk akım sıcaklık değerleri ise sağa yazılarak ΔT_{min} kadar arttırılır (Çizelge 2.5). Çizelgenin birinci kolonu sıcaklık aralıklarını (DT) gösterirken, ikinci satırın akımları işaret ettiği kısmına kadar olan bölümde toplam ısı sığaları (CP) verilmiştir. Her akımın kaynak ve hedef sıcaklığına bakılarak ilgili aralık belirlenmiş ve ilgili olmayan kısma X işareti konularak entalpi değerleri (DT*CP) hesaplanmıştır. Artı ve eksi değerleri denklem 2.2'nin yansımasıdır. Her sıcaklık aralığının ısı fazlası veya eksiği hesaplanarak eksik ısı isimli kolonda gösterilmektedir. Biriken ısıyı hesaplamak için birinci aralıkta sıfır ısı girdisi kabul edilir. Çıkan ısı ise, girdi ısıya bu aralıktaki eksik ısı yükünün çıkarılmasıyla elde edilir. Bu son bulunan değer, bir sonraki aralığın ısı girdisidir. Bu işlem bütün sıcaklık aralıklarında aynı şekilde tekrar edilir (Biriken ısı-Girdi ve Çıktı kolonları). Birinci aralığa giren ısı(biriken ısı kolonlarındaki negatif en küçük sayıdır) bütün aralıklar arasındaki biriken ısı geçişlerini pozitif veya sıfır yapacak kadar arttırılarak her aralığın maksimum kabul edilebilir ısısı hesaplanır (Maksimum olabilir ısı-Girdi ve Çıktı kolonları). Sonuçta, bu kolonların birinci aralığına giren ısı, minimum dışarıdan ısıtma hedefini verirken minimum soğutma hedefi ise en son aralıktan çıkan ısı miktarıdır. Bu çizelgedeki sıfır ısı geçiş noktası sistemin darboğazını göstermektedir. Ek 2'de akım sayısı ve ΔT_{min} değiştirilerek ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** yöntemiyle yapılan örnekler verilmektedir.

Bu algoritma üzerinden bileşik eğriler de oluşturulabilmektedir. Çizelge 2.5'deki her sıcaklık aralığındaki HN değerleri toplanarak hesaplanan ısı yükleri alt alta toplanır ve sıcaklık-entalpi-diyagramında çizilecek olursa sıcak bileşik eğri elde edilir. Aynı şekilde, her sıcaklık aralığındaki CN değerleri toplanarak hesaplanan ısı yükleri alt alta toplanır ve sıcaklık-entalpi diyagramında çizilecek olursa soğuk bileşik eğri elde edilir.

Geliştirilmiş problem algoritma çizelgesi kullanılarak tüm bileşik eğriler oluşturulabilmektedir. Tüm bileşik eğrilerin oluşturulması Bölüm 2.7'de geniş biçimde anlatılmaktadır. Bu algoritma, sıcak ve soğuk akımların her sıcaklık aralığındaki entalpi değerlerini verdiğinden, ayrıca ağ diyagramını oluşturmada (ısı değiştirici eşlemesine) da kolaylık sağlamaktadır.

Çizelge 2.5. ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi***

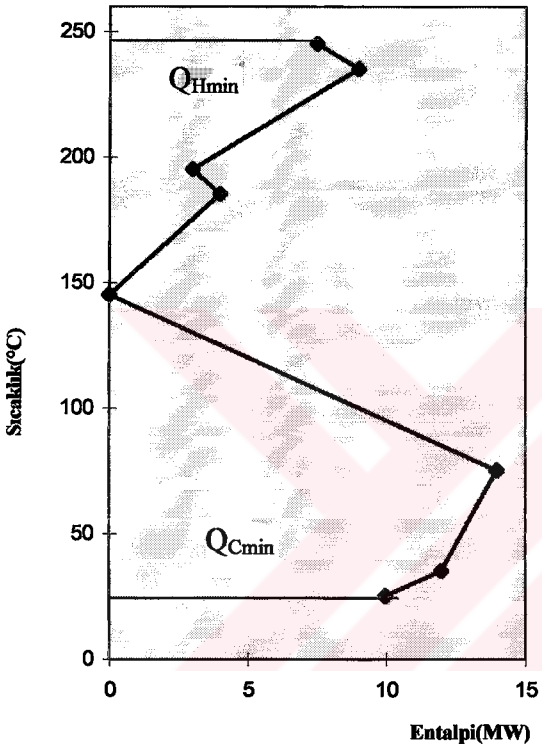
	(MW)	H1	H2	C1	C2	Eksik ısı (MW)	Biriken ısı (MW)		Maksimum olabilir ısı (MW)	
	CP / DT	0.15	0.25	0.2	0.3		Girdi	Çıktı	Girdi	Çıktı
250-240	10	-1.5	X	X	X	-1.5	00	1.5	7.5	9.
240-230	40	-6.0	X	X	12.0	6.	1.5	-4.5	9.0	3.0
200-190	10	-1.5	-2.5	X	3.0	-1.0	-4.5	-3.5	3.0	4.0
190-180	40	-6.0	-10.0	8.0	12.0	4.0	-3.5	-7.5	4.0	0.0
150-140	70	-10.5	-17.5	14.0	X	-14.0	-7.5	6.5	0.0	14.0
80-70	40	-6.0	X	8.0	X	2.0	6.5	4.5	14.0	12.0
40-30	10	X	X	2.0	X	2.0	4.5	2.5	12.0	10.0
30-20										

Darboğaz Noktası: 150-140 °C
Q_{hmin}: 7.50 MW
Q_{cmin}: 10.0 MW

2.7. Tüm Bileşik Entalpi Eğrisi

Proses tasarımı yapılırken sıcak ve soğuk proses akımlarının farklı sıcaklıklardaki net entalpi farklarının incelenmesi gerekir. Bu incelemeyi yapabilmek için prosesin net ısı akışını gösteren tüm bileşik entalpi eğrilerinden yararlanılır. Tüm bileşik eğriler, sıcak ve soğuk ütilitelerin farklı sıcaklıklarda sağlanabilme olanaklarının araştırılması ve

proses birimlerinin tüm proses içine entegrasyonlarının yapılabilmesi için tasarıma yardımcı birer araç olarak kullanılırlar (Parker, 1989; Gundersen ve Naess, 1988). Bu eğriler, Çizelge 2.3'deki örnek problem için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi'*** nde hesaplanan maksimum olabilir ısının her aralıktaki sıcak ve soğuk akım sıcaklıklarının ortalama değerinde çizilmesi ile bulunur (Şekil 2.14).

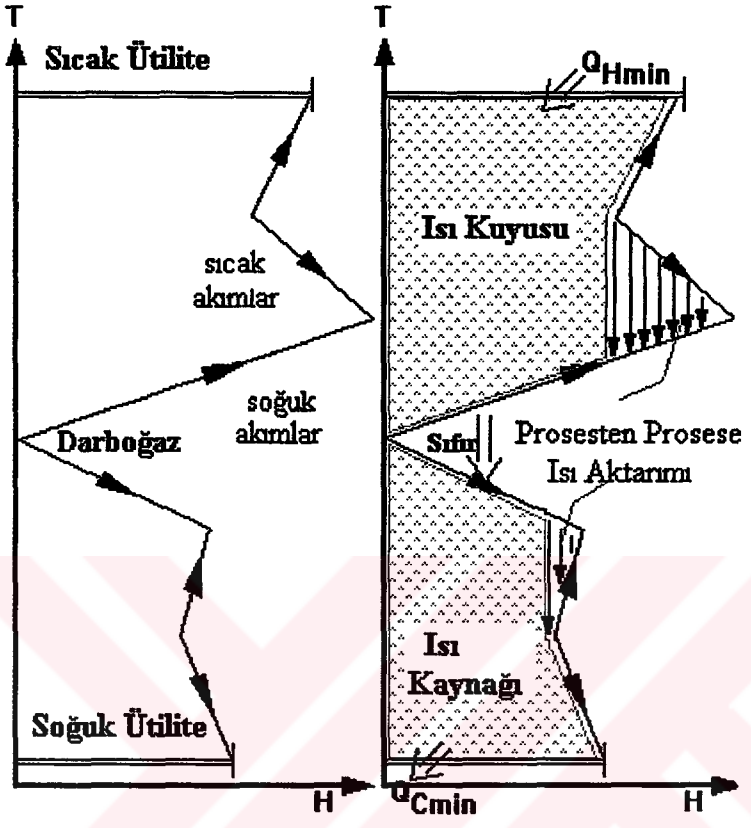


°C	Maksimum Olabilir Isı(MW) Girdi	Çıktı
245		
	7.5	9.0
235		
	9.0	3.0
195		
	3.0	4.0
185		
	4.0	0.0
145		
	0.0	14.0
75		
	14.0	12.0
35		
	12.0	10.0
25		

Şekil 2.14. Tüm bileşik eğrinin çizilmesi

Tüm bileşik entalpi eğrisi darboğazda sıcaklık eksenine değer. Eğrinin artı eğimli olduğu yerlerde daha çok sayıda akımın ısıtılması, eksi eğimli olduğu yerlerde ise daha çok sayıda akımın soğutulması gerekir. Birleşen iki farklı eğimdeki doğrunun dikey olarak üst üste geldiği yerler, eksi eğimli bileşik akımın sıcaklığının artı eğimli bileşik akımın sıcaklığından daha yüksek olması şartı ile, prosesten prosese dikey ısı aktarımının olduğu bölgeyi gösterir. Arta kalan bileşik akımlar darboğazın yukarısında prosesin kuyu profilini, darboğazın aşağısında ise kaynak profilini göstermektedir. Bu

akımların hedef sıcaklıklarına ulaşılabilmesi için ütilitelerden yararlanılır (Şekil 2.15) (Smith ve Linnhoff, 1988).

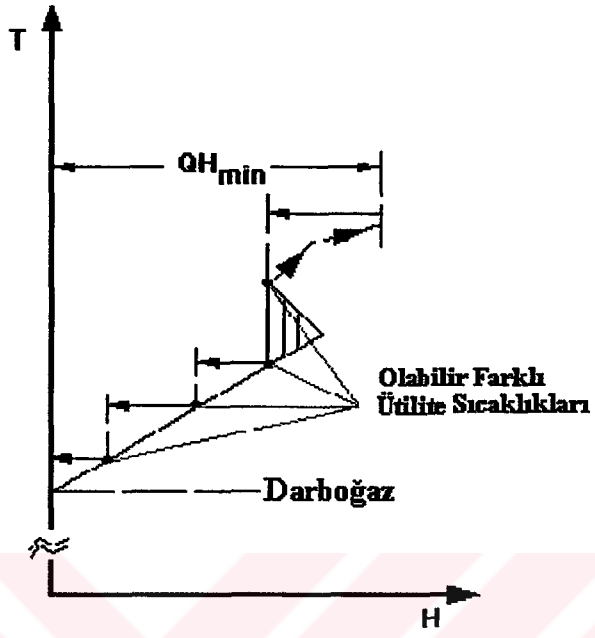


Şekil 2.15. Tüm bileşik eğrinin ayrıntılı gösterilmesi

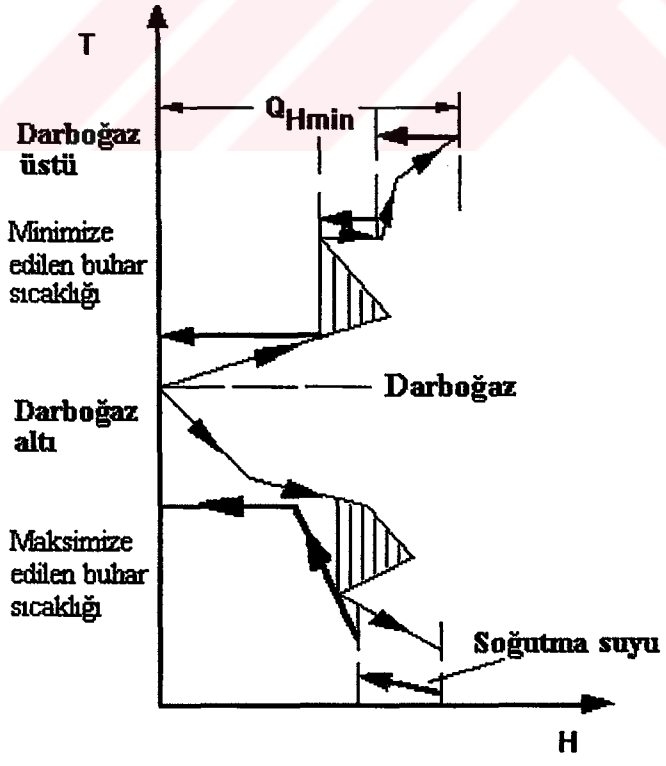
2.8. Ütilitelerin Yerinin Belirlenmesi

Enerji hedeflerini veren geliştirilmiş problem çizelge algoritmasında, tüm sıcak ütilitenin en yüksek sıcaklıktaki soğuk akımı ısıtabilecek sıcaklıkta, tüm soğuk ütilitenin de en düşük sıcaklıktaki sıcak akımı soğutabilecek sıcaklıkta sağlandığı kabul edilir. Gerçekte, minimum sıcak ütilite tümüyle yalnızca en yüksek proses sıcaklığında değil de kısmen daha düşük sıcaklıklarda da sağlanabilir. Aynı durum soğuk ütilite için de geçerlidir (Şekil 2.16). Yüksek sıcaklıktaki sıcak ütilite maliyetinin yüksek olmasının nedeni ile farklı sıcaklıklardaki ütilite kullanımından yararlanarak en az maliyeti olan ütilite kullanımının maksimize edilmesi gerekir (Linnhoff ve Hindmarsh, 1983). Ütilitelerin farklı seviyelerde kullanımı ile ilgili olan çalışmalarda tüm bileşik entalpi eğrisinden yararlanılır. Farklı ütilite profilleri ve tüm bileşik entalpi eğrisi aynı şekil

üzerinde gösterilir (Dhole ve Linnhoff, 1992). Tüm bileşik eğrinin şekli çoğu kez ütilitelerin hangi sıcaklıklarda hangi yüklerle daha uygun kullanılabileceğini gösterir (Şekil 2.17).

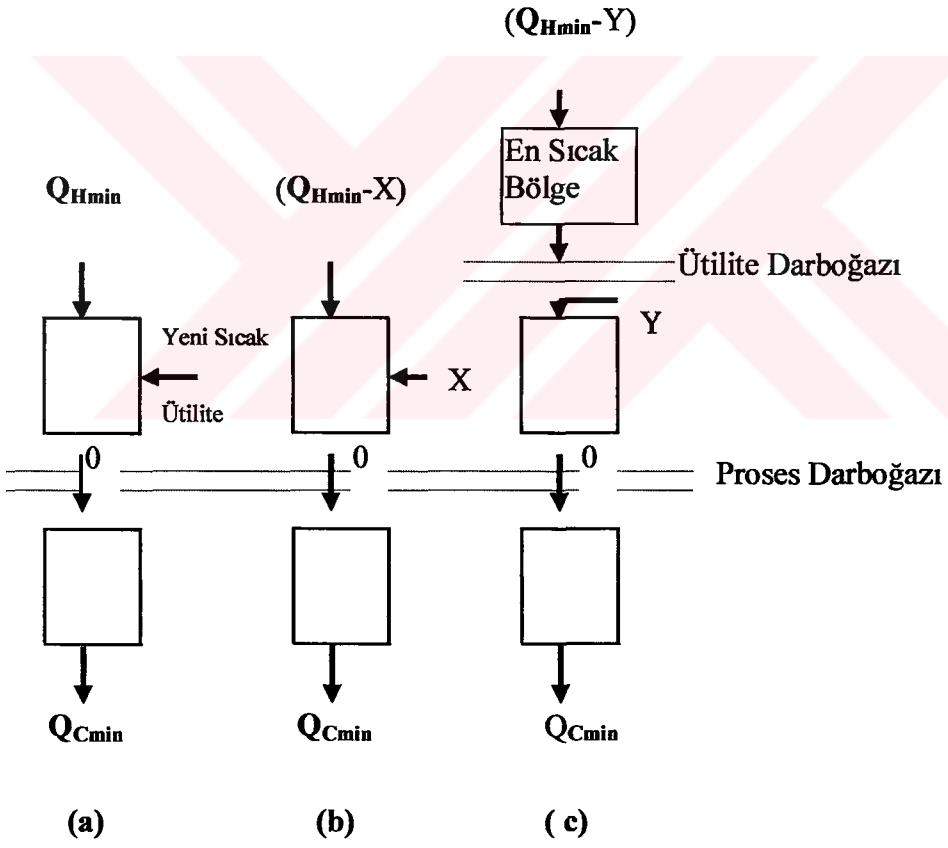


Şekil 2.16. Tüm bileşik entalpi eğrisinden ütilite sıcaklıklarının saptanması



Şekil 2.17. Tüm bileşik entalpi eğrisinden ütilite yerinin saptanması

Isı ağı probleminin kuyu bölgesine düşük sıcaklıkta yeni bir sıcak ütilitenin uygun olarak yerleştirilmesi Şekil 2.18(a)'daki gibi gösterilebilir. Yüksek sıcaklıktaki ütilite yükü (Q_{Hmin} -X), ikinci ütilitenin bulunduğu sıcaklığa kadar olan ısı gereksinimini ancak karşılayabilecek kadar değiştirilebilir (Q_{Hmin}-Y). Geriye kalan dışarıdan ısıtma gereksinimini (Y) sağlayan ikinci ütilitenin sisteme verildiği bu noktadan sıfır ısı akışı geçer. Bu noktada *ütilite darboğazı* olarak tanımlanan yeni bir darboğaz oluşur. Böylece, kuyu bölgesi iki ayrı bölgeye ayrılır (Şekil 2.18). Kısaca kuyu bölgesinde bir ütilite darboğazı yaratılması ile düşük sıcaklıktaki sıcak ütilitenin yükü maksimum düzeye erişir. Benzer şekilde kaynak bölgesinde de ütilite darboğazları yaratılabilir. Entalpi-sıcaklık diyagramında, ütilite darboğazları, ütilite sıcaklık profilinin proses sıcaklık profiline değdiği noktalarda bulunur (Şekil 2.17).



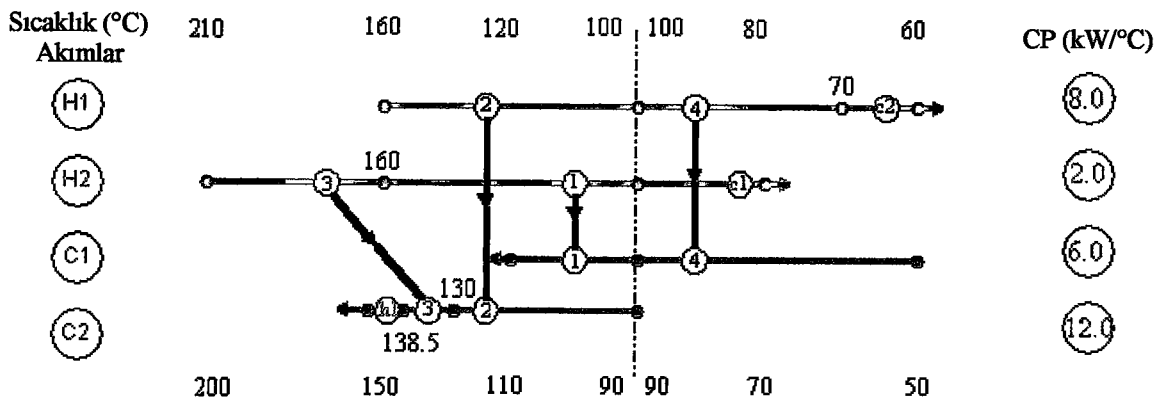
Şekil 2.18. (a) Yeni sıcak ütilitenin yerleştirilmesi , (b)minimum ısıtma gereksiniminin dağılması, (c) ütilite darboğazının gösterilmesi

Bu ısı değiştirici ağı sentezi için, kuyu ve kaynak bölgelerinin ütilite darboğazları ile bölünmesiyle oluşturulan yeni bölgelerin ayrı ayrı tasarımları yapılır. Örneğe ait Şekil 2.18'deki kuyu bölgesinin daha sıcak ve daha soğuk olmak üzere iki ayrı tasarımı yapılır. Bu tasarımların bir araya getirilmesi ile de tüm kuyu bölgesinin veya tüm kaynak bölgesinin tasarımları elde edilir (Linnhoff vd., 1990; Morgan, 1992). Ancak değişik ütiliteler ile tasarım yapılırken, farklı ütilite sıcaklık düzeylerinin kullanılması tasarımda karmaşıklık yaratır (Linnhoff ve Senior, 1983). Kuyu ve kaynak bölgelerinin yeni bölümlerinin her birinin minimum birim sayılarının toplamı, yalnızca kuyu ve kaynak bölgelerinin minimum birim sayılarının toplamından daha büyük olabilir. Kısaca, bu tip tasarımlarda daha çok birime gerek duyulabilir. Dolayısıyla, tüm minimum enerji tasarımının ara ütilite yükleri veya sıcaklıkları belli bir esneklik içerisinde korunarak, birim sayısının azaltılması ile optimum tasarımlar yapılabilir.

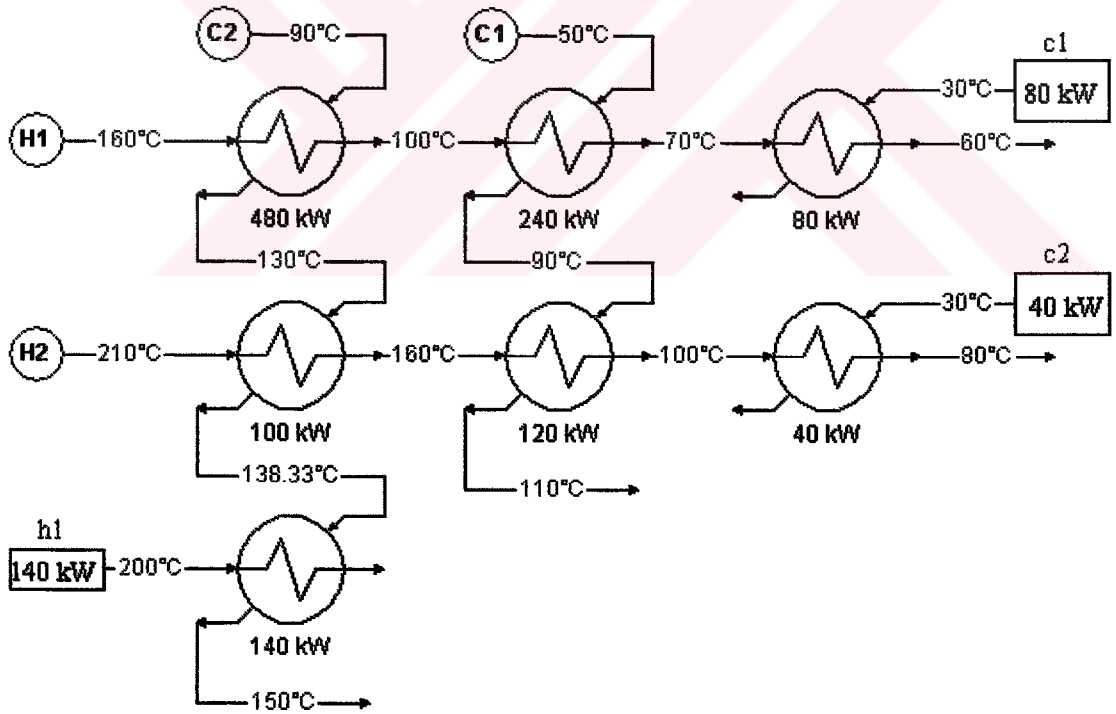
2.9. Ağların Gösterilmesi

Darboğaz teknolojisinde ısı değiştirici ağı çizimi için yatay akım gösteriminden yararlanılır (Şekil 2.19) (Linnhoff ve Flower, 1978). Isı değiştirici ağındaki sıcak akımlar üstte toplanırlar ve soldan sağa doğru akarlar. Soğuk akımlar ise altta sağdan sola doğru akarlar. Proses ısı değiştiricileri birleştirilen dikey çizgilerle gösterilir. Sıcak ve soğuk ütiliteler ise dairelerle gösterilir. Darboğazda tüm sıcak ve soğuk akımlar arasında ΔT_{min} sıcaklık farkı vardır (Tafte, 1987). Bu şekilde kuyu ve kaynak olmak üzere birbirinden bağımsız iki tasarım çalışmasına olanak sağlanır. Şekil 2.20'de ise ağların teknik olarak gösterimi verilmiştir.

Bir kimyasal proseste reaktör, damıtma kolonu, buharlaştırıcı v.b. birimlere akan veya bu birimlerden çıkan HN sayıda soğutulması istenen sıcak akımlar ile CN sayıda ısıtılması istenen soğuk akım vardır. Bu akımlar ile bu akımlar arasında ısı alış verişini sağlayan ısı değiştiriciler ve dışarıdan enerji kullanımını sağlayan ısıtıcı (h1) ve soğutucular (c1,c2) grubu ısı değiştirici ağı olarak tanımlanır.



Şekil 2.19. Isı değiştirici ağlarının özel gösterilmesi



Şekil 2.20. Isı değiştirici ağlarının genel gösterimi

3. ISI DEĞİŞTİRİCİ AĞLARI İÇİN YATIRIM VE TOPLAM MALİYET HEDEFLERİ

3.1. Minimum Birim Sayısının Hedeflenmesi

Isı ağı probleminin minimum birim tasarımını bulmak için minimum enerji tasarımı başlangıç olarak alınır (Lambert, 1994). Bir ağın tasarımında kapital maliyet olarak minimum birim sayısı hedef alınır (Tjoe ve Linnhoff, 1986; Cerda vd., 1990). Minimum birim sayısı, *dikey yöntem* ve *eşit yöntem* olmak üzere iki yöntemle bulunabilmektedir. *Dikey yöntem'de*, bileşik eğriler entalpi aralıklarına bölünür. Aralıklar, her bir bileşik profilde eğim değişikliğinin yer alması ile tanımlanır. Her aralık birimi gösterir. Ayrıntılı bilgi program algoritmasının anlatıldığı Bölüm 6'da verilmektedir.

*Eşit yöntem'*de aşağıdaki Hohmann'ın eşitliğinden yararlanılır (Hohmann, 1971):

$$N_{birim} = (HN+CN+N_{ütilite}-1)_{darboğaz\ üstü} + (HN+CN+N_{ütilite}-1)_{darboğaz\ altı} \qquad (3.1)$$

Burada, N_{birim} minimum birim sayısını ve $N_{ütilite}$ de ütilite sayısını göstermektedir.

Darboğazı olan problemlerde minimum enerji kullanımı ile minimum birim sayısı çoğunlukla birbirlerine ters düşerler. (3.1) numaralı eşitlikte bulunan tüm problemin minimum birim sayısının, kuyu ve kaynak bölgelerinin ayrı ayrı minimum birim sayılarının toplamından küçük olması bir çelişki yaratır. Dolayısıyla, istenilen çözümü bulabilmek için minimum enerji ve minimum birim tasarımları arasında optimum bir alışveriş yapmaya ihtiyaç duyulur.

3.2. Minimum Alan Hedefleri

Bir ısı değiştirici ağı probleminde minimum enerji kullanımının yansıra, yatırım maliyetini oluşturan minimum yüzey alan ve minimum birim sayısı hedefleri vardır. Minimum enerji hedeflerini veren bileşik entalpi eğrilerinden sayısal bir yaklaşımla minimum alan hedefi de bulunabilir. Minimum alan A_{min} (Yee vd., 1990), eğriler

üzerinde zıt akışlı ısı değişimi modeli uygulanarak aşağıdaki *Bath* formülü ile hesaplanabilir:

$$A_{min} = \sum_{k=1}^{K} \frac{1}{\Delta T_{\ell mk}} \left(\sum_{i=1}^{\substack{\text{sıcak} \\ \text{akımlar}}} \frac{q_i}{h_i} + \sum_{j=1}^{\substack{\text{soğuk} \\ \text{akımlar}}} \frac{q_j}{h_j} \right) \tag{3.2}$$

Burada,

q_i : k entalpi aralığında i sıcak akımı üzerindeki entalpi değişimini

q_j : k entalpi aralığında j soğuk akımı üzerindeki entalpi değişimini

h_i : i sıcak akımının ısı aktarım katsayısını

h_j : j soğuk akımının ısı aktarım katsayısını

$\Delta T_{\ell mk}$: k aralığı için ortalama logaritmik sıcaklık farkını

i : k entalpi aralığında toplam sıcak akım sayısını

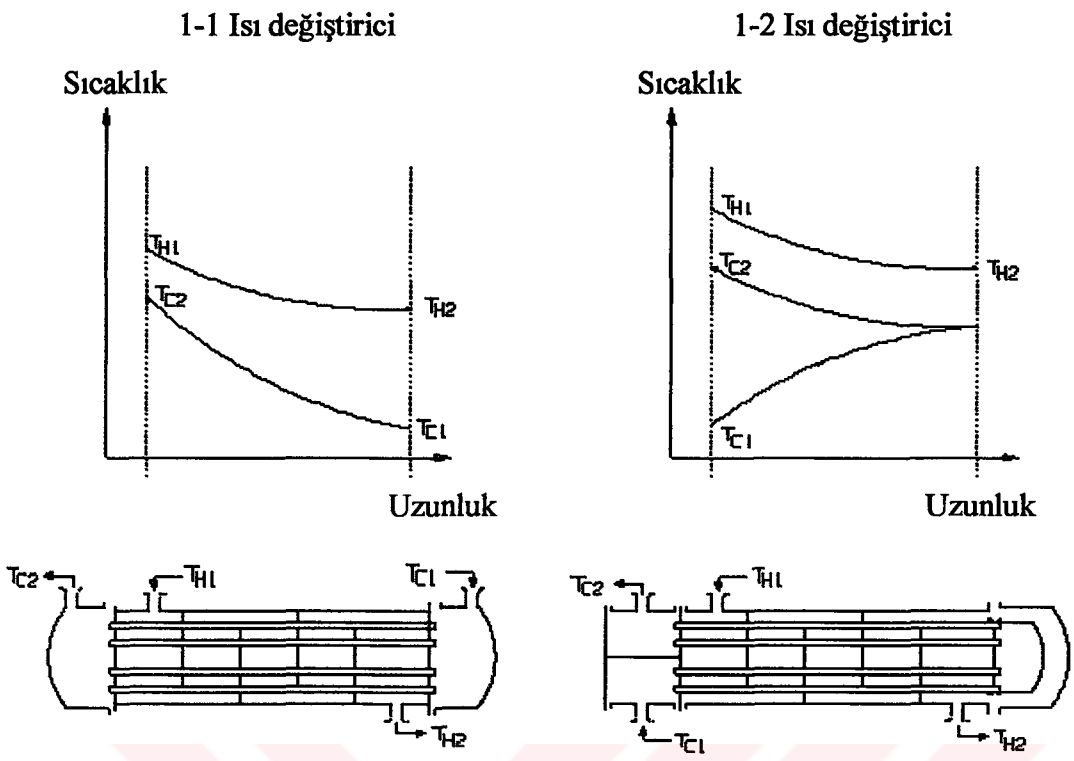
j : k entalpi aralığında toplam soğuk akım sayısını

K : toplam entalpi aralığı sayısını göstermektedir.

Bu formülden, farklı enerji kazanma dereceleri ile yüzey alanı arasındaki alışverişi göstermek için yararlanılır. Aynı problemin farklı çözümlerinin, enerji kazanma dereceleri benzer olduğu sürece, genellikle, tüm yüzey alanlarının da birbirine yakın olduğu görülür (Ahmad ve Hui, 1991; Ciric ve Floudas, 1990).

3.3. 1-2 Isı Değiştirici Tasarım Hedefleri

Şimdiye kadar ağ hedefleri ve tasarımında, ısı değiştirici tiplerinin karşıt akışlı , 1-1 (1 kabuk geçiş-1 boru geçiş) ısı değiştiricili cihazlar olduğu varsayıldı. Bu varsayımda başlı başına her eşlemenin, bu tipteki 1-1 ısı değiştiricilerden oluştuğu ele alınmaktadır. Ancak, kirlenme, mekanik genleşme, boyut sınırlamaları, temizleme vs. gibi nedenlerden dolayı birçok endüstriyel ısı değiştirici 1-2 (1 kabuk geçiş- 2 boru geçiş) olacak şekilde yapılmaktadır.



Şekil 3.1. 1-1 ve 1-2 ısı değiştiricileri

1-2 ısı değiştiricilerinden başka diğer birçok ısı değiştirici tipleri mevcut olmasına rağmen proses tesislerinde çok daha az sıklıkta bulunurlar. Proses tesislerinde daha çok kullanılması nedeniyle 1-2 ısı değiştiriciler üzerinde de durulmuştur. Ağ gösteriminde tek bir eşleme olarak gözüken ısı değiştiriciler gerçekte seri veya paralel halde çeşitli 1-2 ısı değiştiricilerinin yerleştirilmesidir.

Sonuç olarak, bu tasarımdaki eşleme sayısı net ısı değiştirici sayısını vermeyebilir. Ayrıca 1-2 ısı değiştiriciler kısmen paralel alışlı ve karşıt akışlı ısı değişimini gösterir (Şekil 3.1). Bu, F_t (sıcaklık düzeltme faktörü ($0<F_t<1$)) kullanılarak ısı değiştirici tasarım eşitliğinde $\Delta T_{\ell m}$ 'in düzeltilmesi hesaba katılır. Bir ağ için gerekli minimum alan hedefi, 1-2 ısı değiştirici kullanıldığında karşıt akışlı ısı değiştiricilere göre artacaktır. Maliyet hedefleri ve tasarım hesapları için ağ içinde gerçekçi biçimde tahmin edilen ısı değiştirici sayısı ve boyutlarını yansıtmak amacıyla bu tip etkilerin de göz önüne alınması gerekmektedir. Bu yapılmadığı taktirde sonuçlar bazı durumlarda hatalı olabilmektedir.

Belirli bir eşlemeyi oluşturmak için gerekli olan 1-2 ısı değiştirici sayısı birden fazla olabilir. Çünkü bu tip cihazların yapılmasında boyut sınırlaması kabuk başına yaklaşık 500 m^2'lik bir alandır (Aerstin ve Street, 1982).

F_t değerlerinin hesaplanması için çeşitli grafiklerden ve bazı denklemlerden yararlanılmaktadır (Anon,1993a). Bu çalışmada ise bir interaktif bilgisayar programı geliştirildiğinden, F_t'nin hesaplanması için gerekli denklemler kullanılarak bir algoritma oluşturulmuş ve bir alt program hazırlanmıştır (Şekil 3.2).

F_t düzeltme faktörü (3.3) numaralı denklemde gösterildiği gibi iki boyutsuz oran cinsinden ifade edilmektedir.

$$F_t=f(R,P) \tag{3.3}$$

İki ısı kapasitesi akış oranı (R),

$$R=\frac{CP_c}{CP_h}=\frac{T_{H2}-T_{H1}}{T_{C2}-T_{C1}} \tag{3.4}$$

ve ısı değiştiricinin ısıl etkinliği (P) ,

$$P=\frac{T_{C2}-T_{C1}}{|T_{H1}-T_{C1}|} \tag{3.5}$$

şeklinde ifade edilmektedir (Kern, 1950).

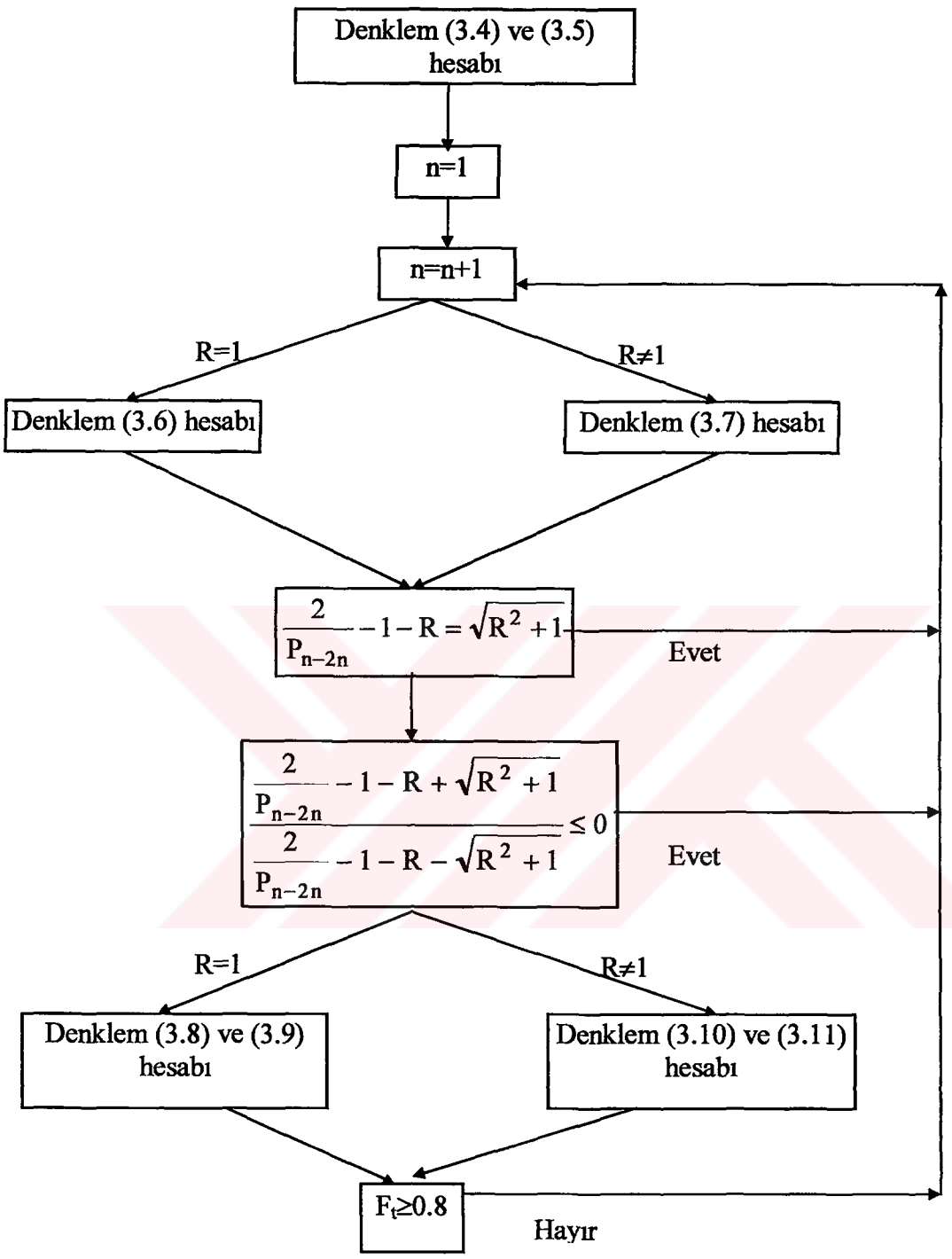
Burada;

T_{H1}: ısı değiştiricideki sıcak akımın giriş sıcaklığı,

T_{H2}: ısı değiştiricideki sıcak akımın çıkış sıcaklığı,

T_{C1}: ısı değiştiricideki soğuk akımın giriş sıcaklığı,

T_{C2}: ısı değiştiricideki soğuk akımın çıkış sıcaklığını göstermektedir.



Şekil 3.2. F_t ve N_k hesabı algoritması

Yukarıdaki algoritmada belirtilen denklemler aşağıda sırasıyla verilmektedir (Evans, 1980; Ludwing, 1965).

R=1 için:

$$P_{n-2n} = \frac{P}{n - n.p + P} \tag{3.6}$$

R≠1 için:

$$P_{n-2n} = \frac{1 - \left(\frac{1 - R.P}{1 - P}\right)^{1/n}}{R - \left(\frac{1 - R.P}{1 - P}\right)^{1/n}} \tag{3.7}$$

R=1 için:

$$F_t = \frac{1.414.\left(\frac{P_{n-2n}}{1 - P_{n-2n}}\right)}{\ln\left(\frac{\frac{2}{P_{n-2n}} - 1 - R + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{P_{n-2n}} - 1 - R - \sqrt{R^2 + 1}}\right)} \tag{3.8}$$

$$N_k = \frac{\left(\frac{P_{n-2n}}{1 - P_{n-2n}}\right)\left(1 + \frac{\sqrt{2}}{2} - X_p\right)}{X_p} \tag{3.9}$$

X_p, minimum izin verilebilen F_t'yi sağlamak için seçilmektedir (örneğin F_{tmin}>0.75 için X_p=0.9 kullanılmaktadır).

R≠1 için:

$$F_t = \frac{\left(\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{R - 1}\right).\ln\left(\frac{1 - P_{n-2n}}{1 - R.P_{n-2n}}\right)}{\ln\left(\frac{\frac{2}{P_{n-2n}} - 1 - R + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{P_{n-2n}} - 1 - R - \sqrt{R^2 + 1}}\right)} \tag{3.10}$$

$$N_k = \frac{\ln\left(\dfrac{1-R.P_{n-2n}}{1-P_{n-2n}}\right)}{\ln\left(\dfrac{R+1+\sqrt{R^2+1}-2R.X_p}{R+1+\sqrt{R^2+1}-2X_p}\right)} \tag{3.11}$$

Tasarımın amacı, sıcaklıklarda meydana gelen küçük proses dalgalanmalarına karşı F_t değerini bulmaya çalışmaktadır. Yöntem belirli T'ler için $F_t > F_{tmin}$ bulununcaya kadar n=1,2,... denenmesini gerektirmektedir. F_{tmin} genellikle yaklaşık 0.8'dir, ancak T'lere (sınır sıcaklıkları) karşı olan hassasiyetine bağlı olarak değişebilir.

Aynı zamanda kabuk sayısı N_t hesabı da alt program içinde yapılmaktadır. Ayrıntılı açıklamalar örnekler üzerinden Bölüm 6'daki program algoritması kısmında verilmektedir.

Eğer ısı değiştiriciler karşıt akışlı birimler ise birim sayısı gövde sayısına eşittir. 1-2 ısı değiştiriciler durumunda ise;

$$N_{kabuk} \geq N_{birim} \tag{3.12}$$

yukarıdaki eşitsizlik geçerlidir. Kabuk sayısının yatırım maliyeti üstünde önemli bir etkisi olduğundan, bunu tasarımdan önce hedef olarak kestirmek gerekmektedir.

Bileşik eğrilerin sıcaklık dağılımına dayanan bir akım seti için minimum toplam kabuk sayısını hedeflemek amacıyla basit bir algoritma geliştirilmiştir. Algoritma, alan hedefi algoritması ile aynı şekilde bileşik eğrileri entalpi aralıklarına bölerek başlar. Elde edilen kabuk sayısı(Smith, 1995):

$$N_{kabuk} = \sum_{k}^{K} N_k (J_k - 1) \tag{3.13}$$

N_{kabuk}: K entalpi aralığında toplam kabuk sayısı

N_k : k entalpi aralığı sıcaklıklarından ortaya çıkan gerçek (veya kesirsel) kabuk sayısı

J_k : k entalpi aralığındaki akımların sayısı

N_k (3.9) ve (3.11) numaralı eşitliklerden k aralığına uygulanması ile bulunabilmektedir. Darboğazın her iki tarafındaki kabuk sayısı (3.13) eşitliğinden bulunmaktadır. Özetle kabuk sayısı hedefi, temel akım verilerinden ve varsayılan bir X_p değerinden hesaplanabilir.

1-2 ısı değiştirici ağı için toplam alanı bulmak için Bath formülü aşağıdaki şekilde değiştirilebilir(Smith, 1995):

$$A_{1-2} = \sum_{k=1}^{K} \frac{1}{\Delta T_{\ell mk} * F_{tk}} \left(\sum_{i=1}^{\text{sıcak akımlar}} \frac{q_i}{h_i} + \sum_{j=1}^{\text{soğuk akımlar}} \frac{q_j}{h_j} \right) \tag{3.14}$$

3.4. Yatırım Maliyet Hedefleri

Farklı ısı ağı tasarımlarının toplam maliyetleri, yatışkın halde çalışan ısı değiştiricilerin ters yön akış tipli olduğu ve ısı aktarım katsayıları ile toplam ısı sığalarının sabit olduğu kabul edilerek şu şekilde bulunur(Hall vd., 1990):

$$TM_{yıllık} = \gamma \sum_{i=1}^{NU} SM_i + t \left(\sum_{i=1}^{NC} EM_{Ci} u_{Ci} + \sum_{j=1}^{NH} EM_{Hj} u_{Hj} \right) \tag{3.15}$$

Burada , TM yıllık toplam maliyeti, γ yıllık geri dönme yüzdesini, SM_i i biriminin maliyetini, t bir yıllık çalışma saatini, EM_{ci} i biriminin dışarıdan soğutma maliyetini, u_{ci} bir saatte kullanılan soğutma suyu miktarını, EM_{Hj} j biriminin dışarıdan ısıtma maliyetini ve u_{hj} ise bir saatte kullanılan ısıtma miktarını göstermektedir. Bir ısı değiştirici ağının yatırım maliyeti, ısı aktarım alanı temelinde saptanır. Bu sebeple, bir ağın yatırım maliyetinin kestirilmesinde, öncelikle, bir ısı değiştiricinin(3.16) ve hava soğutucunun(3.17) aşağıdaki basit ilişkilere göre maliyetlendirilebileceği kabul edilir (Hall vd., 1990; Smith, 1995).

$$SM_{yatırım} = A' + B' \, Alan^{C'} \tag{3.16}$$

$$SM'_{yatırım} = A' * \left(\frac{Alan}{B'}\right)^{-C'} \tag{3.17}$$

Burada, A' katsayısı kurma maliyetini, B' katsayısı birim alan maliyetini, C' katsayısı ise, güç faktörünü göstermektedir. Ağ yatırım maliyeti ise aşağıdaki denklemden hesaplanabilmektedir.

$$SM_{ağ} = N(A' + B'\left(\frac{Alan_{ağ}}{N}\right)^{C'}) \tag{3.18}$$

Burada;

N : Birim sayısı

$Alan_{ağ}$: Ağın toplam alanı

Tasarımda tek bir özellikli ekipman baskınsa (tek bir yapı malzemesi, ekipman tipi ve basınç değeri), yatırım maliyet hedefi (3.16) eşitliğinden uygun maliyet katsayıları ile hesaplanabilir (Peters ve Timmerhaus, 1991). Ancak bir özellikler karışımı varsa (farklı yapı malzemeleri gerektiren farklı akımlar gibi) yaklaşım değiştirilmelidir (Purohit, 1983; Ahmad vd., 1990).

Bir tasarımda özel ısı değiştiriciler gerekiyorsa, maliyetteki bu farkları hesaba katmak için ağ alanının hesaplanmasında akım ısı aktarım katsayılarını bir ϕ faktörü ile çarpmak gerekmektedir. Eğer korozif bir akım diğer akımlardan daha pahalı yapı malzemeleri gerektirirse, yatırımın maliyete korozif olmayan bir akımınkinden daha büyük bir katkısı vardır (Hall vd., 1990; Zhu vd.,1995; Jedege ve Polley, 1992b). Akımın ağ alanına katkısını arttırmak için, ısı aktarım katsayısı yapay olarak azaltılır. Elde edilen imgesel ağ alanı, korozif olmayan maddeler için olan maliyet fonksiyonunu kullanarak bir yatırım maliyetine dönüştürüldüğünde, özel maddeler nedeniyle artan maliyet yansıtılarak, daha yüksek bir yatırım maliyeti geri döndürülür. Bath formülü de aşağıdaki şekilde düzenlenir (Ahmad, 1985; Gundersen ve Naess, 1988):

$$Alan^*_{ağ} = \sum_{k=1}^{K} \frac{1}{\Delta T_{\ell mk}} \left(\sum_{i=1}^{\substack{sıcak \\ akımlar}} \frac{q_i}{\phi_i h_i} + \sum_{j=1}^{\substack{soğuk \\ akımlar}} \frac{q_j}{\phi_j h_j} \right) \tag{3.19}$$

$$\phi = \left(\frac{B_1^{'}}{B_2^{'}}\right)^{1/C_1^{'}} \cdot \left(\frac{Alan_{ağ}}{N}\right)^{1-C_2^{'}/C_1^{'}} \tag{3.20}$$

Burada;

ϕ_i : i sıcak akımı için maliyet düzeltme faktörü,

ϕ_j : j soğuk akımı için maliyet düzeltme faktörü,

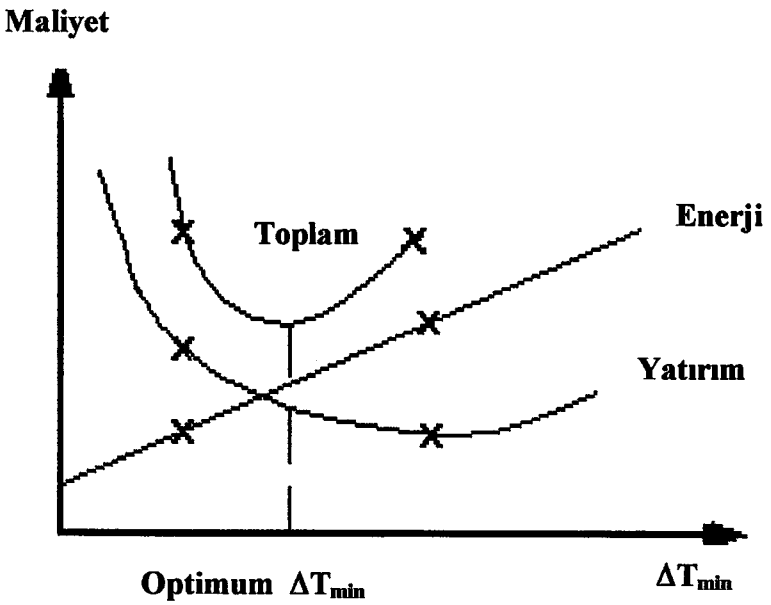
$Alan^*_{ağ}$: düzeltilmiş alan,

$A_1^{'}, B_1^{'}, C_1^{'}$: referans ısı değiştirici için maliyet parametreleri,

$A_2^{'}, B_2^{'}, C_2^{'}$: özel ısı değiştirici için maliyet parametreleri göstermektedir.

3.5. Optimum ΔT_{min}'un Belirlenmesi

Isı entegrasyon yöntemlerinin bir çoğu ısı değiştiricilerdeki minimum sıcaklık farkını sabit alarak ısının kazanılmasını gelişigüzel zorlar. Gerçekte, ΔT_{min} değeri büyüdükçe ısı değiştirici alanları, ΔT_{min} değeri küçüldükçe de enerji kullanım miktarı azalır ve toplam ağ maliyeti optimum ΔT_{min}' de minimum değerden geçer (Şekil 3.3) (Linnhoff ve Ahmad, 1990; Polley ve Panjeh, 1991). Kolay olarak uygulanan darboğaz tasarım yönteminde ise farklı ΔT_{min}'lerdeki tasarımların maliyetleri hesaplanarak optimum ΔT_{min} değerleri kısa zamanda bulunur (Rudman, 1995; Linnhoff ve Turner, 1980). Daha ayrıntılı bilgi bölüm 6 program algoritması kısmında verilmiştir.



Şekil 3.3. ΔT_{min}'nun belirlenmesi

4. ISI DEĞİŞTİRİCİ AĞLARININ TASARIMINDA DARBOĞAZ ANALİZİ

Isı değiştirici ağlarında, buhar kullanılarak soğuk akımlar ısıtılır, soğutma suyu kullanılarak da sıcak akımlar soğutulur. Bu amaçla, genellikle 180°C'da buhar ve 20°C'da soğutma suyu kullanılır. Ancak bu tip bir uygulama aşırı enerji maliyetine neden olacağından, ısı geri kazanımı için çaba harcanır. Bu amaçla geliştirilen darboğaz yaklaşımı, aşağıdaki kabullere dayanır (Linnhoff ve Smith, 1988):

1- Tüm ısı aktarımlarında karşıt akışlı ısı değiştiricileri kullanılır.
2- Her akımın ortalama ısı sığası sabittir.
3- Her akımın entalpisi sadece sıcaklığa bağlıdır.
4- Kinetik ve potansiyel enerji değişiklikleri ihmal edilebilir.
5- Çevreye olan ısı aktarımı ihmal edilebilir.

4.1. Darboğaz Tasarım Yöntemi

Darboğaz tasarım yöntemiyle problem verilerinin termodinamik analiz sonuçları tasarıma yansıtılarak kısa zamanda optimum ısı ağları elde edilir. Darboğaz, ısı ağı probleminin en kısıtlı bölgesini gösterir. Bu özellikten dolayı, darboğaz tasarım yönteminde tasarıma darboğazdan başlanır. İlk kararlar problemin bu en kısıtlı bölgesinde verilir. Darboğazda olabilir eşlemelerin sayısı kesin olarak sınırlıdır. Darboğazdan uzaklaştıktan sonra ise tasarım çalışması çok kısıtlı değildir ve yerleşim seçenekleri sayısı çoğunlukla artar. Darboğazda, en azından bir tarafında, ΔT_{min} sıcaklık farkı olan ısı değiştiriciler *Darboğaz Isı Değiştiricileri* olarak tanımlanır. Darboğaz ısı değiştiricilerinin konumu ve yükleri darboğaz tasarım yönteminin olabilirlik kriterleri ve akım atma kuralı ile bulunur. Darboğaz bölgesindeki zorunlu eşlemeleri , tasarım seçeneklerini ve akım ayırma gereksinimini belirlemek için akım verilerine sırasıyla aşağıdaki üç ayrı olabilirlik kriteri uygulanır.

4.1.1. Proses akımlarının sayısı

Darboğazın yukarısında soğutmadan sakınılarak darboğaz eşlemelerinin yapılabilmesi için, soğuk akım sayısının (CN) sıcak akım sayısından (HN) büyük veya eşit olması gerekir:

$$HN \leq CN \tag{4.1}$$

Darboğazın aşağısında ise ısıtmadan sakınılarak, sıcak akım sayısının soğuk akım sayısından büyük veya eşit olması gerekmektedir.

$$HN \geq CN \tag{4.2}$$

Bu eşitsizlikler genel olarak şu şekilde ifade edilebilir:

$$N_o \geq N_i \tag{4.3}$$

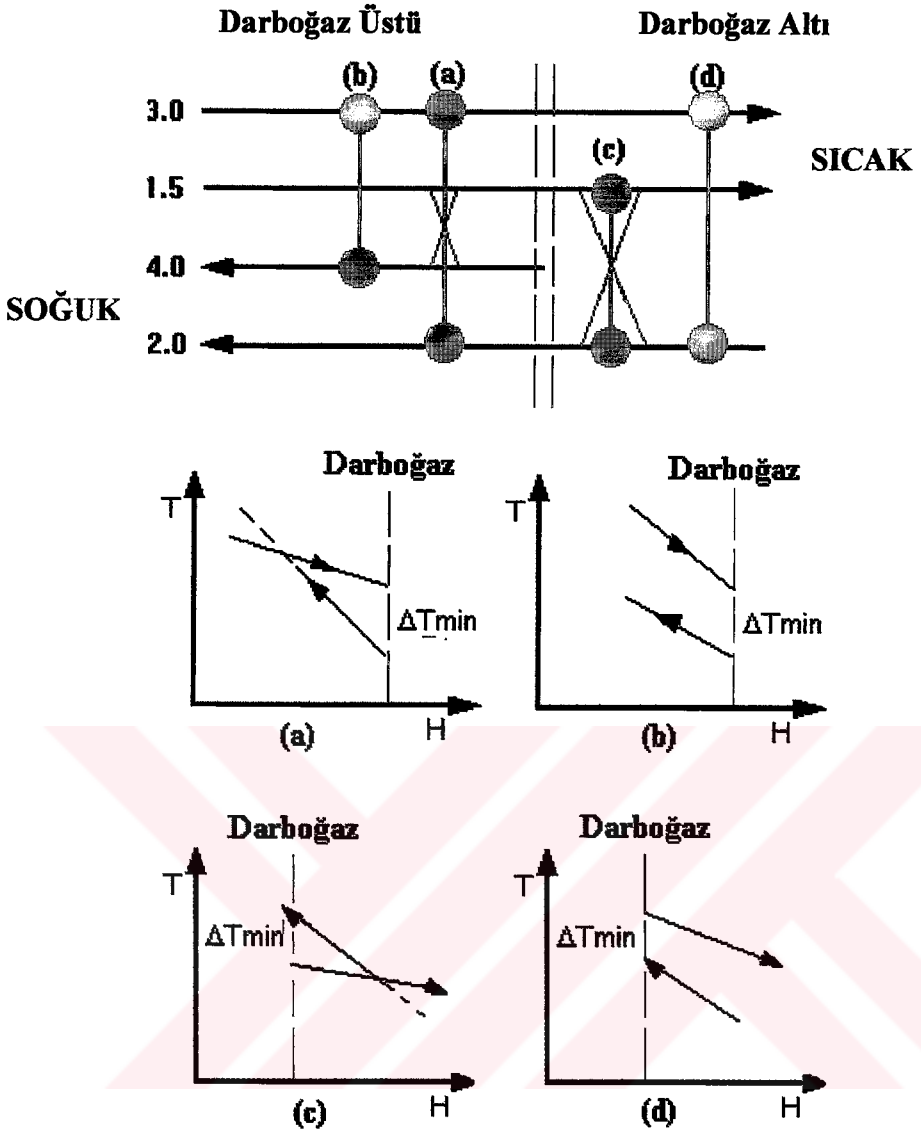
Burada N_o darboğazdan çıkan akımı, N_i ise darboğaza giren akımı ifade etmektedir. (4.1) ve (4.2) eşitsizlikleri sağlanmazsa akım ayırma ile yeni akım dalları yaratılır. Akım ayırma,

$$(\Sigma CP)_{\text{akım dalları}} = CP_{\text{orijinal akım}} \tag{4.4}$$

eşitsizliği ile sağlanır.

4.1.2. Akım eşlemede CP eşitsizliği

Darboğazın üstündeki sıcaklık profilinde, darboğazdan uzaklaştıkça sıcaklık farkları artmalıdır. Şekil 4.1(a)'da sıcak bir akım ile sıcak akımınkinden daha küçük bir CP'ye sahip olan soğuk akım arasındaki eşleme gösterilmiştir. Darboğazda eşleme, ΔT_{min}'a eşit bir sıcaklık farkıyla başlar.



Şekil 4.1. Darboğaz eşleme kriterleri

Şekil 4.1(b)'de aynı sıcak akımla daha büyük bir CP'ye sahip olan soğuk akımın eşlenmesi gösterilmektedir. Sıcaklık entalpi profillerinin bağıl eğimleri, darboğazdan uzaklaştıkça sıcaklık farklarının daha geniş olmasına neden olur. Darboğazda ΔT_{min} ile başlanarak darboğazdan uzaklaştıkça sıcaklık farklarının artması için darboğazın üstündeki eşlemelerde,

$$CP_h \leq CP_c \tag{4.5}$$

eşitsizliği geçerli olmalıdır.

Bir soğuk akım, Şekil 4.1(c)'de gösterildiği gibi daha küçük CP'li bir sıcak akımla eşlenirse sıcaklık farkları küçülür. Aynı soğuk akım, Şekil 4.1(d)'de gösterildiği gibi, daha yüksek CP'li bir sıcak akımla eşlenirse sıcaklık farkları büyük olur (Wood vd., 1991; Huang ve Fan, 1996). Böylece, darboğazda ΔT_{min} ile başlanarak darboğazdan uzaklaştıkça ΔT değerlerinin artması için, darboğazın altındaki eşlemelerde,

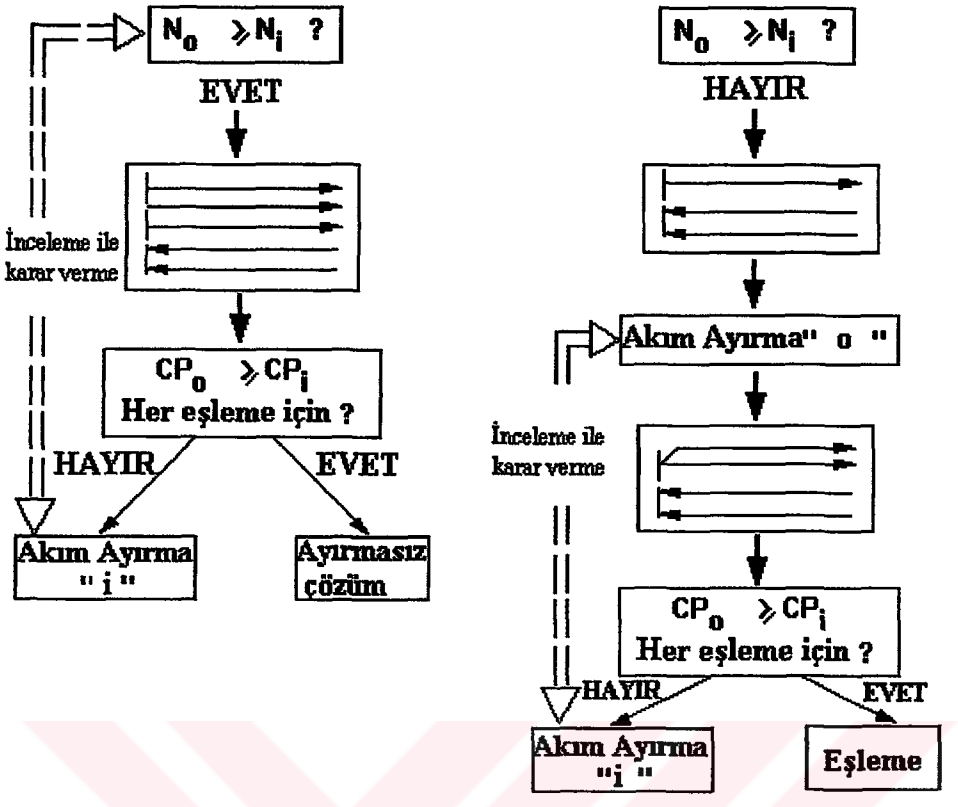
$$CP_h \geq CP_c \tag{4.6}$$

eşitsizliği geçerli olmalıdır.

Burada, CP_h bir sıcak akımın toplam ısı sığası, CP_c bir soğuk akımın toplam ısı sığasıdır. Eğer eşlemeler bu eşitsizlikleri sağlayacak şekilde düzenlenemiyorsa akım ayırma yapılır. Bu eşitsizlikler genel olarak şu şekilde ifade edilebilir:

$$CP_i \leq CP_o \tag{4.7}$$

Burada, CP_o darboğazdan çıkan akımın toplam ısı sığasını, CP_i ise darboğaza giren akımın toplam ısı sığasını ifade etmektedir. Yukarıdaki darboğaz tasarım kriterleri Şekil 4.2'deki genel akış diyagramı üzerinden izlenebilir(Linnhoff, 1986).



Şekil 4.2. Darboğaz genel tasarım yöntemi(Linnhoff, 1986)

4.1.3. CP farkı

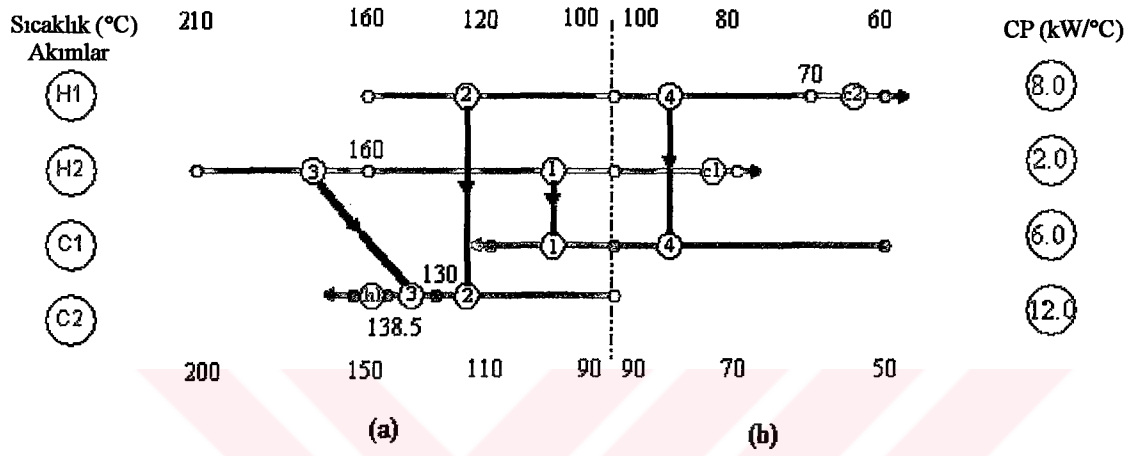
Darboğaz bölgesindeki önemli eşlemeler bir CP çizelgesi kullanılarak açıklanabilir. Bu CP çizelgesinde, darboğazdaki sıcak ve soğuk akımların CP değerleri sıralanır. Bu kriter, ağın tümüyle uygun olmayan eşlemelerini belirlemede yol gösterir. Darboğazın yukarısında,

$$\sum_{1}^{EN}(CP_c - CP_h) \leq \sum_{1}^{CN} CP_c - \sum_{1}^{HN} CP_h \tag{4.8}$$

ve darboğazın aşağısında ise ,

$$\sum_{1}^{EN}(CP_h - CP_c) \leq \sum_{1}^{HN} CP_h - \sum_{1}^{CN} CP_c \tag{4.9}$$

eşitsizlikleri sağlanmalıdır. EN eşleme sayısı olup ısı değiştirici sayısını gösterir. Bu eşitsizliklere uyulmazsa minimum enerji kullanımına ters düşülür. Şekil 4.3'de görüldüğü gibi yukarıdaki kriterler göz önüne alınarak Çizelge 2.1'de verilen örnek problemin, kuyu ve kaynak bölgesi tasarımı verilmiştir.



Şekil 4.3. (a) Kuyu bölgesi tasarımı, (b) kaynak bölgesi tasarımı

Çizelge 4.1. Darboğaz tasarımı için ısı değiştiricileri ve ütilite verileri

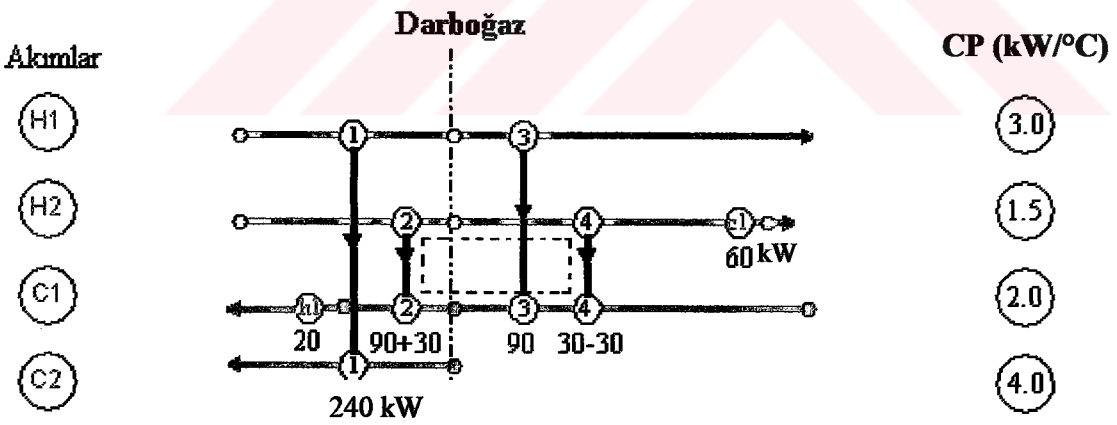
Isı Değiştirici No	Eşleme	Isı Yükü, (kW)	Sıcak Akım,(°C) Ti	Sıcak Akım,(°C) To	Soğuk Akım,(°C) Ti	Soğuk Akım,(°C) To
1	H2-C1	120	160	100	90	110
2	H1-C2	480	160	100	90	130
3	H2-C2	100	210	160	130	138.3
4	H1-C1	240	100	70	50	90

Ütilite	Yeri	Isı Yükü, (kW)	Sıcak Akım,(°C) Ti	Sıcak Akım,(°C) To	Soğuk Akım,(°C) Ti	Soğuk Akım,(°C) To
h1	C2	140			138.3	150
c1	H2	40	100	80		
c2	H1	80	70	60		

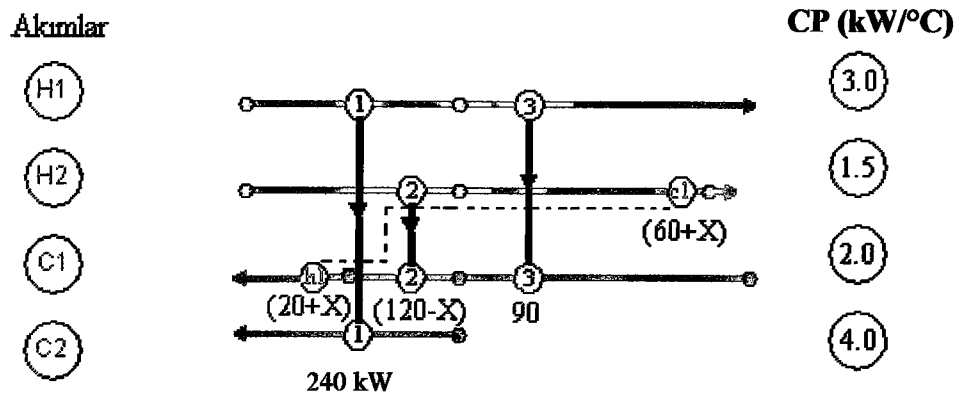
Çizelge 4.1'de darboğaz tasarımı yapılan örnek problemin ısı değiştiricileri ve ütilite verileri verilmektedir.

4.2. Isı Yükü Döngü ve Yolları

Bir tasarım, darboğaza önem vermeyerek problemin tümü için hedef minimum sayıdan daha fazla sayıda birim verirse, bu durum ısı yükü döngülerinin varlığını göstermektedir. Birim sayısı, geri beslemeli ısı yükü döngüleri ve ısı yükü yolları boyunca ısı yüklerinin taşınması ile azaltılır. Bir ısı ağı biriminden başlayıp yine aynı birime gelecek şekilde ağ üzerinde izlenen yol geri beslemeli ısı yükü döngüsü olarak tanımlanır (Şekil 4.4) (Jedege ve Polley, 1992a). Her döngünün önemli bir özelliği, ısı yükünün bir birimden diğerine döngü etrafında kaydırılabilmesidir. Yük, bir birimden çıkarılır, döngüde bulunan bir sonrakine eklenir, sonrakinden çıkarılır ve döngü etrafında bu şekilde devam eder. Bu yük kayması, doğru akım ısı yüklerini korur ama ısı değiştirici yükleri değişir ve ΔT_{min}'un ihlaline sebep olabilir. Ancak, itici kuvvetler(ΔT_{min}), ısı yükü yolları kullanılarak eski hallerine döndürülebilirler (Trivedi vd., 1990; Suaysompol ve Wood, 1991).



Şekil 4.4. Isı yükü döngüleri(Linnhoff vd., 1991)



Şekil 4.5. Isı yükü döngüsü kaldırıldıktan sonra ısı yükü yolu(Linnhoff vd., 1991)

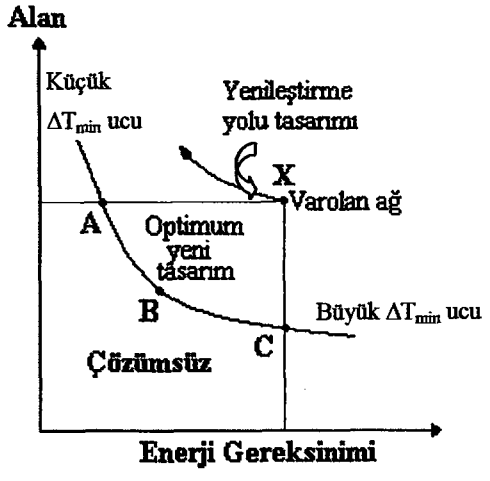
Bir ısı yükü yolu ise akımlar ve ısı değiştiriciler boyunca bir ısıtıcı, ısı değiştiricileri ve bir soğutucu arasındaki devamlı bir bağlantıdır. Isı yükleri, döngü üzerinde en küçük ısı yükü olan birimin ısı yükünü sıfır yapacak şekilde döngü boyunca bir birimden çıkarılıp bir sonrakine eklenerek taşınabilir. Böylece bir döngü tasarımdan elenirken birim sayısı da bir azaltılmış olur (akım verileri Ek 3'de verilmiştir) (Şekil 4.5). Döngü boyunca yük taşınırken akım ısı yükleri korunur fakat ısı değiştirici yükleri ve dolayısıyla ΔT_{min} değişir. İtici kuvvetleri eski durumuna getirmek için ise ısı yükü yollarından yararlanılır. Bunun için, bir entalpi denkliği ile bulunan ısı yükü, yol üzerinde bir ısıtıcıya eklenir, bir ısı değiştiriciden çıkarılır ve bu işleme, yük en sonunda bir soğutucuya ekleninceye kadar devam edilir. ΔT_{min}'u eski değerine getirme, ısı yolu üstünde taşınılan yük miktarı kadar dışarıdan ısıtma ve soğutma yükünü arttırır (Gkivalas ve Kokossis, 1995).

Minimum enerjiden minimum birim tasarımına geçerken darboğazdan en az ısı geçirecek şekilde birim azaltma aranmalıdır (Linnhoff ve Hindmarsh, 1983). Örneğin, birim azaltma döngü ve ısı yükü yolu kullanılarak veya ısı değiştirici ayrıştırılarak yapılabilir. Ancak, döngü ve ısı yolu kullanılarak yapılan birim azaltmada darboğazdan daha az miktarda ısı geçebilir. Şekil 4.5'teki ısı döngüsü ve ısı yükü yolu kullanılarak bir ısı denkliği yapılırsa X=7.5 kW ısı geçirilerek birim sayısı bir tane azaltılır (Linnhoff vd., 1991).

5. KURULU FABRİKALARIN OPTİMUM ISI AĞI TASARIMI

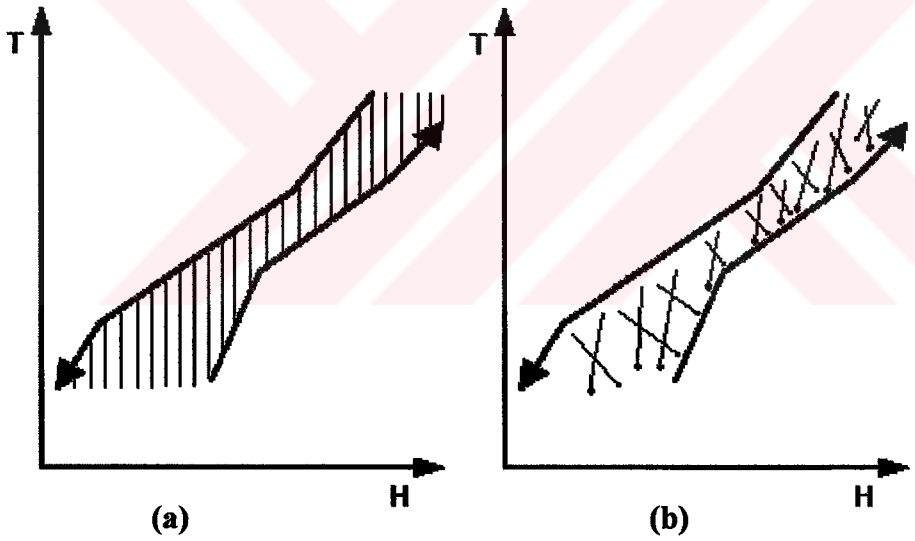
Kurulu bir fabrikanın ısı değiştirici ağı tasarımı yapılırken darboğaz teknolojisinin termodinamik prensiplerinden yararlanılır. Yenileştirme tasarımı süresince, fabrikanın finansal açıdan en etkili olacak şekilde enerji tüketimini azaltacak bir yatırım stratejisinin saptanmasına çalışılır. Optimum yeni ısı ağı tasarımını yapabilmek için, var olan tasarımın özellikleri göz önüne alınarak, başlıca minimum enerji, yatırım maliyeti ve periyodik geri ödeme süresi hedef alınabilir (Nielsen vd., 1997).

Yenileştirme hedefleri saptanırken, öncelikle prosesin minimum ısı değiştirici alanının minimum enerji kullanımı ile değişimini gösteren bir enerji-alan çizimine gerek duyulur (Şekil 5.1). Farklı ΔT_{min}'lerdeki noktaların birleştirilmesi ile çizilen bu eğri yeni tasarımları gösterir. Kurulu fabrikanın bulunduğu yer, büyük bir olasılıkla eğrinin dışında ve sağ taraftadır (X). Bu noktanın eğri üzerindeki yatay iz düşümünde (A), daha az enerji fakat aynı alan kullanılır. Dikey izdüşümünde ise aynı enerji fakat daha az alan kullanılır (C). Yeni kurulacak bir fabrika için yaklaşık optimum tasarım noktası ise eğri üzerindeki bu iki noktanın arasındaki bir noktadır (B). Hedef edilen daha iyi bir tasarıma ulaşmak olanaksız olduğu için eğrinin altındaki alan çözümsüzdür. Bu çerçeve içerisinde, fabrikada kullanılmakta olan tüm ısı değiştirici alanı en iyi şekilde değerlendirilmemektedir.Başka bir deyişle, gerektiği kadar enerji geri kazanılmamaktadır(Şentarlı, 1989).



Şekil 5.1. Enerji hedeflerinin ısı değiştirici alanı hedefine karşılık çizimi

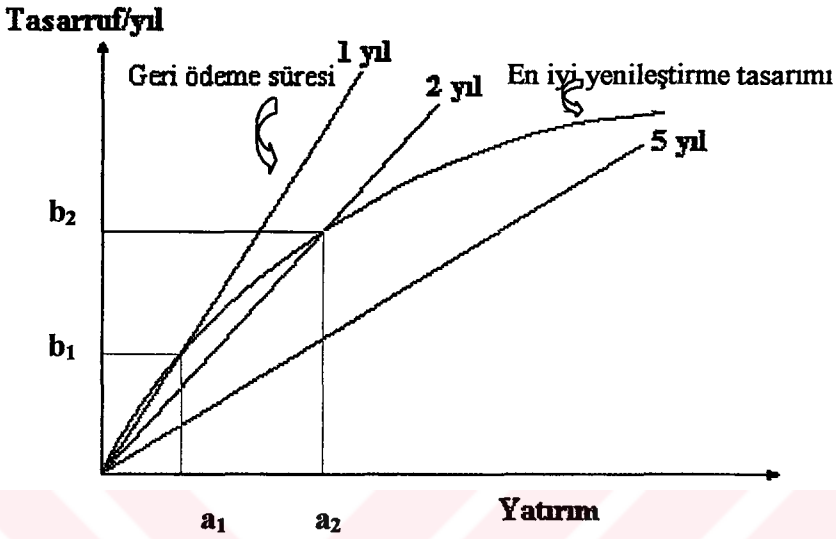
Kurulu fabrikanın optimum tasarımlarını yapmak için hedefler, optimum yeni tasarım amaçlanarak alınmaz. Çünkü yeni kurulacak bir fabrika için daha az ısı değiştirici alanına gereksinim olabilirken çalışmakta olan fabrikanın maliyetleri ödenmiş kurulu ısı değiştirici alanını atmak ekonomik olmayabilir. Gerçekte, kurulu fabrikaların tasarımında amaç, var olan ısı değiştirici alanının daha çok verimli kullanılması olmalıdır. Daha çok enerji kazanmak için bileşik entalpi eğrilerini birbirlerine yaklaştırırken akımların çapraz eşleştirilmesinin neden olduğu verimsiz alan kullanımına çözüm aranmalıdır (Şekil 5.2). Örneğin, Şekil 5.1'de kurulu bir fabrika için hedeflenen en ideal nokta A noktasıdır. Bu noktada, aynı alan kullanılarak olanaklar elverdiği ölçüde enerji tasarrufu yapılır. Bununla birlikte gerçekte, kurulu bir ısı ağında değişiklikler yapmak için genellikle bir miktar kapital yatırımı gerekebilir. Tasarım yapılırken kullanılan alan büyütülerek Şekil 5.1'deki yenileştirme tasarımı yoluna benzer bir yol izlenir.



Şekil 5.2. (a) Bileşik eğriler arasında dikey eşlemeler, (b) bileşik eğriler arasında çapraz eşlemeler

İzlenebilecek en iyi yol olarak kabul edilen bir *yenileştirme tasarımı yolu* eğrisi oluşturulabilir (Şekil 5.3). Bu eğri, geri ödeme süresine bağlı olarak yatırım ile yıllık enerji tasarrufu arasındaki ilişkiyi gösterir (Siirola vd., 1989). Projenin kapsamı bu üç kriterden biri; tasarruf, yatırım, geri ödeme süresi ile saptanır. Örneğin, Şekil 5.3'de görüldüğü gibi, eğer a_1 yatırımı yapılırsa bir yıllık geri ödeme ile b_1 enerji tasarrufu

yapılır. Eğer iki yıllık geri ödeme süresi hedeflenirse a_2 yatırımı ile b_2 tasarrufu yapılabilir (Carlsson vd, 1993).



Şekil 5.3. Geri ödeme sürenin fonksiyonu olarak enerji tasarrufu ile yatırım arasındaki ilişki

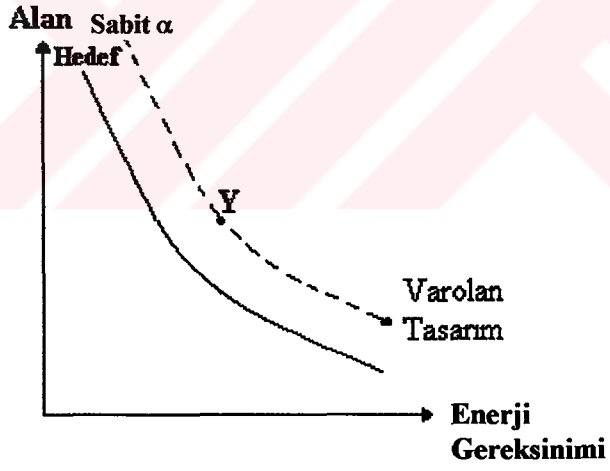
En iyi yenileştirme tasarımı yolunu önceden kestirmek güç olduğu için tasarım yapılırken en azından var olan alan verimliliğinin korunduğu varsayılarak bir başka bağıntıdan yararlanılır. Gereksinilen minimum alanın (A_{Hedef}) gerçekte kullanılan alana ($A_{Gerçek}$) bölümü, α alan verimliliği olarak tanımlanır :

$$\alpha = \left(\frac{A_{Hedef}}{A_{Gerçek}} \right)_{\text{Var olan enerji}} \tag{5.1}$$

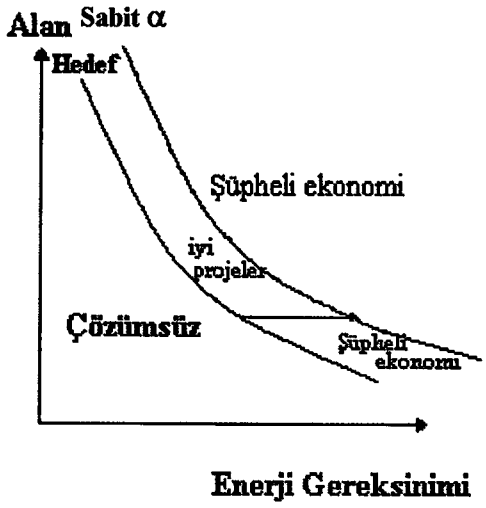
α'nın bire eşit olması ısı değiştiricilerde çapraz eşleme olmadığını gösterir. Pratik tasarımlarda a'nın birden az olması beklenir. Eğer α'nın tüm enerji ekseni boyunca sabit olduğunu varsayarsak Şekil 5.4'deki sabit a eğrisini elde ederiz. Bu eğri tasarım için bir sınır oluşturur. Var olan tasarım Y noktasına taşınılmaya çalışılır. Böylece iyi yenileştirme tasarımlarının bulunduğu bölge diğerlerinden ayırt edilir (Şekil 5.5). Sabit α eğrisinin yıllık tasarrufu ve yatırım maliyetine göre çizilmesiyle farklı yatırımlardan

ne kadar tasarruf yapılabileceği hesaplanabilir (Şekil 5.6). Hedef eğri ile istenilen geri ödeme süresi doğrusunun kesiştiği yer ΔT_{min} değerini verir (Şentarlı, 1989).

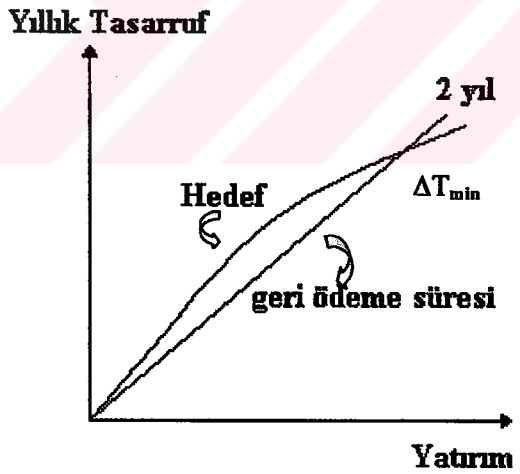
Yukarıdaki hedefler saptandıktan sonra ısı ağının yenileştirilme tasarımına geçilir. İlk önce kurulu ısı ağında darboğazdan ısı geçiren ısı değiştiriciler belirlenir. Bu ısı değiştiriciler tasarımdan çıkartılır (Nielsen vd., 1996; Lakshmanan ve Alcantara, 1996). Daha sonra uygun yerlere yeni ısı değiştiriciler yerleştirilir. Darboğazdan ısı geçirmeyecek şekilde yapılan bu yeni eşlemelerde yeterli ısı yükü ile darboğazın kurallarına uyulması şartı ile, daha önce tasarımdan çıkartılan birimlerin eşlemelerine öncelik verilir (Aelion ve Powers, 1991; Boland ve Linnhoff, 1979). Tasarım geri beslemeli ısı yükü döngüleri ve ısı yükü yollarından yararlanılarak basitleştirilip bazı ısı değiştiricilerin yüzey alanları eski durumlarına getirilebilir (Polley vd., 1990; Briones ve Kokossis, 1996; Lambert, 1994).



Şekil 5.4. Sabit alan verimliliği ile tasarım için sınır oluşturma



Şekil 5.5. En iyi yenileştirme tasarımlarının bulunduğu bölge



Şekil 5.6. İstenilen bir geri ödeme süresinde optimum ΔT_{min}'un bulunması

6. *DarboTEK* BİLGİSAYAR PROGRAMININ ALGORİTMASI

DarboTEK bilgisayar programı kurulu fabrika ve yeni tasarım sırasında minimum enerji ve yatırım maliyet hedeflerini hesaplayarak optimum ΔT_{min}'lerin saptanmasını sağlamaktadır.Optimum ΔT_{min}'lerin belirlenmesi için darboğaz analiz yöntemi kullanılmaktadır. Öncelikle sıcak-soğuk ve tüm bileşik eğriler bu çalışmada ilk defa verilen ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** kullanılarak oluşturulmaktadır. Enerji gereksinimlerinin hesaplanması için sadece kaynak sıcaklıkları, hedef sıcaklıkları ve toplam ısı sığalarına ihtiyaç vardır. Isı aktarım alanı hesabı için, tüm akımların ısı aktarım katsayısı ve sıcak ve soğuk ütilite ilave verileri gerekmektedir.

DarboTEK bilgisayar programı üç ayrı kısımdan oluşmaktadır. Birinci kısımda, istenilen her ΔT_{min} aralığı için enerji, alan ve maliyet hedef hesapları yapılmaktadır. İkinci kısımda, yeni fabrika tasarımı ve üçüncü kısımda ise kurulu fabrika tasarımı yapılmaktadır. Visual Basic 3.0' da yazılan ***DarboTEK*** programı yaklaşık 9000 matematiksel işlemi kısa bir zamanda sonuçlandırmaktadır. ***DarboTEK*** programı bilgisayar yazılım algoritması her kısım için adım adım örneklerle aşağıda verilmektedir.

6.1. Değişik ΔT_{min}'ler için Hedef Belirleme

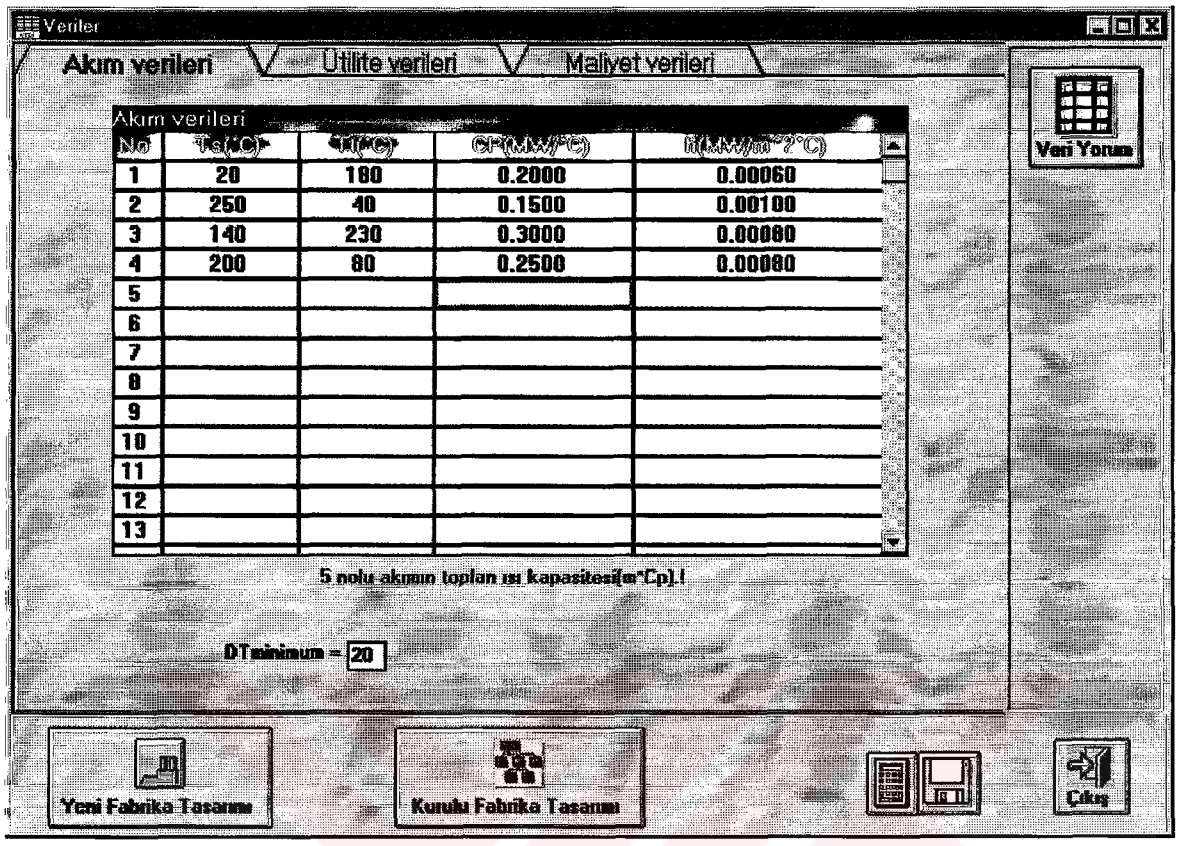
6.1.1. Verilerin girilmesi

Enerji ve yatırım hedeflerin bulunabilmesi için proseste belirlenen akımların kaynak, hedef sıcaklıkları, toplam ısı sığaları ve ısı aktarım katsayılarına ihtiyaç vardır. Bu nedenle üç ayrı kısımdan oluşan veri giriş ekranı oluşturulmuştur. Akım verileri Smith (1995)'ten alınmıştır.

1: Akım verilerinin girilmesi:

DarboTEK bilgisayar programına her akımın kaynak ve hedef sıcaklıklarının ve minimum alan hedefleri belirlenecekse ısı aktarım katsayılarının girildiği veri giriş tablosu ile başlanır. Girilebilecek akım sayısı sınırlaması 100 akım olarak gözükse de genişletilebilmektedir. Veri giriş tablosu kısmında istenilen ΔT_{min} değeri de girilmelidir (Çizelge 6.1).

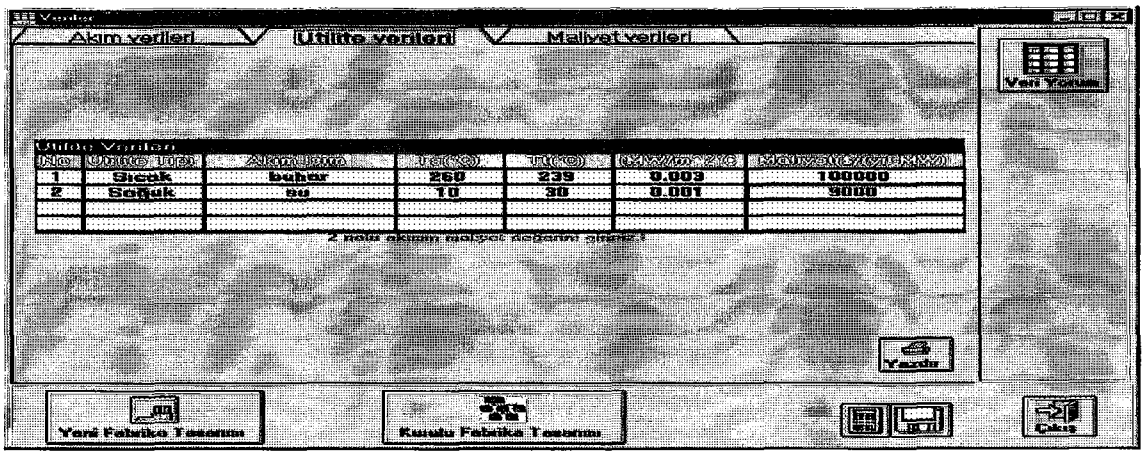
Çizelge 6.1. Veri giriş ekranı akım verilerinin girilmesi



2: Ütilite verilerinin girilmesi:

Alan hesaplanmasında kullanılacağından, ütilite kaynak ve hedef sıcaklıkları ile ısı aktarım katsayılarının girildiği bir tablo oluşturulmuştur (Çizelge 6.2).

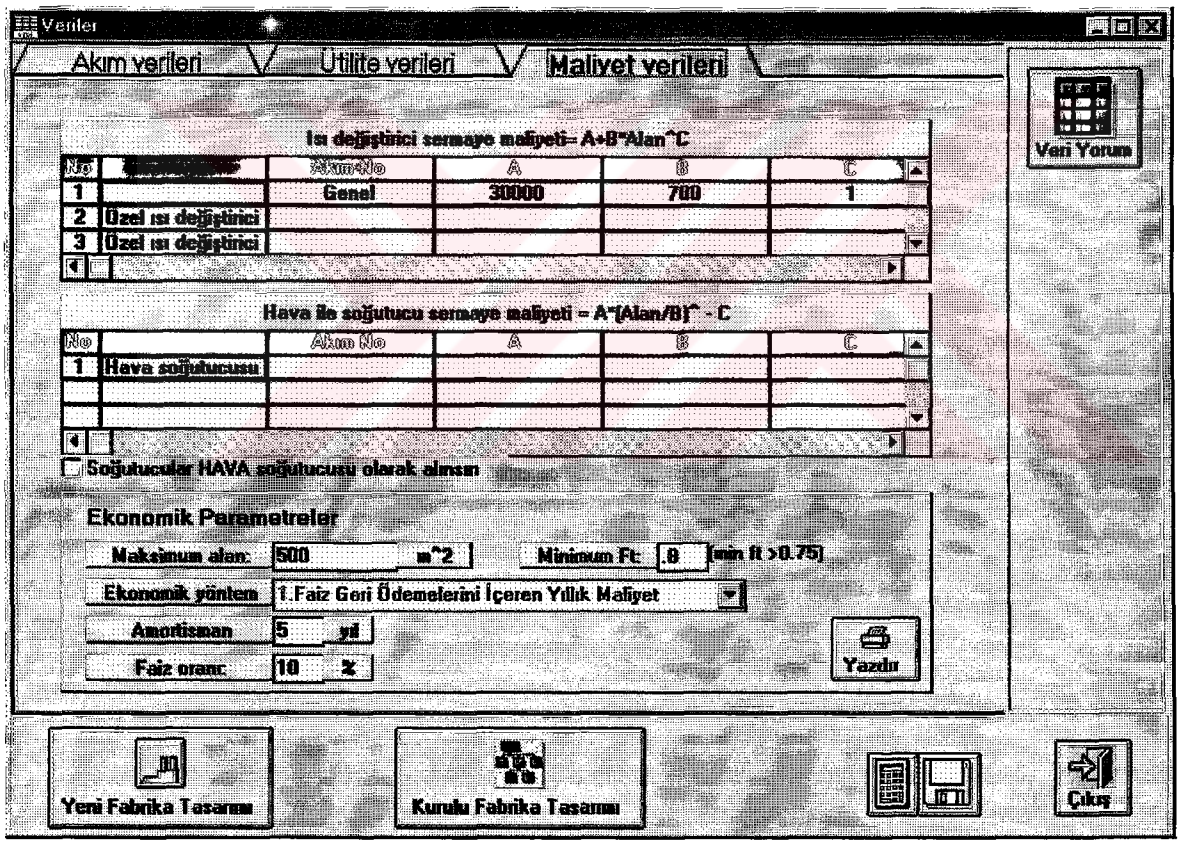
Çizelge 6.2. Veri giriş ekranı ütilite verilerinin girilmesi



3: Maliyet verilerinin girilmesi:

Maliyet verileri ekranı iki kısımdan oluşmaktadır. İlk kısımda yatırım maliyeti hesaplamalarında kullanılmak üzere ısı değiştiriciler için gerekli olan A, B, C sabitleri girilmektedir. Proseste akımın bazı özelliklerinden dolayı özel ısı değiştirici kullanılıyorsa, ayrıca özel ısı değiştirici parametreleri de girilmektedir. Ütilite olarak soğutucu kullanılıyorsa ikinci tabloda A, B, C sabitleri girilmelidir. İkinci kısım ise ekonomik parametrelerden oluşmaktadır (faiz oranı, amortisman vb. gibi). Ayrıca ekonomik yöntemin de seçildiği bir bölüm içermektedir (Çizelge 6.3.).

Çizelge 6.3. Veri giriş ekranı maliyet verilerinin girilmesi



6.1.2. Verileri yorumlama tablosu

Akım verilerinin karışık olarak girildiği akım veri giriş tablosu düzenlenerek sıcak akımların önüne H konularak arttırılır. Soğuk akımlara ise C konularak artırılır. Böylece prosesin kaç

sıcak akım ve kaç soğuk akımdan oluştuğu rahatça görülebilmektedir (Çizelge 6.4).

Çizelge 6.4. Veri yorumlama ekranı

Veri Girişlerinin Yorumlanması

No	HN-CN	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	H1	250	40	0.15	0.001
2	H2	200	80	0.25	0.0008
3	C1	20	180	0.2	0.0006
4	C2	140	230	0.3	0.0008
5					
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					

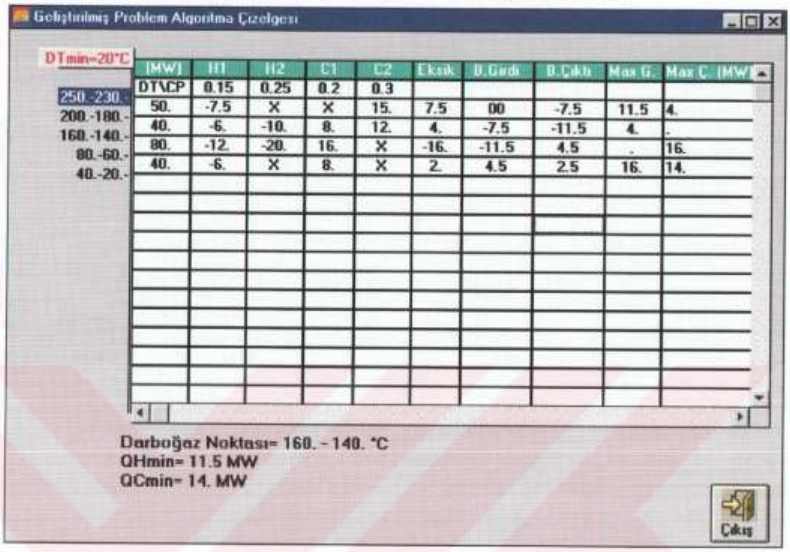
Yazdır

Çıkış

6.1.3. *Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*'nin oluşturulması

Bölüm 2.6'da anlatıldığı gibi ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** yardımıyla darboğazın yeri ve minimum enerji hedefleri bulunabilmektedir. Akımların isimleri yorumlama tablosundan H1, H2, C1,C2 olarak alınmış ve her akımın sıcaklık aralıkları işaretlenerek sınırları belirtilmiştir. Böylece, bu çizelge üzerinden bütün akımların durumu rahatça görülebilmektedir (Çizelge 6.5).

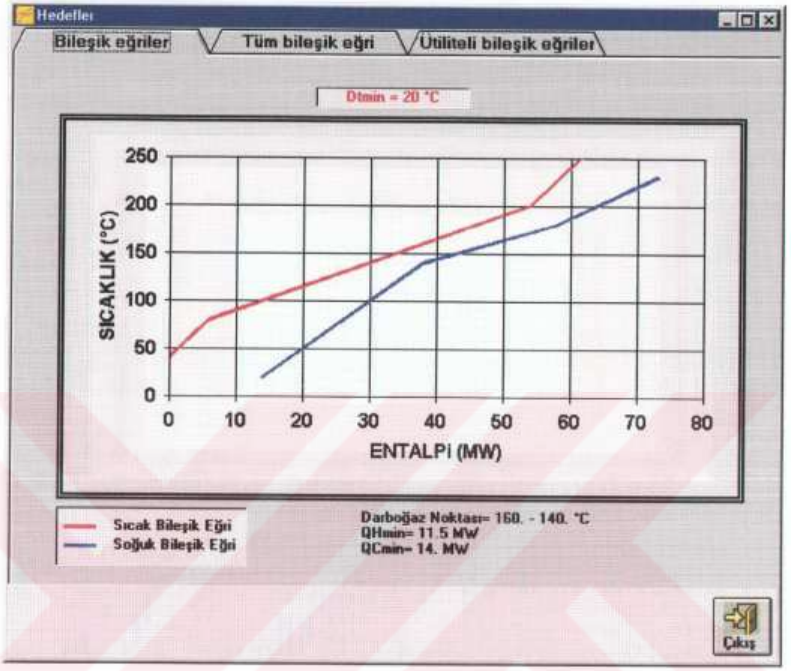
Çizelge 6.5. ***Geliştirilmiş Problem Algoritma*** ekranı



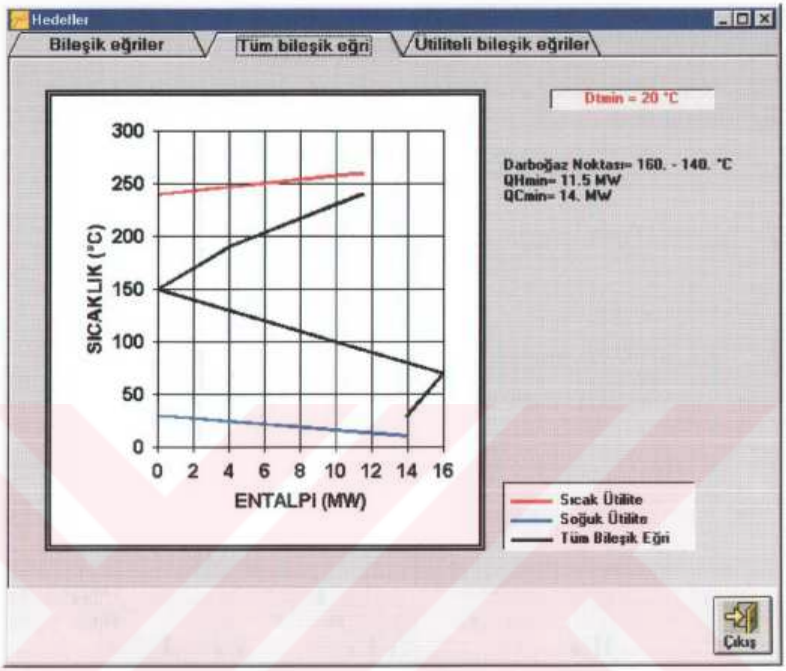
[MW]	H1	H2	C1	C2	Eksik	D.Gırdı	D.Çıkı	Max G.	Max Ç. [MW]
DT\CP	0.15	0.25	0.2	0.3					
50.	-7.5	X	X	15.	7.5	00	-7.5	11.5	4.
40.	-6.	-10.	8.	12.	4.	-7.5	-11.5	4.	.
80.	-12.	-20.	16.	X	-16.	-11.5	4.5	.	16.
40.	-6.	X	8.	X	2.	4.5	2.5	16.	14.

6.1.4. Bileşik eğrilerin oluşturulması

Hedefler olarak belirtilen bu bölüm üç ayrı kısımdan oluşmaktadır. Birinci kısımda, veri giriş tablosuna girilen sıcak ve soğuk akımların istenilen ΔT_{min} değeri için, ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** kullanılarak sıcak ve soğuk bileşik eğrileri oluşturulmuştur (Şekil 6.1). İkinci kısımda ise tüm bileşik eğri ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** yardımıyla oluşturulmuştur. Ayrıca ütilitelerin durumları da aynı grafik üzerinde verilmektedir (Şekil 6.2). Bahsedilen her iki kısımda da darboğazın yeri , minimum ısıtma ve minimum soğutma hedefleri gösterilmiştir. Üçüncü kısım ise sadece kontrol ve eğitim amacıyla konulmuştur. Buradaki bileşik sıcak ve soğuk eğrilere sıcak ütilite ve soğuk ütiliteler de katılarak alan hesaplarında kullanılmak üzere oluşturulmuştur.



Şekil 6.1. Bileşik eğriler



Şekil 6.2. Tüm bileşik eğri

6.1.5. Minimum alan hedeflerinin belirlenmesi

Bir ısı değiştirici ağının yatırım maliyetini saptanmasında ısı aktarım alanı önemli bir kriterdir. Darboğaz analiziyle ısı aktarım katsayıları ve diğer parametreler değerlendirilerek, bileşik eğrilere ütilite sıcaklıkları da katılarak minimum ısı aktarım alan hedefleri belirlenir. Ütiliteli bileşik eğriler sıcaklık değişimlerinin olduğu noktalardan entalpi aralıklarına bölünmektedir.

Her bir aralıkta, her akımın, bir akım yükü ve toplam ısı aktarım katsayısı vardır. Bu durumda, minimum ısı aktarım alanı (Smith, R.ve Linnhoff, B., 1988; Hall, S.G., vd., 1990; Linnhoff, B. ve Ahmad, S., 1990):

$$\text{Alan}_k = \frac{1}{\Delta T_{lmk}} \sum_{ij} \frac{Q_{ij}}{U_{ij}} \tag{6.1}$$

denklemiyle verilir. Burada;

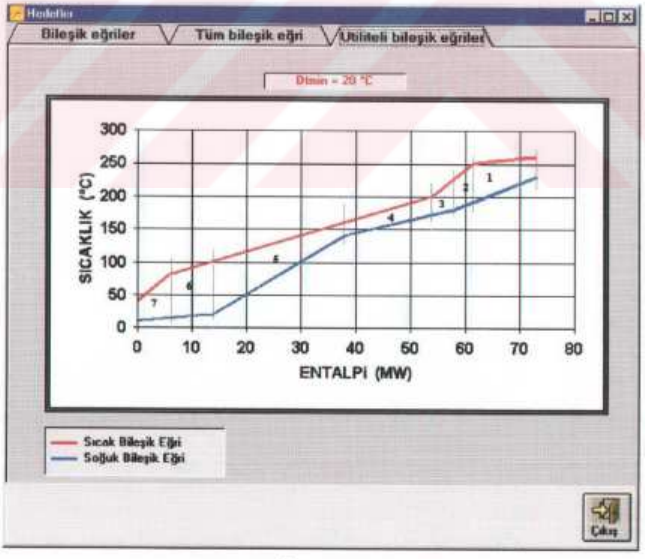
Alan_k : k entalpi aralığındaki dikey ısı değiştiricilerine bağlı ağ alanı,

ΔT_{lmk} : k entalpi aralığı için ortalama logaritmik sıcaklık farkı,

Q_{ij} : i sıcak akımı ve j soğuk akım arasındaki eşlemelerin ısı yükü,

U_{ij} : i sıcak akımı ve j soğuk akım arasındaki toplam ısı aktarım katsayısını göstermektedir.

İlk önce, bileşik eğriler entalpi aralıklarına bölünür (Şekil 6.3). Aralıklar, her bir bileşik profilde eğim değişikliğinin yer alması ile tanımlanır. Sonra, dikey ısı aktarımını kestiren her bir entalpi aralığı için de bir ağ tasarımı düşünülür. Her bir sıcak akım, o aralıktaki soğuk akımların sayısına eşit sayıda kollara bölünür. Benzer olarak, her bir sıcak akım her bir soğuk akım ile eşlenir ve her eşlenme, Şekil 6.3'de entalpi aralıkları numaralandırılarak verilmiştir.



Şekil 6.3. Ütiliteli bileşik eğriler

Eşitlik (6.1)'de verilen denklemi k entalpi aralığında sıcak ve soğuk akımların ısı aktarım katsayılarıyla gösterecek olursak(Smith, 1995);

$$\text{Alan}_k = \frac{1}{\Delta T_{\ell mk}} \sum_{ij} Q_{ij} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right) \tag{6.2}$$

Burada, h_i : i sıcak akımının ısı aktarım katsayısı,

h_j : j soğuk akımının ısı aktarım katsayısıdır.

Böylece, toplam minimum ağ alanı aşağıdaki şekilde yazılmaktadır:

$$\text{Alan}_k = \frac{1}{\Delta T_{\ell mk}} \left(\sum_{ij} \frac{Q_{ij}}{h_i} + \sum_{ij} \frac{Q_{ij}}{h_j} \right) \tag{6.3}$$

k entalpi aralığında tüm soğuk akım ile sıcak akımın eşlenmeleri, i sıcak akımın ısı yükünü verir:

$$\sum_{j}^{J} Q_{ij} = q_i \tag{6.4}$$

q_i : k entalpi aralığında i sıcak akımının ısı yükü,

j : k entalpi aralığında toplam soğuk akım sayısıdır.

Benzer şekilde, tüm sıcak akım ile soğuk akımın eşlenmeleri j soğuk akımın ısı yükünü verir:

$$\sum_{i}^{I} Q_{ij} = q_j \tag{6.5}$$

q_j : k entalpi aralığında j soğuk akımın ısı yükü,

i : k entalpi aralığında toplam sıcak akım sayısıdır.

Böylece;

$$\sum_{ij} \frac{Q_{ij}}{h_i} = \sum_{i}^{I} \frac{q_i}{h_i} \tag{6.6}$$

$$\sum_{ij} \frac{Q_{ij}}{h_j} = \sum_{j}^{J} \frac{q_j}{h_j} \tag{6.7}$$

sonuçta ;

$$Alan_{ağ} = \sum_{i}^{ünlük,k} \frac{1}{\Delta T_{lmk}} \left(\sum_{i}^{Sıcakakımlar,I} \frac{q_i}{h_i} + \sum_{j}^{Soğukakımlar,J} \frac{q_j}{h_j} \right) \tag{6.8}$$

elde edilmektedir(Smith, 1995).

Bu formül, akımların bireysel ısı aktarım katsayılarını kapsar ve bileşik eğrilerden minimum ısı değiştirici alanı için bir hedefin hesaplanmasına izin verir. Bu sonuç, adım adım ispatlanmıştır. Ancak, ısı aktarım katsayıları arasında önemli ölçüde farklılık varsa, bu model minimum alanı hassas olarak kestiremez (Linnhoff, B. ve Ahmad, S., 1990). Ek 4'te ***DarboTEK*** programı kullanılarak değişik ısı aktarım katsayılı örnekler verilmiştir. Verilen örneğe ait alan hesap tablosu Çizelge 6.6'da verilirken, tabloda görülmeyen kısım Ek 5'te verilmiştir.

Çizelge 6.6. Alan hesap tablosu

ALAN HESAPLAMA PROSEDÜRLERİ

ALAN HESAP TABLOSU

AL	THi [°C]	THo [°C]	TCi [°C]	TCo [°C]	DTLMEAN[°C]	Alan [m^2]	Hu [MW]	Cu [MW]	HT [MW]
1	260.	250.	191.7	230.	42.608	380	1825.3968	X	X
2	250.	226.7	180.	191.7	52.2832	151	X	X	3500.
3	226.7	200.	172.	180.	36.5422	265	X	X	4000.01
4	200.	160.	140.	172.	23.7761	1731	X	X	6000.
5	160.	100.	20.	140.	43.2809	1565	X	X	9000.
6	100.	80.	14.3	20.	72.6231	182	X	4000.01	3000.
7	80.	40.	10.	14.3	45.547	190	X	2999.99	6000.
8									
9									
10									
11									
12									
13									

6.1.6. Sıcaklık düzeltme faktörünün belirlenmesi

Daha önce de bahsedildiği gibi 1-2 ısı değiştirici alan hedefleri de yapılmaktadır. Bu nedenle sıcaklık düzeltme faktörü F_t'nin hesaplanması gerekmektedir. F_t hesaplamaları için ayrı bir

algoritma hazırlanmıştır. F_t hesaplama prosedürü ayrıntılı bir şekilde Bölüm 3.2.1'de anlatılmıştır. Örnek hesaplama sonuçları Çizelge 6.7 (çizelgede görülmeyen kısım Ek 5'te verilmektedir) verilmiştir.

Çizelge 6.7. F_t hesaplama tablosu

ALAN HESAPLAMA PROSEDÜRLERİ

ALAN HESAP TABLOSU

[A]	Thi [°C]	Tho [°C]	TCi [°C]	TCo [°C]	DTLMEAN[°C]	Alan [m^2]	Hu [MW]	Cu [MW]	HT [MW]
1	260.	250.	191.7	230.	42.600	380	1825.3960	X	X
2	250.	226.7	180.	191.7	52.2832	151	X	X	3500.
3	226.7	200.	172.	180.	36.5422	265	X	X	4000.01
4	200.	160.	140.	172.	23.7761	1731	X	X	6000.
5	160.	100.	20.	140.	43.2809	1565	X	X	9000.
6	100.	80.	14.3	20.	72.6231	182	X	4000.01	3000.
7	80.	40.	10.	14.3	45.547	198	X	2999.99	6000.
8									
9									
10									
11									
12									
13									

Ft HESAP TABLOSU

Thi [°C]	Tho [°C]	TCi [°C]	TCo [°C]	Fmin	Ft	P	Pn	n
260	250	191.6667	230	.8	.2608698	.5609754	.5609754	1
250	226.6667	180	191.6667	.8	1.999991	.1666672	.1666672	1
226.6667	200	172	180	.8	3.333338	.1463414	.1463414	1
200	160	140	172	.8	1.25	.5333334	.3824809	2
160	100	20	140	.8	.5	.8571429	.6666667	2
100	80	14.2857	20	.8	3.499991	6.666683E-02	6.666683E-02	1
80	40	10	14.2857	.8	9.333364	6.122428E-02	6.122428E-02	1

Dtmin = 20 °C

Çıkış

6.1.7. Raporların verilmesi

Raporlar kısmı ütilite raporu, alan hedef raporu ve maliyet hedef raporu olmak üzere üç kısımdan oluşmaktadır. Birinci kısımda ütilite bilgileri verilerek enerji maliyet hedefleri belirlenmiştir (Çizelge 6.8). İkinci kısımda, 1-1 ve 1-2 ısı değiştirici için alan hedefleri gösterilmiştir (Çizelge 6.9). Bu kısımda ise maliyet değerleri kullanılarak aşağıdaki üç ayrı yöntemle istenilen durum için yatırım maliyetleri (1-1 ve 1-2 ısı değiştiriciler için) ve enerji maliyetleri belirlenmiştir (Çizelge 6.10).

Çizelge 6.8. Enerji maliyet hedefleri

ÜTİLİTE HEDEF RAPORU

DTmin = 20 °C

Ütilite	Ts (°C)	Tt (°C)	Min. Yük (MW)	Toplam Maliyet ($/yıl)
Sıcak Ütilite	260	239	11.5	1150000
Soğuk Ütilite	10	30	14.	126000
TOPLAM			25.5	1276000

Yazdır

Çıkış

Çizelge 6.9. 1-1 ve 1-2 ısı değiştiricileri için alan hedefleri

ALAN HEDEF RAPORU

DTmin=20 için:	Toplam	Darboğaz Üstü	Darboğaz Altı
Enerji (MW)	25.5	11.5	14.
1-1 Alan (m^2)	4472.2	2526.8	1945.4
1-2 Alan (m^2)	5077.8	2750.2	2327.6
Birim Sayısı	7	4	3
Kabuk Sayısı	12	7	5

Isıtıcı Sayısı	1
Soğutucu Sayısı	2
Isı Değiştirici Sayısı	4

Yazdır

Çıkış

1. Faiz geri ödemelerini içermeyen yıllık maliyet

Faiz, borç alınan yatırımın kullanımı için ödenen bedel olarak tanımlanır ve tanımdan yola çıkarak ödenecek faiz miktarının artmasının maliyet açısından ekonomik olmayan sonuçlara götürebileceği görülür. Burada yatırımı geri kazanma faktörü (r_1), yıllık faiz geri ödemelerini dahil etmez(Peters ve Timmerhaus, 1991).

$$SM_{yıllık}=SM_{yatırım}*r_1 \tag{6.10}$$

$$r_1=\frac{(\iota+1)^n}{n} \tag{6.11}$$

Burada;

n: ekonomik analiz için yıl sayısı (amortisman süresi),

ι: faiz oranıdır (indirim faktörü),

$SM_{yıllık}$: yıllık yatırım maliyeti,

$SM_{yatırım}$: yatırım maliyeti.

2. Faiz geri ödemelerini içeren yıllık maliyet

Yatırımı geri kazanma faktörü (r_2), yıllık faiz ödemelerini dahil eder(Peters ve Timmerhaus, 1991):

$$SM_{yıllık}= SM_{yatırım}*r_2 \tag{6.12}$$

$$r_2=\frac{\iota*(\iota+1)^n}{\left[(\iota+1)^n\right]-1} \tag{6.13}$$

3. Enerji maliyetinin net bugünkü değeri

Yıllık ödeme bugünkü değer faktörü r_3'ün etkisiyle yıllık enerji maliyetinin net bugünkü değeri hesaplanabilir. Amaç, enerji maliyetinin net bugünkü değerini minimize etmektir.

$$EM_{bugün} = EM_{yıllık} * r_3 \tag{6.14}$$

$$r_3 = \frac{\left[(\iota+1)^n\right]-1}{\iota*(\iota+1)^n} \tag{6.15}$$

Yıllık enerji maliyetinin net bugünkü değerinden toplam maliyetin bugünkü değerine geçilebilir(Peters ve Timmerhaus, 1991):

$$TM_{bugün} = EM_{bugün} + SM_{yatırım} \tag{6.16}$$

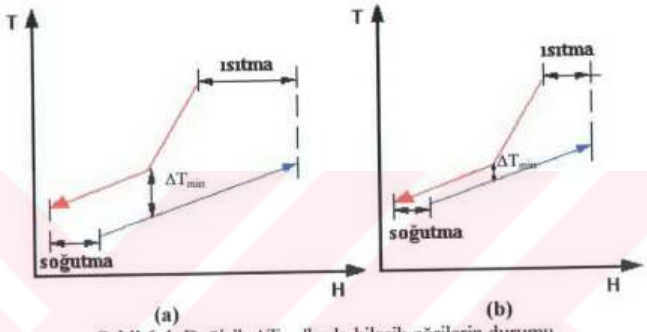
Çizelge 6.10. Yatırım maliyetleri (1-1 ve 1-2 ısı değiştiriciler için) ve enerji maliyetleri

6.2. Yeni Fabrika Tasarımı

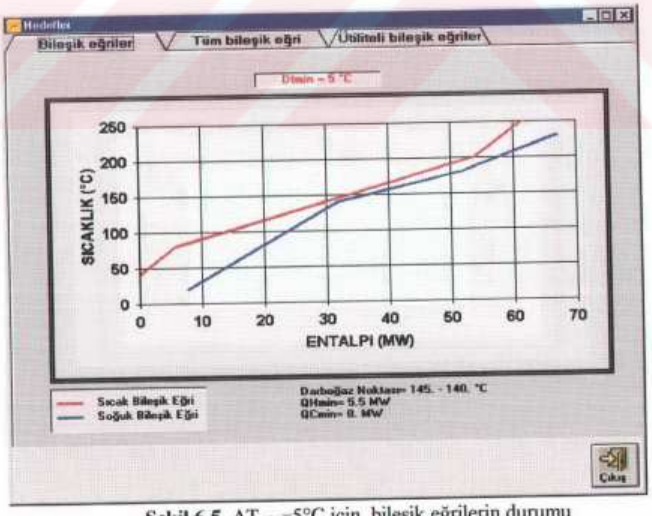
Isı değiştirici ağlarının temel bir özelliği, enerji maliyeti ile yatırım maliyeti arasındaki ilişkidir (Linnhoff, B. ve Ahmad, S., 1990).

Şekil 6.4 a ve b'de, ΔT_{min}'un çeşitli değerleri için bileşik eğrilerin birbirlerine göre durumları değiştikçe, sistemin maliyetinin nasıl etkilendiği gösterilmiştir. Eğriler birbirlerine değdiğinde, prosesteki bir noktada ısı aktarımı için itici kuvvet yoktur ve bu (ΔT_{min} =0) sonsuz ısı aktarım alanı ve dolayısıyla sonsuz yatırım maliyeti anlamına gelmektedir. Enerji

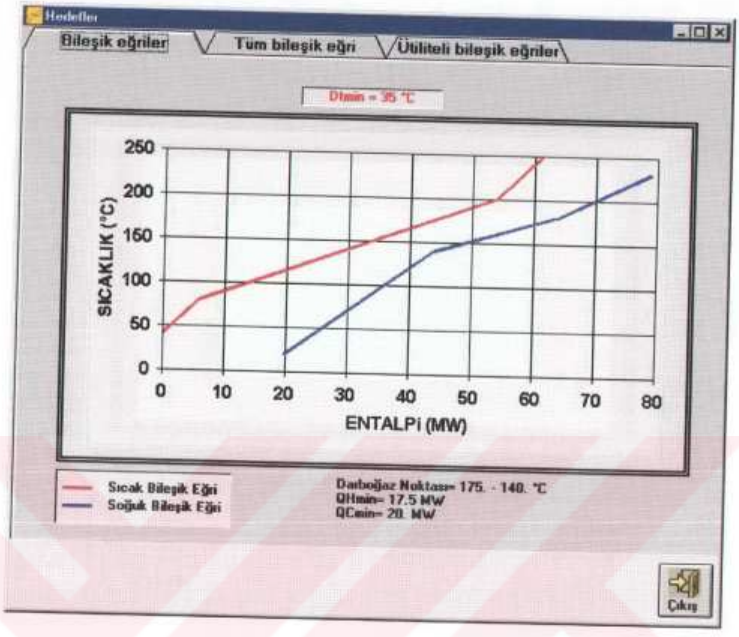
hedefi (ve dolayısıyla eğriler arasındaki ΔT_{min}) yükseldikçe, yatırım maliyeti düşmektedir. Bunun nedeni ise, artan sıcaklık farkı ile ısı aktarım alanının düşmesidir. Diğer yandan, ΔT_{min} yükselirken enerji maliyeti yükselmektedir. Dolayısıyla, enerji maliyeti ile yatırım maliyeti arasında bir ilişki vardır; yani enerji geri kazanımının ekonomik bir değeri vardır (Rudman, 1995; Smith, 1995).



Şekil 6.4. Değişik ΔT_{min}'lerde bileşik eğrilerin durumu



Şekil 6.5. ΔT_{min} =5°C için bileşik eğrilerin durumu

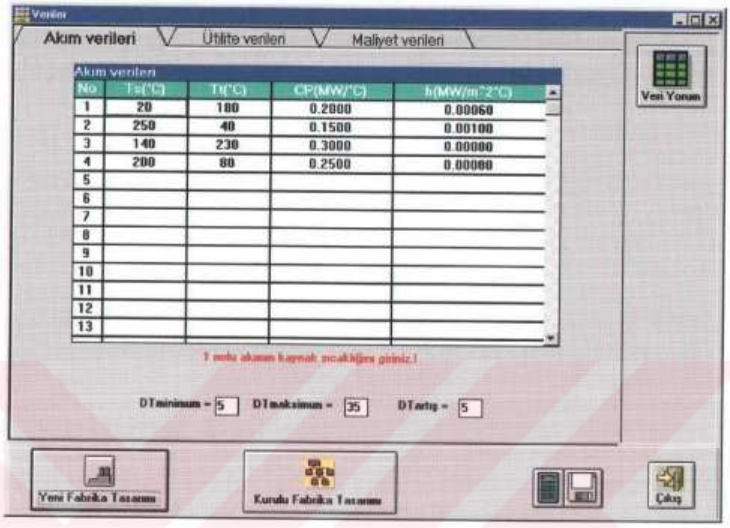


Şekil 6.6. ΔT_{min}=35°C için bileşik eğrilerin durumu

ΔT_{min} değiştikçe, ısı aktarım alanı, servis akımı ihtiyaçları ve ısı değiştirici sayısı değişmektedir. Seçilen örnek problem için, Şekil 6.5'de ΔT_{min}=5°C için ve Şekil 6.6'da ise ΔT_{min}=35°C için eğrilerin durumu verilmiştir. Yatırım maliyeti, ısı değiştirici boyutlarından olduğu kadar, ağ yapısından da etkilenmektedir. Böylece, ağdaki enerji tüketimi, toplam ısı değiştirici alanı ve birim sayısı arasında bir ilişki söz konusudur (Linnhoff, B. ve Ahmad, S., 1990).

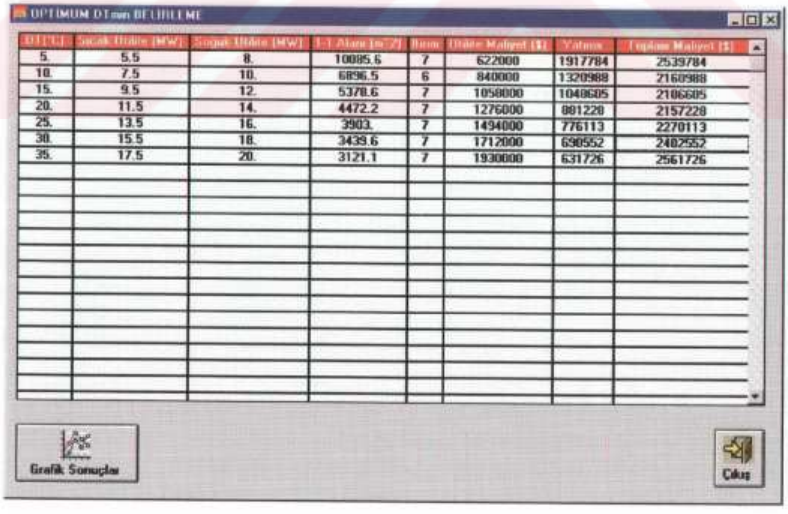
Burada Çizelge 6.11'de verilen örneğe ait yeni tasarımı yapılmıştır (Ngaw ve Sama, 1998). Herhangi bir ΔT_{min} için servis akımı ihtiyaçları ve yatırım maliyetleri kestirilebildiğinden, tasarımdan önce optimum ΔT_{min} saptanabilmektedir. Optimum ΔT_{min}'un anlamı, toplam maliyetin bir minimumdan geçmesidir (Çizelge 6.12 ve Şekil 6.7) . Bu minimumu saptamak için doğrudan bir yol yoktur; ama yaklaşık değerini bulmak için bir yöntem vardır.

Çizelge 6.11. Yeni tasarım veri giriş ekranı



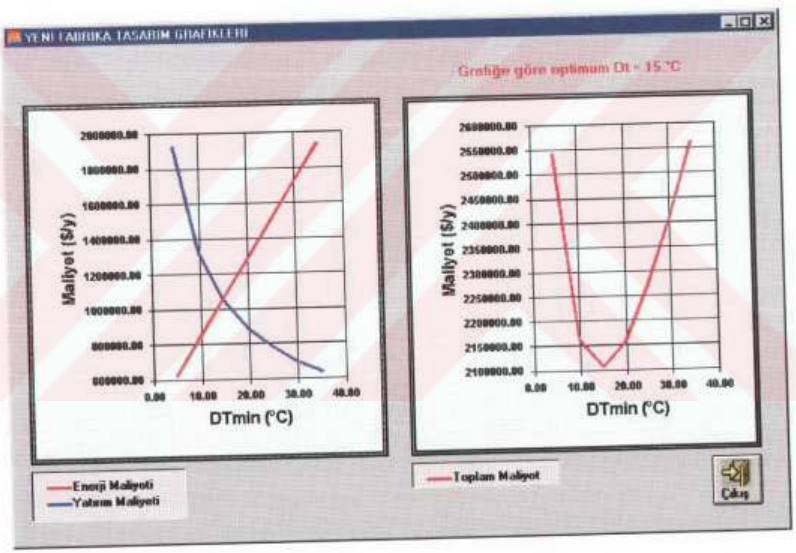
No	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	20	180	0.2000	0.00060
2	250	40	0.1500	0.00100
3	140	230	0.3000	0.00000
4	200	80	0.2500	0.00000
5				
6				
7				
8				
9				
10				
11				
12				
13				

Çizelge 6.12. Isı değiştirici ağlarında enerji – yatırım ilişkisinin saptanması



DTmin (°C)	Sıcak Utilite (MW)	Soğuk Utilite (MW)	Ü.T. Alanı (m^2)	Birim	Utilite Maliyet ($)	Yatırım	Toplam Maliyet ($)
5.	5.5	8.	10085.6	7	622000	1917784	2539784
10.	7.5	10.	6896.5	6	840000	1320988	2160988
15.	9.5	12.	5378.6	7	1058000	1048605	2106605
20.	11.5	14.	4472.2	7	1276000	881228	2157228
25.	13.5	16.	3903.	7	1494000	776113	2270113
30.	15.5	18.	3439.6	7	1712000	690552	2402552
35.	17.5	20.	3121.1	7	1930000	631726	2561726

Bu yöntem, "maksimum enerji geri kazanımını gösteren tüm ağlar aynı yüzey alanına sahiptir ve bu alan, bileşik eğrilerden hesaplanan toplam minimum alana yaklaşık olarak eşittir" fikrine dayanır(Linnhoff ve Vredeveld, 1984). Bu alan, tüm problem için bir ortalama ısı aktarım katsayısı kabul edilerek kestirilebilir. Bileşik eğriler basit karşıt akışlı kısımlara ayrılır ve her birine genel ısı aktarım eşitliği ($Q = U.A.\Delta T_{rm}$) uygulanarak, her bir bölüm için toplam alan bulunur. Bu şekilde hesaplanan alanların toplamı, toplam minimum alanı oluşturur. Bu alan gerekli birim sayısına göre değerlendirilerek, yaklaşık bir toplam ağ maliyeti elde edilir. Bundan sonra, yatırım maliyeti ile enerji maliyeti arasındaki ilişkiye geçilerek optimum ΔT_{min} saptanır (Linnhoff vd., 1984) (Şekil 6.7).



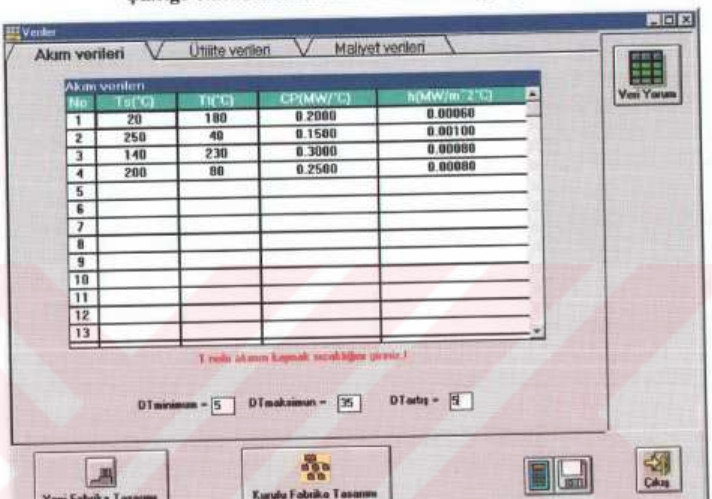
Şekil 6. 7. Isı değiştirici ağlarında enerji – yatırım ilişkisi ve optimum ΔT_{min}'un saptanması

6.3. Kurulu Fabrika Tasarımı

DarboTEK programının üçüncü kısmında kurulu fabrika tasarımı yapılmaktadır. Bu nedenle öncelikle akımlara ayrılmış mevcut prosesin verileri belirlenmelidir. Veriler daha önceki

bölümlerdeki gibi her akımın kaynak sıcaklığı, hedef sıcaklığı, toplam ısı sığaları ve ısı aktarım katsayıları, ütilite verileri ve maliyet verileridir (Çizelge 6.13).

Çizelge 6.13. Kurulu fabrika tasarımı veri giriş ekranı



No	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	20	180	0.2000	0.00060
2	250	40	0.1500	0.00100
3	140	230	0.3000	0.00080
4	200	80	0.2500	0.00080
5				
6				
7				
8				
9				
10				
11				
12				
13				

DTminimum = 5 DTmaksimum = 35 DTartış = 5

Yenileştirme hedefleri saptanırken, öncelikle prosesin minimum ısı değiştirici alanının minimum enerji kullanımı ile değişimini gösteren bir enerji-alan çizimine gerek duyulur. Bu amaçla farklı ΔT_{min}'lerdeki enerji-alan değerleri bulunarak, noktaların birleştirilmesi ile çizilen bu eğri hedef tasarımları gösterir.

Hedef tasarım eğrisinin belirlenmesi için farklı ΔT_{min} enerji maliyetleri ve alan hedeflerinin bulunması gerekmektedir. Bu nedenle kurulu fabrika tasarımı veri giriş ekranında ΔT_{min} başlangıç, bitiş ve artış değerleri girilerek kurulu fabrika tasarım butonuna basılmalıdır. Bu işlemler yapıldıktan sonra her ΔT_{min} için enerji, alan ve birim gibi değerler aşağıdaki tabloda gösterilmiştir(Çizelge 6.14).

Çizelge 6.14. Hedef tasarımın belirlenmesi.

OPTİMUM DTmin BELİRLEME

DT(°C)	Sıcak Ütilite (MW)	Soğuk Ütilite (MW)	1-1 Alanı (m^2)	Boru	Ütilite Maliyeti ($)	Yatırım	Toplam Maliyet ($)
5.	5.5	8.	10085.6	7	622000	1917784	2539784
10.	7.5	10.	6896.5	6	840000	1320988	2160988
15.	9.5	12.	5378.6	7	1050000	1056605	2106605
20.	11.5	14.	4472.2	7	1276000	881228	2157228
25.	13.5	16.	3903.	7	1494000	776113	2270113
30.	15.5	18.	3439.6	7	1712000	690552	2402552
35.	17.5	20.	3121.1	7	1930000	631726	2561726

Grafik Sonuçlar

Çıkış

Optimum yeni ısı ağı tasarımını yapabilmek için mevcut olan tasarımın özellikleri göz önüne alınmalıdır. Bu nedenle mevcut fabrika veri giriş ekranı oluşturulmuştur (Çizelge 6.15). Hedef tasarım belirlendikten sonra aynı grafik üzerinde mevcut fabrikanın yeri belirlenerek, yenileştirme yolu sabit α değerinde çizilmiştir (Şekil 6.8).

Çizelge 6.15. Mevcut fabrika bilgileri

MEVCUT FABRİKA BİLGİLERİ

Ütilite Maliyetleri

Sıcak Ütilite $/(yıl.MW) 160000

Soğuk Ütilite $/(yıl.MW) 16000

Mevcut Ağ Verileri

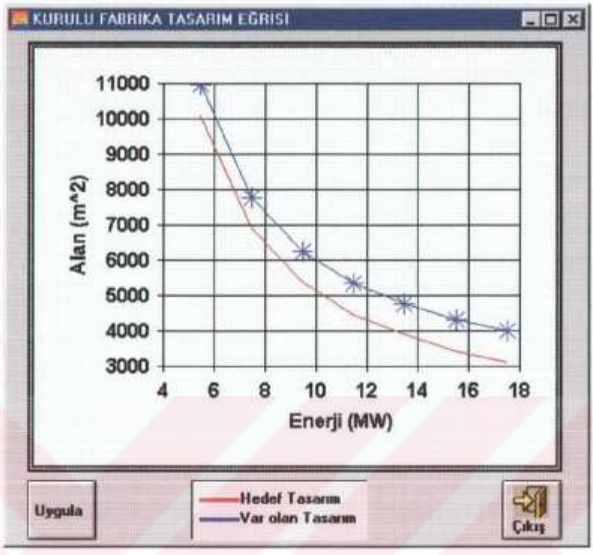
Sıcak Ütilite MW 17

Proses Ağı 1-1 Alanı m^2 4000

Uygula

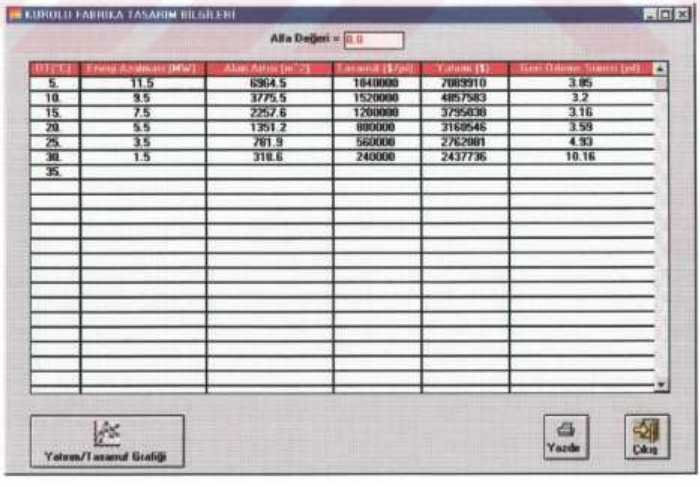
Yazdır

Çıkış



Şekil 6.8. Enerji hedeflerinin ısı değiştirici alan hedefine göre çizimi

Çizelge 6.16. Sabit α değerinde geri ödeme süresi



KURULU FABRIKA TASARIM BİLGİLERİ

Alfa Değeri = 0.0

DT [°C]	Enerji Azalması [MW]	Alan Artışı [m^2]	Tasarruf [$/yıl]	Yatırım [$]	Geri Ödeme Süresi [yıl]
5.	11.5	6964.5	1040000	7089910	3.85
10.	9.5	3775.5	1520000	4857583	3.2
15.	7.5	2257.6	1200000	3795830	3.16
20.	5.5	1351.2	880000	3169546	3.59
25.	3.5	761.9	560000	2762081	4.93
30.	1.5	318.6	240000	2437736	10.16
35.					

Yatırım/Tasarruf Grafiği

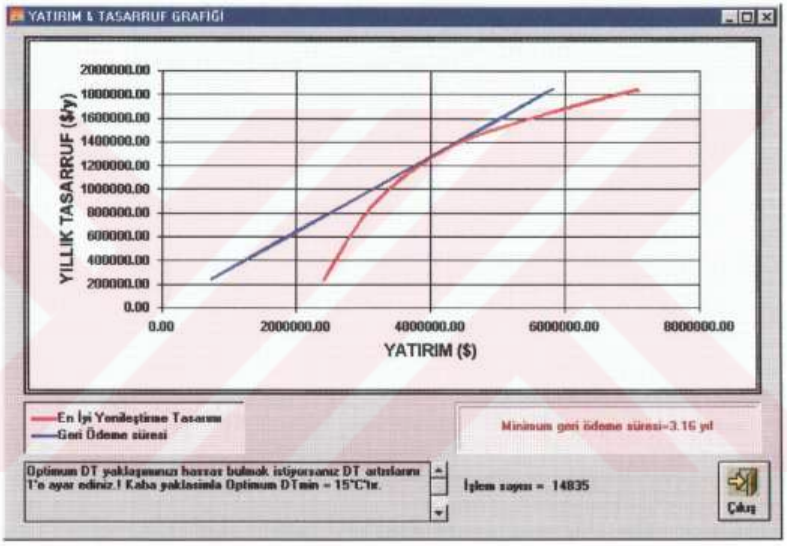
Yazdır

Çıkış

Sabit α değerinde çizilen yenileştirme yolu tasarımı ile hedef tasarımı arasındaki enerji azalması ve alan artışları belirlenerek Çizelge 6.16 oluşturulmuştur.

Geri ödeme süresi tasarımı yapılan ısı değiştirici ağının yatırım maliyetinin geri kazanılması için geçen süredir. Amaç ise bu sürenin mümkün olduğunca kısa olmasıdır.

$$\text{Ödeme süresi(yıl)} = SM_{yatırım} / EM_{yıllık} \tag{6.17}$$



Şekil 6.9. Kurulu fabrika tasarımında optimum ΔT_{min} belirlenmesi

Kurulu fabrika tasarımında optimum ΔT_{min} değerinin hassas olarak belirlenmesi isteniyorsa veri giriş ekranındaki ΔT_{min} artış değerinin 1 olması gerekmektedir(Şekil 6.9).

7. UYGULAMALAR

DarboTEK ön tasarım bilgisayar programı iki ana kısımdan oluşmaktadır. Birincisi yeni tasarım kısmı, ikincisi ise kurulu fabrika tasarımı kısmıdır. Bu nedenle birinci kısım uygulaması için, aromatik* prosesi seçilerek akım verileri Linnhoff ve Ahmad (1990) kaynağından alınmıştır. İkinci kısım uygulaması içinse ***DarboTEK*** bilgisayar programının gerçek proseslere uygulanışını görmek için petrol arıtma endüstrisinden TÜPRAŞ İzmit rafinerisindeki ham petrol ünitesi kurulu fabrika tasarımı için seçilmiştir. Bu örnek özellikle karmaşık olması nedeniyle ele alınmıştır.

7.1. Yeni Tasarım Örneği (Aromatik Prosesi)

Linnhoff ve Ahmad (1990)'dan alınan aromatik prosesi için ise ***DarboTEK*** programı kullanılarak yeni fabrika tasarımı yapılmıştır. Dört sıcak akım ve beş soğuk akım içeren prosesin akım ve maliyet verileri aşağıda verilmiştir (Çizelge 7.1 ve 7.2).

Çizelge 7.1. Aromatik proses akım verileri

AKIM NO	T_s (°C)	T_t (°C)	CP (MW/°C)	h (MW/m²°C)
H1	327	40	0.10	0.00050
H2	220	160	0.16	0.00040
H3	220	60	0.60	0.00014
H4	160	45	0.40	0.00030
C1	100	300	0.10	0.00035
C2	35	164	0.07	0.00070
C3	85	138	0.35	0.00050
C4	60	170	0.06	0.00140
C5	140	300	0.20	0.00060

*Girdisi parafin ve siklo parafinlerden oluşan naftadan elde edilen aromatik ürünler.

Çizelge 7.2. Aromatik proses ütilite verileri

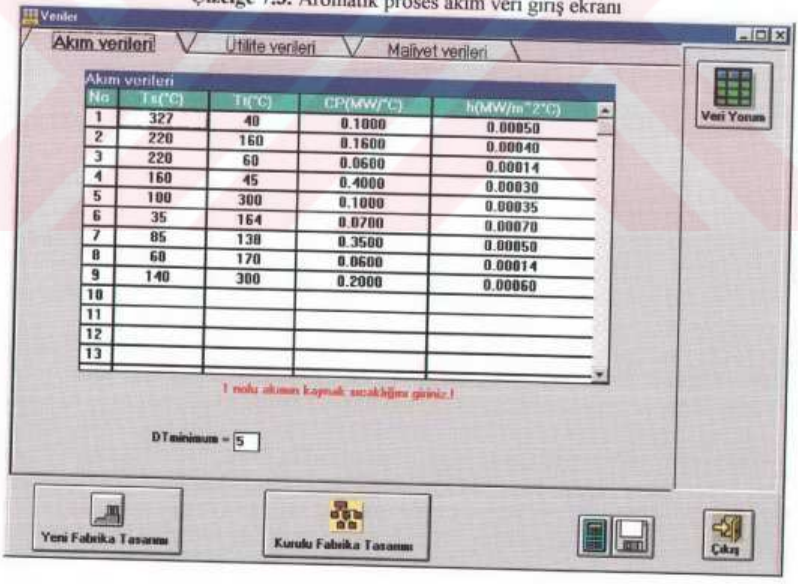
Ütilite Tipi	T_s (°C)	T_t (°C)	h (MW/m^2°C)	Maliyet ($/yıl.MW)
Sıcak	330	230	0.0010	100000
Soğuk	10	30	0.0025	10000

Aromatik proses yatırım maliyet verileri aşağıdaki bağıntı ile verilmiştir(Linnhoff ve Ahmad, 1990; Rapoport vd., 1994).

$$SM= 10000+350*Alan \tag{7.1}$$

DarboTEK programı yardımıyla yukarıdaki veriler kullanılarak aromatik proses için optimum ΔT_{min} belirleme çalışmaları yapılmıştır. Bu nedenle veriler ***DarboTEK*** programına girilerek aşağıdaki ekran görüntüleri elde edilmiştir (Çizelge 7.3, 7.4, 7.5 ve 7.6).

Çizelge 7.3. Aromatik proses akım veri giriş ekranı



Çizelge 7.4. Aromatik proses akım veri yorumlama ekranı

Veri Girişlerinin Yorumlanması

No	HN-CN	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	H1	327	40	.1	.0005
2	H2	220	160	.16	.0004
3	H3	220	60	.06	.00014
4	H4	160	45	.4	.0003
5	C1	100	300	.1	.00035
6	C2	35	164	.07	.0007
7	C3	85	138	.35	.0005
8	C4	60	170	.06	.00014
9	C5	140	300	.2	.0006
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					

Yazdır

Çıkış

Çizelge 7.5. Aromatik proses ütilite veri giriş ekranı

Veriler

Akım verileri | Ütilite verileri | Maliyet verileri

Veri Yorum

Ütilite Verileri

No	Ütilite Tipi	Akım İsim	Ts(°C)	Tt(°C)	(MW/m^2°C)	Maliyet($/yıl MW)
1	Sıcak	yağ	330	230	.001	100000
2	Soğuk	su	10	30	.0025	10000

2 nolu ütilite tanımı girmiş !

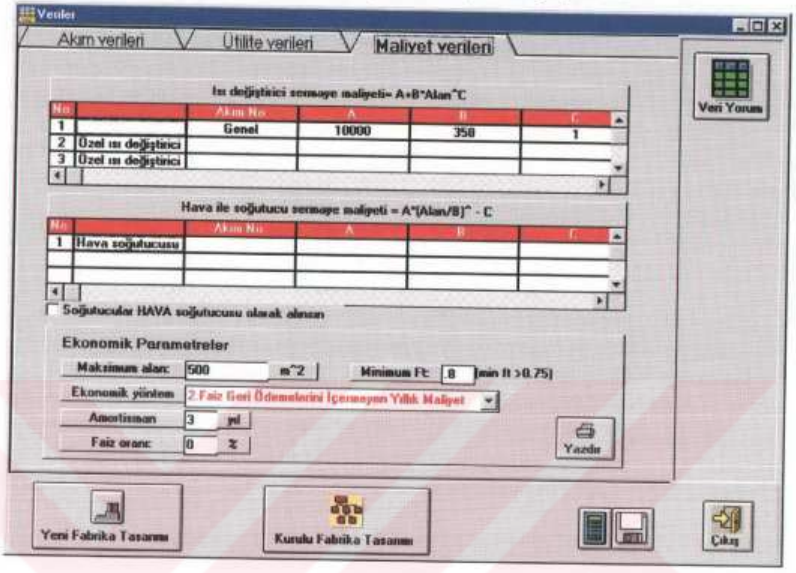
Yazdır

Yeni Fabrika Tasarımı

Kurulu Fabrika Tasarımı

Çıkış

Çizelge 7.6. Aromatik proses maliyet veri giriş ekranı



Yeni fabrika tasarımında amaç prosesin optimum ΔT_{min} değerinin belirlenmesidir. Bu nedenle ΔT_{min} değerinde belirli artışlar(5'den 30'e beşerlik artış) yapılarak yatırım maliyetleri ve enerji maliyetleri hesaplanmıştır (Çizelge 7.7.). Elde edilen sonuçlardan toplam maliyete geçilerek ΔT_{min} -maliyet eğrisi çizilmiştir. Eğrinin minimum yaptığı noktadaki ΔT_{min} değeri optimum ΔT_{min} değerini vermektedir (Şekil 7.1).

Çizelge 7.7. Aromatik proseste her ΔT_{min} artış değeri için hedeflerin belirlenmesi

OPTIMUM DTmin BELIRLEME

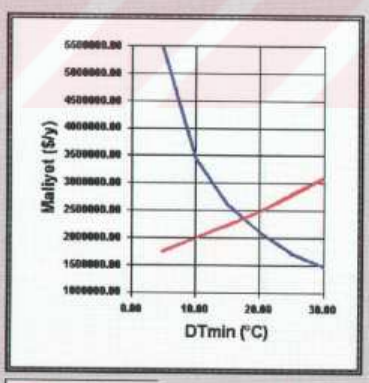
DT(°C)	Sıcak Ütilite (MW)	Soğuk Ütilite (MW)	Isı Alanı (m^2)	Birim	Ütilite Maliyet ($)	Yatırım	Toplam Maliyet ($)
5.	15.13	22.85	46236.1	14	1741500	5440877	7182377
10.	17.28	25.	29352.5	14	1978000	3471120	5449120
15.	19.43	27.15	21982.5	14	2214500	2611290	4825790
20.	21.68	29.4	17613.9	14	2462000	2101616	4563616
25.	24.48	32.2	14289.4	14	2770000	1713759	4483759
30.	27.28	35.	12147.7	14	3078000	1463896	4541896

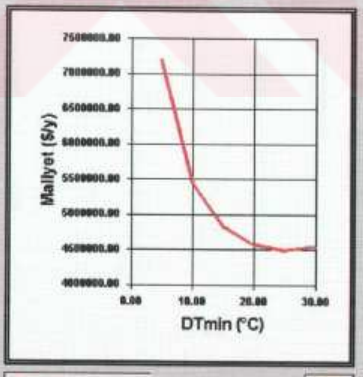
Grafik Sonuçlar

Çıkış

YENI FABRIKA TASARIM GRAFIKLERI

Grafiğe göre optimum Dt = 25 °C



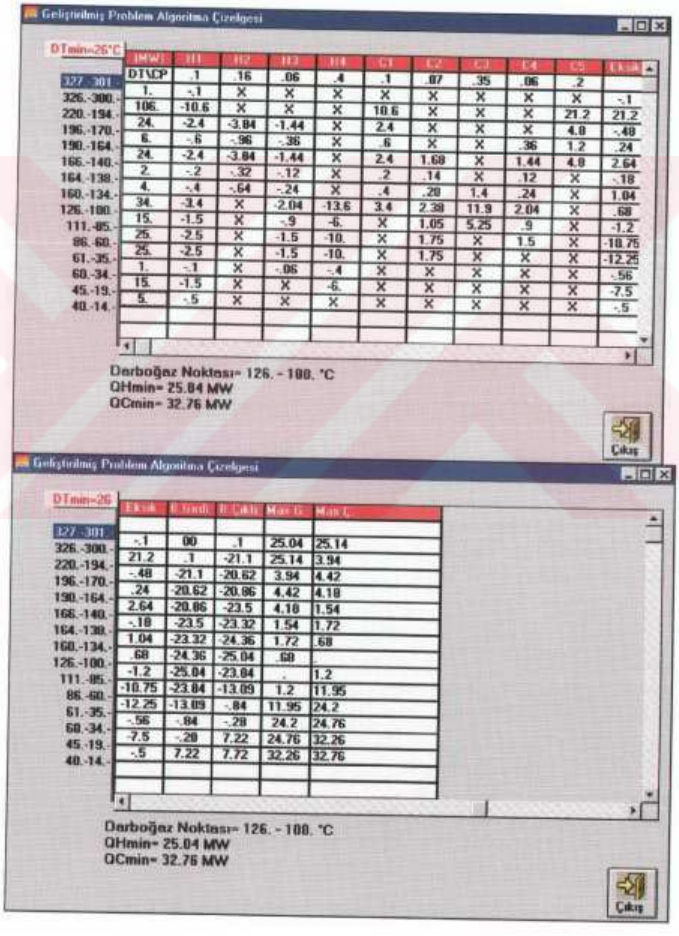


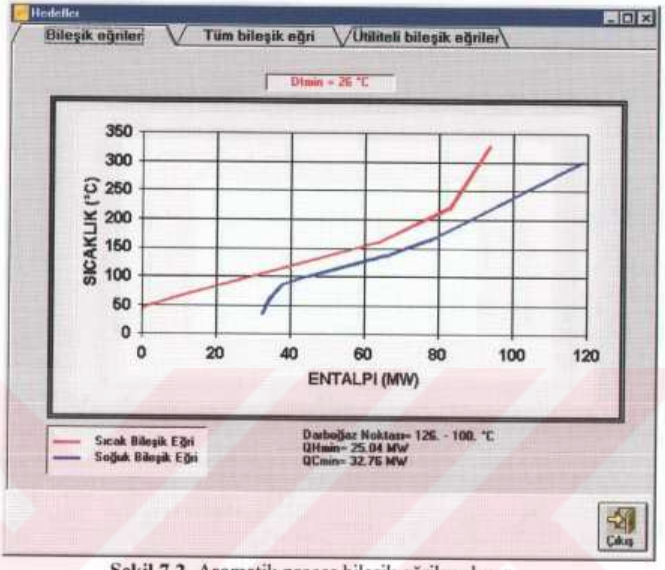
Çıkış

Şekil 7.1. Aromatik proses optimum ΔT_{min} değerinin belirlenmesi

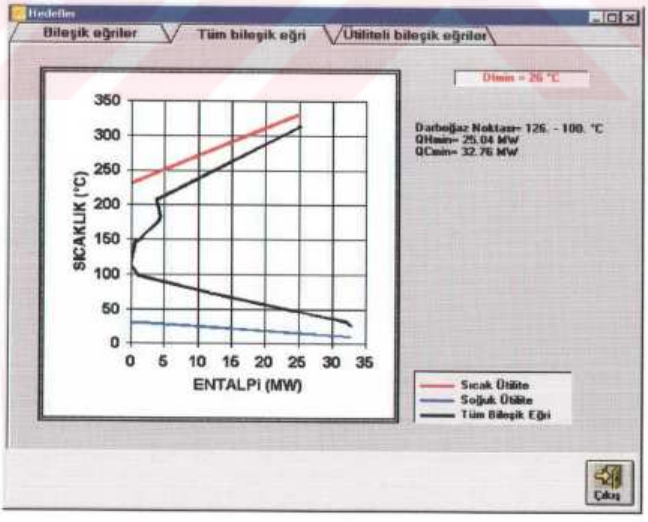
DarboTEK programı kullanılarak optimum ΔT_{min}= 25°C olarak saptanmıştır. Optimum ΔT_{min} değerindeki tasarım ayrıntılarını öğrenmek için ΔT_{min}= 26°C(darboğaz noktasını kesirden kurtarmak için) değerinde çalıştırılarak ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** üzerinden aşağıdaki ekran görüntüleri elde edilmiştir (Çizelge 7.8, Şekil 7.2 ve 7.3).

Çizelge 7.8. Aromatik proses ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı





Şekil 7.2. Aromatik proses bileşik eğriler ekranı



Şekil 7.3. Aromatik proses tüm bileşik eğri ekranı

Aromatik proses için ΔT_{min} 26°C değerindeki tasarım ütilite raporları(Çizelge 7.9), alan hedefleri(Çizelge 7.10) ve maliyet hedefleri(Çizelge 7.11) de aşağıdaki ekran görüntüleriyle verilmiştir.

Çizelge 7.9. Aromatik proses ütilite rapor ekranı

ÜTİLİTE HEDEF RAPORU

DTmin = 26 °C

Ütilite	Ts (°C)	Tt (°C)	Min. Yük (MW)	Toplam Maliyet ($/yıl)
Sıcak Ütilite	330	230	25.04	2504000
Soğuk Ütilite	10	30	32.76	327600
TOPLAM			57.8	2831600

Yazdır

Çıkış

Çizelge 7.10. Aromatik proses alan hedefleri

ALAN HEDEF RAPORU

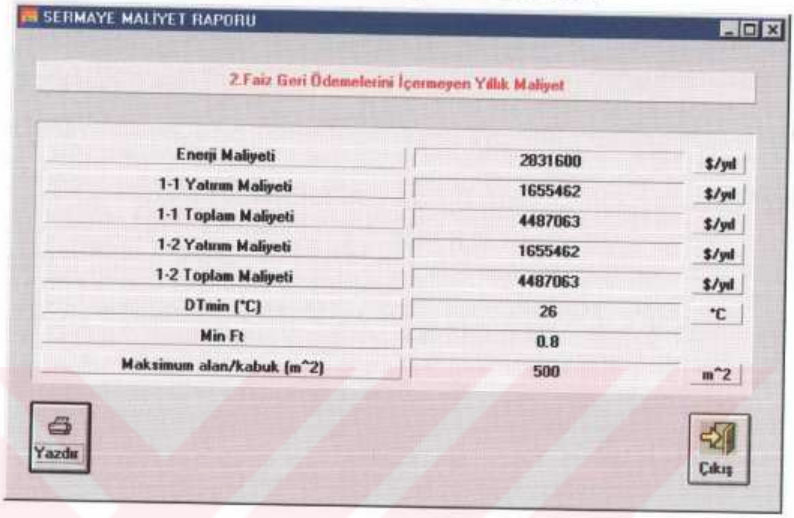
DTmin=26 için:	Toplam	Darboğaz Üstü	Darboğaz Altı
Enerji (MW)	57.8	25.04	32.76
1-1 Alan (m^2)	13789.7	9076.4	4713.3
1-2 Alan (m^2)	14673.2	9785.9	4887.4
Birim Sayısı	14	8	6
Kabuk Sayısı	30	20	10

Isıtıcı Sayısı	1
Soğutucu Sayısı	3
Isı Değiştirici Sayısı	10

Yazdır

Çıkış

Çizelge 7.11. Aromatik proses maliyet verileri



7.2. Kurulu Fabrika Tasarım Örneği (TÜPRAŞ, 5 Numaralı Fabrika)

Kurulu fabrika tasarımına örnek olmak üzere Türkiye Petrol İşletmelerinden biri olan TÜPRAŞ İzmit Rafinerisindeki 5 numaralı fabrika olan ham petrol ünitesi* seçilmiştir. Burada petrol; sıvı gaz, kerosen, nafta, dizel v.b. gibi kesimlere ayrılmaktadır(Çizelge 7.12).

Çizelge 7.12. TÜPRAŞ İzmit Rafinerisinde ham petrol ünitesindeki kaynama aralıkları**

Ürün	Kaynama Aralığı, °C
Sıvı gaz	38.0
Hafif nafta	38.0-66.1
Ağır nafta	66.1-170.0
Kerosen	170.0-217.2
Hafif dizel	217.2-292.2
Ağır dizel	292.2-373.9
Ağır vakum	373.9-546.1

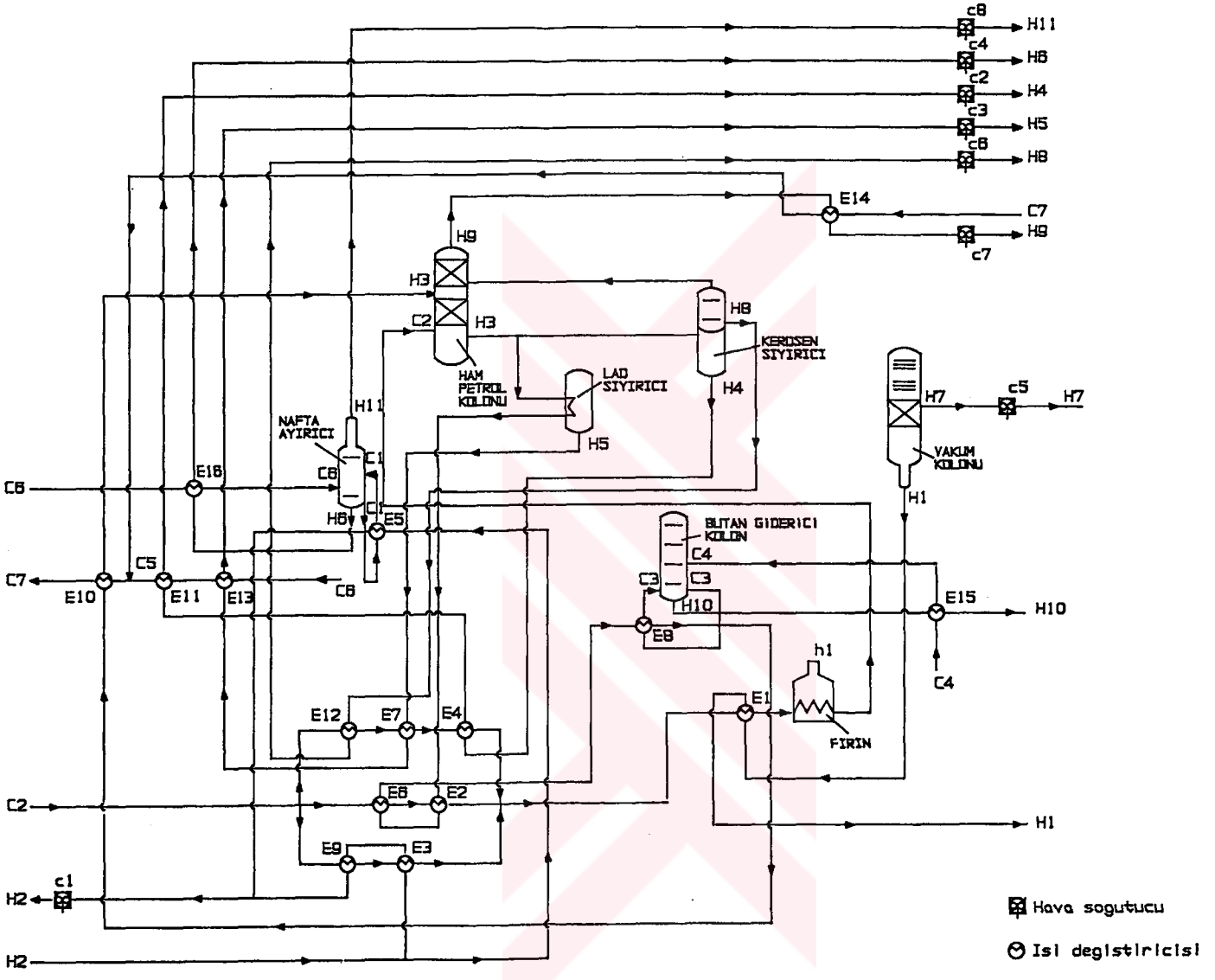
7.2.1. TÜPRAŞ ham petrol ünitesi verilerinin belirlenmesi

Fabrika Şekil 7.4'de gösterilen basitleştirilmiş temel akım şemasına göre çalışmaktadır. Burada ham petrol kolonu ,vakum kolonu ve bütan giderici kolon olmak üzere üç adet kolon; kerosen sıyırıcı ve LAD(hafif dizel) sıyırıcı olmak üzere iki sıyırıcı ve nafta ayırıcı içermektedir. Kurulu fabrika mevcut ısı değiştirici sistemi Şekil 7.5'de görüldüğü gibi 11 sıcak akım ve 7 soğuk akım üzerindeki 16 ısı değiştirici ve fırın olmak üzere 1 ısıtıcı ve 8 soğutucudan oluşmaktadır. Ham petrol ünitesindeki proses sıcak akım verileri Çizelge 7.13 ve soğuk akım verileri ise Çizelge 7.14'de verilmiştir. Çizelgelerde verilen toplam CP değerleri Ek 5'de verilen kestirim denklemleriyle ayrıca test edilmiştir.

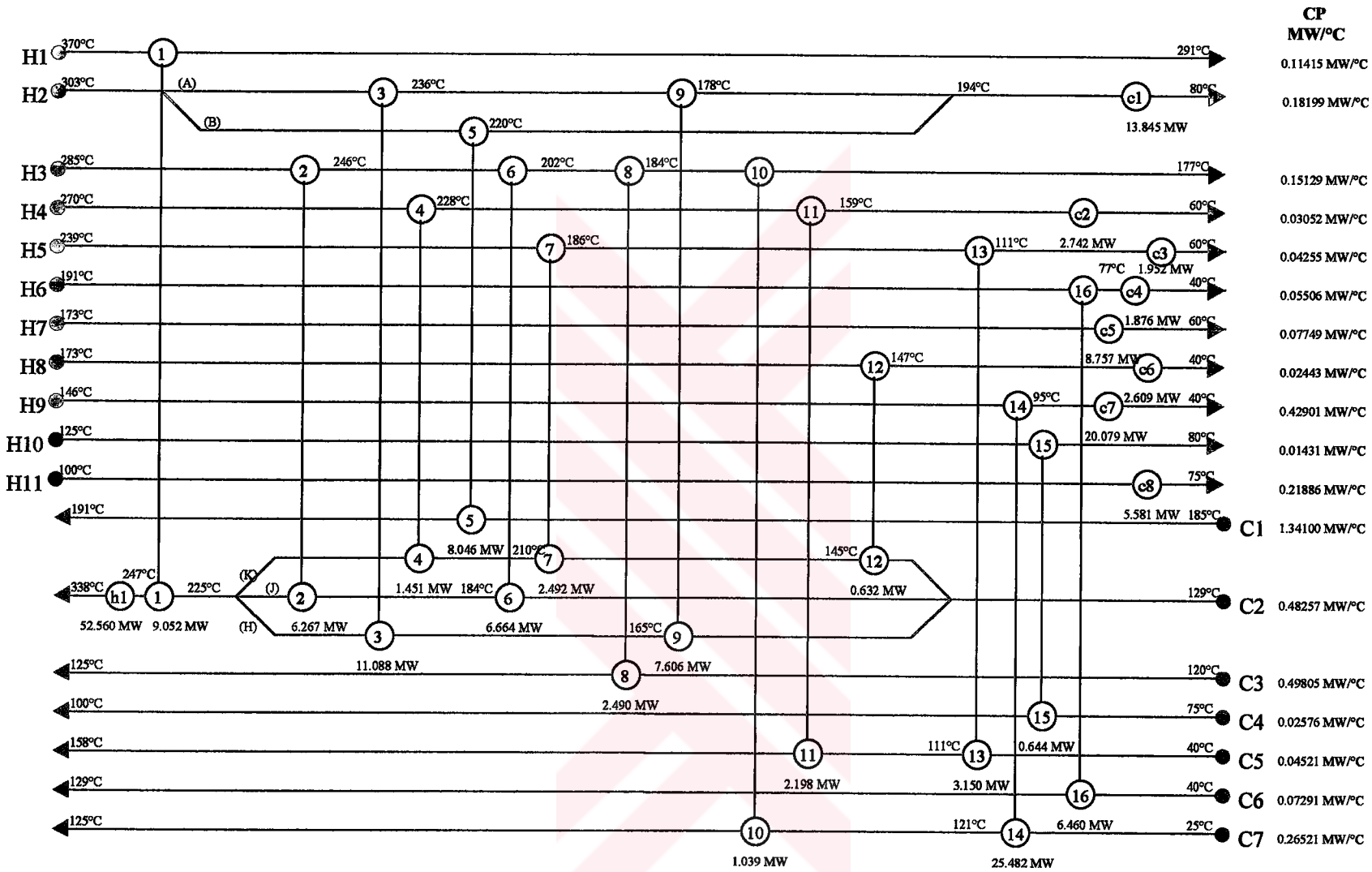
---

* Rafineri standart şartları 1 atm basınç ve 15°C sıcaklıktır

**TÜPRAŞ tarafından sağlanan verilerden elde edilmiştir.



Şekil 7.4. Mevcut ham petrol ünitesinin proses akım şeması



Şekil 7.5. Ham petrol ünitesinin mevcut ısı değiştirici ağı

Çizelge 7.13. Ham petrol ünitesi proses sıcak akım verileri*

AKIM NO	AKIM İSMİ	T (°C)	H (MW)	ΔH/ΔT (MW/°C)	CP (MW/°C)
H1	Vakum dip	370	9.052		0.11415
		291	0.000	0.11415	
H2	Ağır vakum	303	40.585		0.18199
		194	13.845	0.24600	
		80	0.000	0.12113	
H3	Ağır dizel	285	16.460		0.15129
		246	10.194	0.15905	
		202	3.529	0.14976	
		184	1.039	0.14230	
		177	0.000	0.14040	
H4	Ağır dizel	270	6.391		0.03052
		228	4.940	0.03455	
		159	2.742	0.03190	
		60	0.000	0.02784	
H5	Hafif dizel	239	7.594		0.04255
		186	5.103	0.04719	
		111	1.952	0.04240	
		60	0.000	0.03798	
H6	Ağır nafta	191	8.336		0.05506
		77	1.876	0.05647	
		40	0.000	0.05070	
H7	Bütan giderici tepe akımı	173	8.757		0.07749
		60	0.000	0.07749	
H8	Kerosen	173	3.242		0.02443
		147	2.610	0.02387	
		40	0.000	0.02457	
H9	Atmosferik tepe akımı	146	45.561		0.42901
		95	20.079	0.49769	
		40	0.000	0.36507	
H10	Hafif nafta	125	0.644		0.01431
		80	0.000	0.01431	
H11	Ayrılmış bütan giderici tepe	100	5.581		0.21886
		75	0000	0.21886	

Şekil 7.5'te görüldüğü gibi H2 sıcak akımının CP değeri 0.1111 MW/°C(A) akımı ve 0.07097 MW/°C(B) akımı olmak üzere iki akıma ayrılmıştır. C2 soğuk akımının CP değeri 0.0483 MW/°C(K) akımı, 0.1593 MW/°C(J) akımı ve 0.275 MW/°C(H) akımı olmak üzere üç akıma ayrılmıştır.

* TÜPRAŞ tarafından sağlanan verilerden elde edilmiştir.

Çizelge 7.14. Ham petrol ünitesi proses soğuk akım verileri*

AKIM NO	AKIM İSMİ	T (°C)	H (MW)	ΔH/ΔT (MW/°C)	CP (MW/°C)
C1	Ayrılmış nafta	185	0.000		1.34100
		191	8.046	1.34100	
C2	Birleştirilmiş akım	129	0.000		0.48257
		225	39.350	0.41033	
		247	48.403	0.40594	
		338	101.002	0.57738	
C3	Bütan giderici akım	120	0.000		0.49805
		125	2.490	0.49805	
C4	Hafif nafta	75	0.000		0.02576
		100	0.644	0.02576	
C5	Tuz giderici	40	0.000		0.04521
		111	3.150	0.04419	
		158	5.349	0.04677	
C6	Nafta	40	0.000		0.07291
		129	6.460	0.07291	
C7	Ham petrol	25	0.000		0.26521
		121	25.482	0.26433	
		125	26.521	0.28860	

Çizelge 7.15'de görüldüğü gibi tüm proseste 52.560 MW değerinde dışarıdan ısıtma ve 57.441 MW değerinde dışarıdan soğutma yapılmaktadır. Ham petrol ünitesindeki mevcut ısı değiştiricilere ait bilgiler ise Çizelge 7.16'te verilmiştir.

Çizelge 7.15. Ham petrol ünitesi mevcut ütilite kullanımı ve ekipman sayısı*

Sıcak Ütilite (MW)	Soğuk Ütilite (MW)	Isıtıcı Sayısı	Soğutucu Sayısı	Isı değiştirici Sayısı
52.560	57.441	1	8	16

* TÜPRAŞ tarafından sağlanan verilerden elde edilmiştir.

Çizelge 7.16. Ham petrol ünitesi mevcut ısı değiştiriciler*

No	Isı Yükü (MW)	Eşleme (HN/CN)	Kabuk sayısı	ΔT_{lm}** (°C)	Alan (Birim) (m^2)	Alan (Kabuk) (m^2)	U (W/m^2°C)
1	9.052	H1/C2	2	84.4	594.0	297.0	180.56
2	6.267	H3/C2	2	50.2	486.0	243.0	256.87
3	11.088	H2/C2	2	66.1	696.6	348.3	240.81
4	1.451	H4/C2	2	16.6	419.4	209.7	208.42
5	8.046	H2/C1	1	49.9	299.0	299.0	589.27
6	6.664	H3/C2	2	59.9	519.8	259.9	214.03
7	2.492	H5/C2	2	28.1	339.4	169.7	261.29
8	2.490	H3/C3	2	28.2	224.0	112.0	394.19
9	7.606	H2/C2	2	17.4	696.6	348.3	627.51
10	1.039	H3/C7	1	38.7	301.3	301.3	89.11
11	2.198	H4/C5	1	45.7	129.1	129.1	372.55
12	0.632	H8/C2	1	17.3	170.8	170.8	213.89
13	3.150	H5/C5	1	57.0	178.6	178.6	309.42
14	25.482	H9/C7	4	36.7	2480.0	620.0	279.97
15	0.644	H10/C4	2	16.1	237.6	118.8	168.35
16	6.460	H6/C6	2	36.5	524.2	262.1	337.63

Mevcut ham petrol ünitesinde dışarıdan soğutma için 8 hava soğutucu ve dışarıdan ısıtma için ise bir fırın kullanılmaktadır. Kullanılan bu ekipmanların özellikleri de ayrıca Çizelge 7.17'de verilmiştir.

Çizelge 7.17. Ham petrol ünitesi mevcut ısıtıcı ve soğutucular*

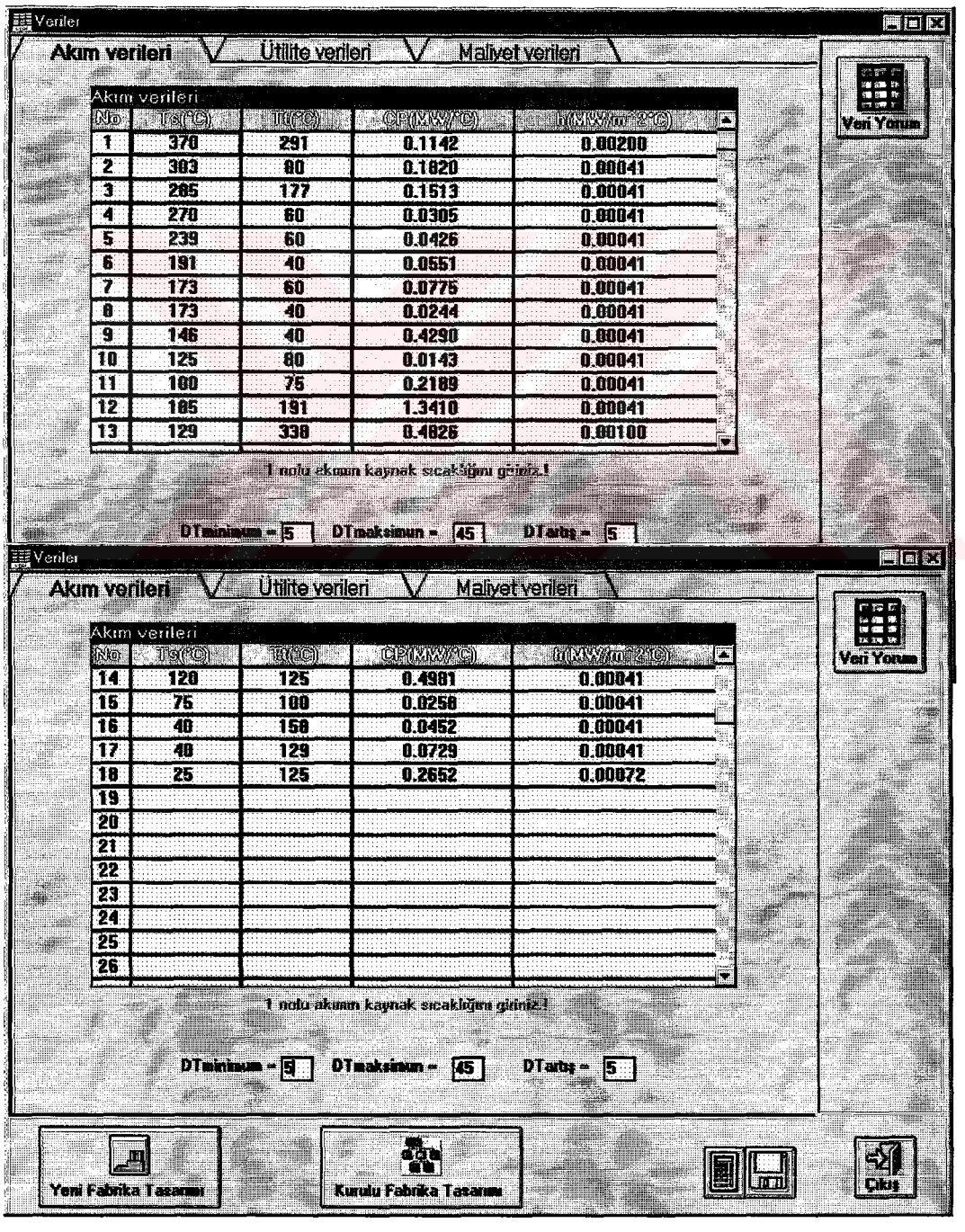
NO	Isı Yükü (MW)	Yeri HN/CN	CP (MW/°C)	ΔT_{lm}** (°C)	Alan*** (m^2)	U (W/m^2°C)
h1	52.560	C2	0.48257	99.0	1663.6	319.13
c1	13.845	H2	0.18199	90.0	295.0	521.47
c2	2.742	H4	0.03052	58.9	203.6	228.65
c3	1.952	H5	0.04255	43.8	203.6	218.89
c4	1.876	H6	0.05506	17.8	256.0	411.23
c5	8.757	H7	0.07749	64.9	604.1	223.36
c6	2.609	H8	0.02443	38.4	203.6	334.05
c7	20.079	H9	0.42901	33.3	2024.0	297.91
c8	5.581	H11	0.21886	29.9	427.0	437.57

* TÜPRAŞ tarafından sağlanan verilerden elde edilmiştir.
** Düzeltilmiş logaritmik ortalama sıcaklık farkı
** Çıplak boru yüzeyi alanı

7.2.2. Ham petrol ünitesi verilerinin *DarboTEK* programına girilmesi

Bölüm 6.3'de bahsedildiği gibi darboğaz teknolojisi yöntemiyle kurulu fabrika tasarımı yapabilmemiz için optimum ΔT_{min} değerinin belirlenmesi gerekmektedir. Bu nedenle hazırlanan ***DarboTEK*** programına öncelikle proses sıcak ve soğuk akım verilerinin girilmesi gerekmektedir(Çizelge 7.18).

Çizelge 7.18. . ***DarboTEK*** programında ham petrol ünitesi akım veri giriş ekranı



No	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m²/°C)
1	370	291	0.1142	0.00200
2	303	80	0.1820	0.00041
3	285	177	0.1513	0.00041
4	270	60	0.0305	0.00041
5	239	60	0.0426	0.00041
6	191	40	0.0551	0.00041
7	173	60	0.0775	0.00041
8	173	40	0.0244	0.00041
9	146	40	0.4290	0.00041
10	125	80	0.0143	0.00041
11	100	75	0.2189	0.00041
12	185	191	1.3410	0.00041
13	129	338	0.4826	0.00100

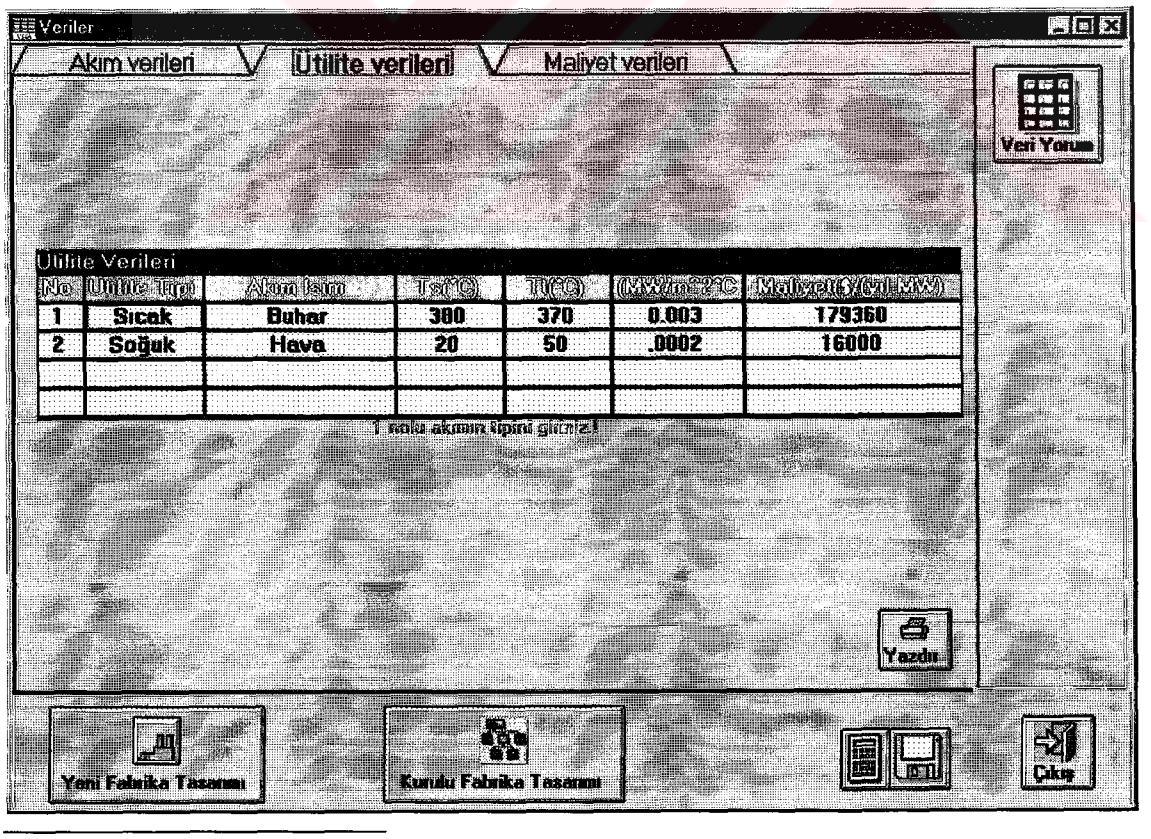
No	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m²/°C)
14	120	125	0.4981	0.00041
15	75	100	0.0258	0.00041
16	40	158	0.0452	0.00041
17	40	129	0.0729	0.00041
18	25	125	0.2652	0.00072
19				
20				
21				
22				
23				
24				
25				
26				

Çizelge 7.19. Ham petrol ünitesi ısı ağı tasarımı için gerekli olan maliyet verileri*

Isı değiştirici maliyeti**	$=10100+300Alan^{0.95}$ \$ (Karbon-çelik kabuk ve borular için)
Hava soğutucu maliyeti**	$=257(Alan/0.1036)^{-0.275}$ \$
Sıcak Ütilite	=179360 \$/yıl.MW
Soğuk Ütilite	=16000 \$/yıl.MW

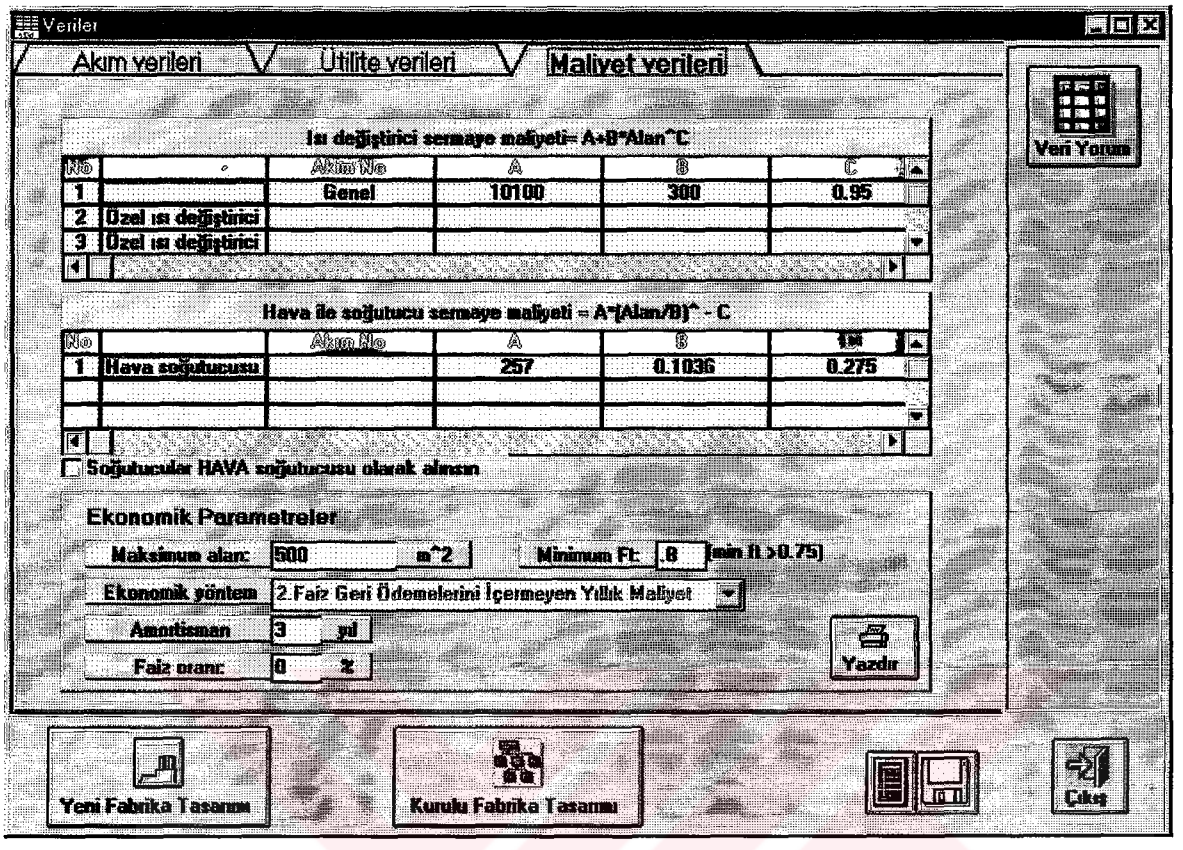
DarboTEK programında Çizelge 7.19'daki maliyet verileri kullanılarak ütilite veri giriş(Çizelge 7.20) ve maliyet veri giriş(Çizelge 7.21) bölümüne girilmiştir . Ütilite maliyet verileri TÜPRAŞ'tan alınan Haziran 1998 yılı fiyatlarına göre hesaplanmıştır. Isı değiştirici ve soğutucu maliyet değerleri ise MİSAN (Makina İmalat Sanayi Ltd.) firmasından alınan bilgilerle hesaplanmıştır. Çizelge 7.19'daki parametre değerleri Çizelge 7.21'deki maliyet veri giriş ekranında gösterilmiştir.

Çizelge 7.20. ***DarboTEK*** programında ham petrol ünitesi ütilite veri giriş ekranı



* Haziran 1998 fiyatlarına göre hesaplanmıştır.
** MİSAN(Makina İmalat Sanayi Ltd.) firmasından alınan bilgilerle hesaplanmıştır.

Çizelge 7.21. . ***DarboTEK*** programında ham petrol ünitesi maliyet veri giriş ekranı



7.2.3. Optimum ΔT_{min}'un saptanması

Optimum ΔT_{min} saptanmasındaki ilk aşama hedef tasarım eğrisinin belirlenmesidir. Bu nedenle ***DarboTEK*** programında kurulu fabrika tasarımı kısmını seçerek ΔT_{min} değerinin minimum(5°C), maksimum(45°C) ve artış(5°C) değeri girilmelidir. Bu değerler girildikten sonra DarboTEK programıyla, her ΔT_{min} değeri için Çizelge 7.22'de görüldüğü gibi minimum enerji ve minimum alan hedefleri hesaplanmıştır. Hedef tasarım eğrisi belirlendikten sonra mevcut fabrika bilgilerinin girilmesi gerekmektedir(Çizelge 7.23).

Çizelge 7.22. Ham petrol ünitesi hedef tasarım eğrisinin belirlenmesi

KURULU FABRİKA TASARIMI

EKONOMİK YÖNTEM : 2.Faiz Geri Ödemelerini İçermeyen Yıllık Maliyet

DT (°C)	Sıcak Ütilite (MW)	Soğuk Ütilite (MW)	1-1 Alanı (m^2)	Ömür	Ütilite Maliyet ($)	Yatırım	Toplam Maliyet ($)
5.	36.98	38.47	28586.6	26	7240448	2101738	9350186
10.	39.62	41.11	21488.4	26	7764182	1623362	9387544
15.	42.26	43.75	18066.6	26	8278889	1390045	9668934
20.	44.55	46.04	16292.1	26	8726933	1268200	9995133
25.	47.35	48.85	14759.4	26	9274901	1162424	10437405
30.	49.84	51.33	13754.6	26	9760910	1092781	10853591
35.	51.9	53.4	13094.	26	10162956	1046860	11209816
40.	53.96	55.46	12548.3	26	10565921	1008843	11574764
45.	56.02	57.52	12091.5	26	10968003	976948	11944951

Mevcut Fabrika Bilgileri

Yazdır

Çıkış

Çizelge 7.23. Ham petrol ünitesi mevcut fabrika bilgileri

MEVCUT FABRİKA BİLGİLERİ

Ütilite Maliyetleri

Sıcak Ütilite $/(yıl.MW) 179360

Soğuk Ütilite $/(yıl.MW) 16000

Mevcut Ağ Verileri

Sıcak Ütilite MW 52.560

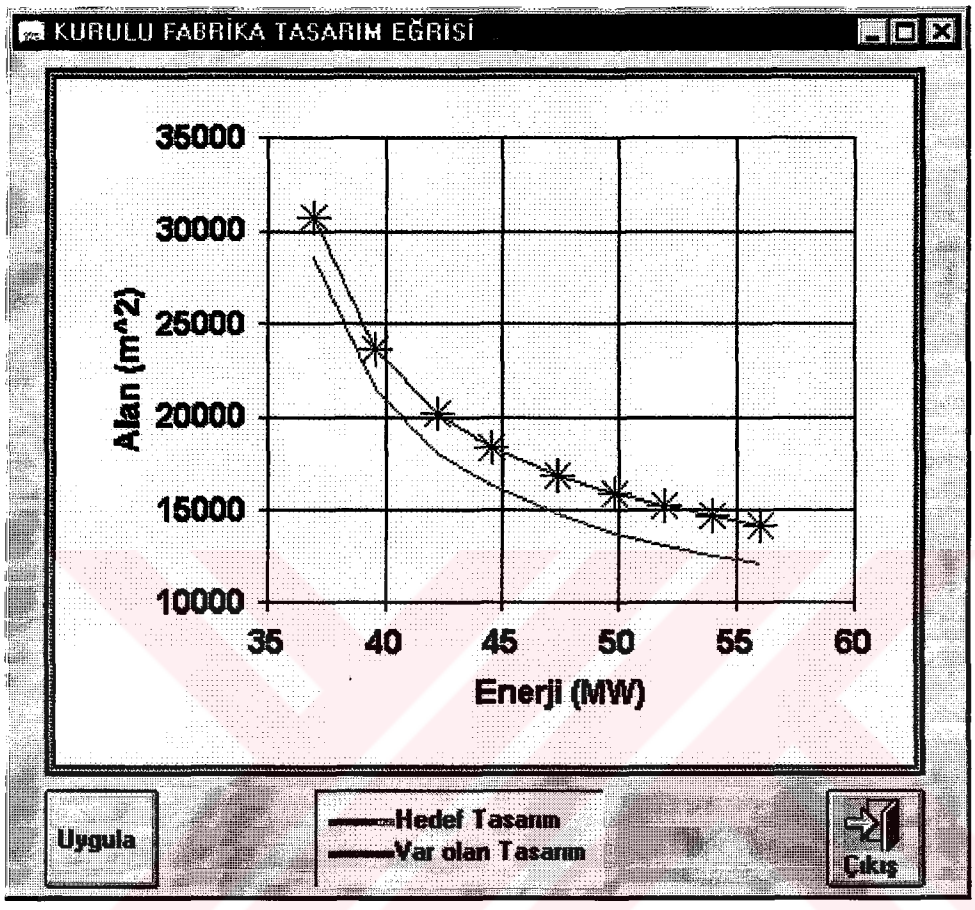
Proses Ağı 1-1 Alanı m^2 14176.9

Uygula

Yazdır

Çıkış

Tüm bu bilgilerin ışığında hedef tasarım eğrisinin bulunduğu grafik üzerinde mevcut prosesin yeri belirlenerek yenileştirme tasarım yolu sabit α değerinde çizilmiştir(Şekil 7.6).



Şekil 7.6. Ham petrol ünitesinin yenileştirme yolunun belirlenmesi

Optimum ΔT_{min} değerini belirlenmesi için; hedef tasarım eğrisi ile var olan tasarımının yenileştirme tasarım yolu eğrisi kullanılarak enerji azalması ile alan artış değeri belirlenerek tasarruf ve yatırım değerleri hesaplanmıştır(Çizelge 7.24). Sabit α değeri 0.911 olarak belirlenmiş ve ayrıca geri ödeme süresi de hesaplanmıştır.

Çizelge 7.24. Ham petrol ünitesinde α=0.911 değerinde tasarruf ve yatırım değerlerinin belirlenmesi

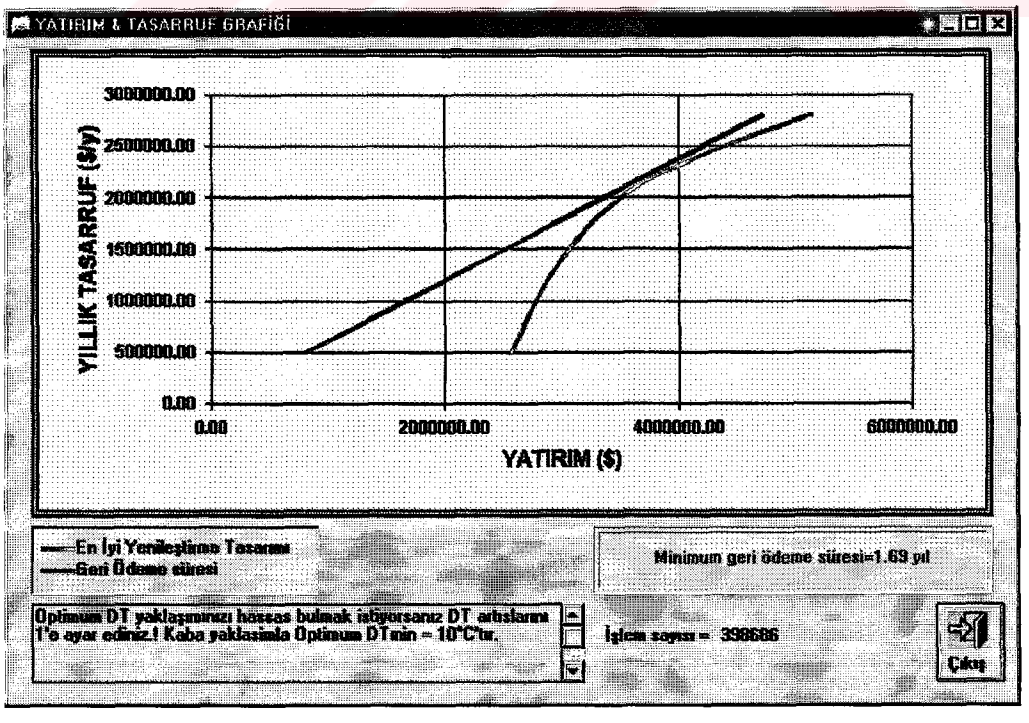
KURULU FABRİKA TASARIM BİLGİLERİ

Alfa Değeri = 0.911

DT [°C]	Enerji Azalması [kW]	Alan Artışı [m^2]	Tasarruf [$/yıl]	Yatırım [$]	Geri Ödeme Süresi [yıl]
5.	15.59	16495.2	2794429	5144339	1.84
10.	12.94	9396.9	2320918	3924952	1.69
15.	10.3	5975.1	1847408	3330223	1.8
20.	0.01000000000001	4200.6	1436674	3019639	2.1
25.	5.21	2667.9	934466	2750013	2.94
30.	2.72	1653.1	487859	2572493	5.27
35.					

Yatırım/Tasarruf Grafiği Yazdır Çıkış

Yıllık yatırım ve tasarruf arasındaki eğri ile istenilen geri ödeme süresine göre yıllık yatırım ve tasarruf arasındaki doğrunun kesiştiği nokta optimum ΔT_{min} değerini vermektedir(Şekil 7.7).

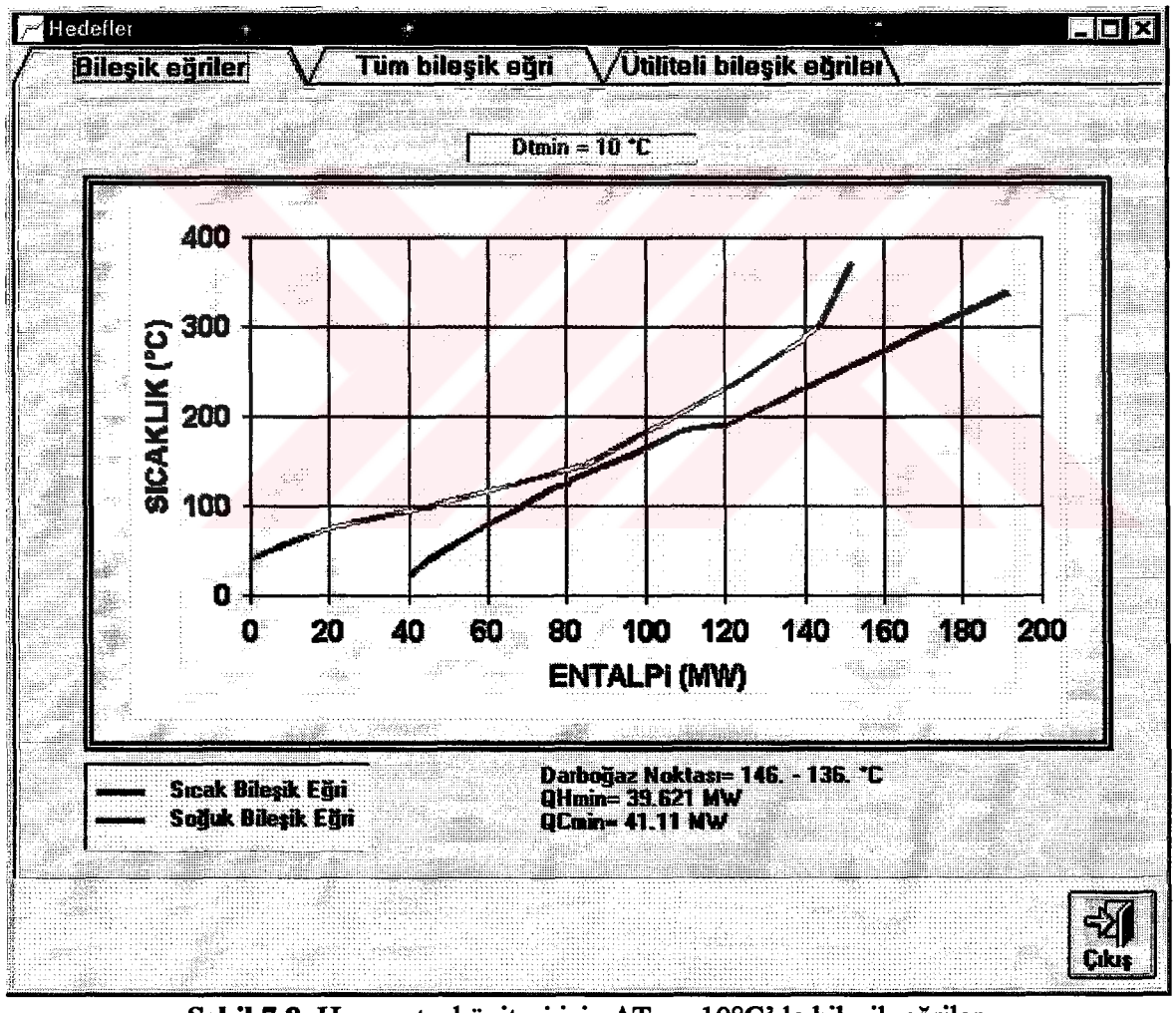


Şekil 7.7. Ham petrol ünitesinde optimum ΔT_{min} değerinin belirlenmesi

Şekil 7.7'de de belirtildiği gibi optimum ΔT_{min} değeri hassas olarak 10°C hesaplanmıştır.

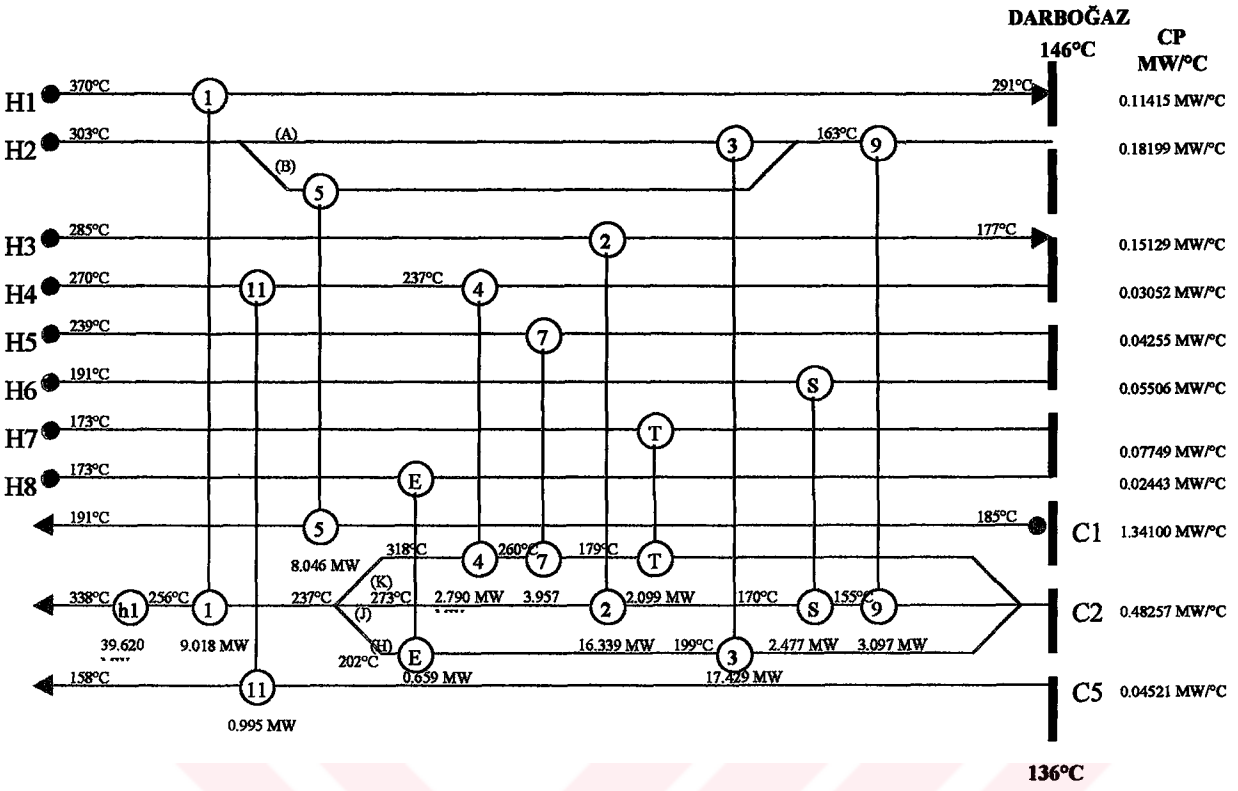
7.2.4. *DarboTEK* programıyla kurulu fabrika tasarım sonuçları

DarboTEK tasarım programıyla ağ tasarımının ΔT_{min}=10°C'de yapılması gerektiği bulunmuştur. Ayrıca ΔT_{min}=10°C'de ağ tasarımı yapılabilmesi için minimum enerji hedeflerinin belirlenmesi gerekmektedir. Bu nedenle ***DarboTEK*** programının birinci kısmı ΔT_{min} =10°C için çalıştırılarak minimum enerji hedefleri belirlenmektedir. Minimum enerji hedefleri Şekil 7.8'deki bileşik eğrilerle verilmiştir.

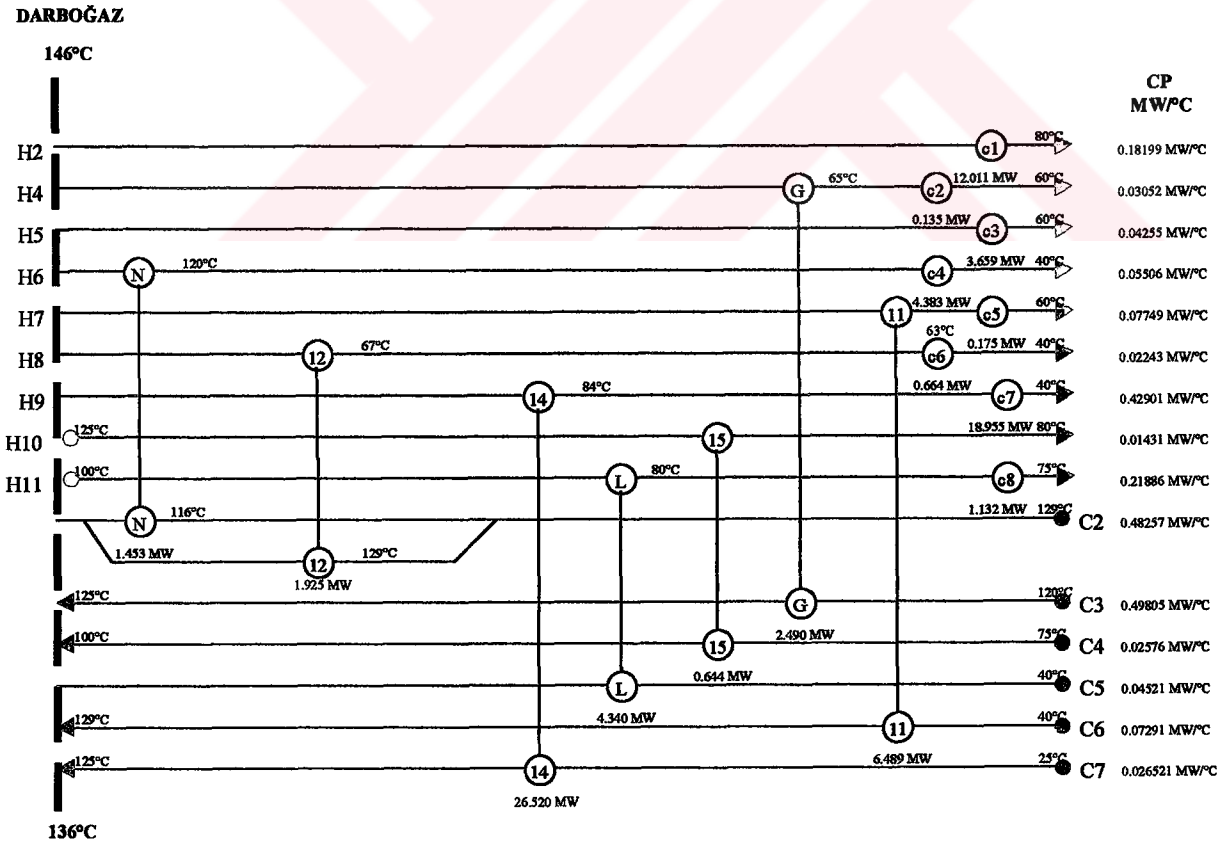


Şekil 7.8. Ham petrol ünitesi için ΔT_{min}=10°C'de bileşik eğriler

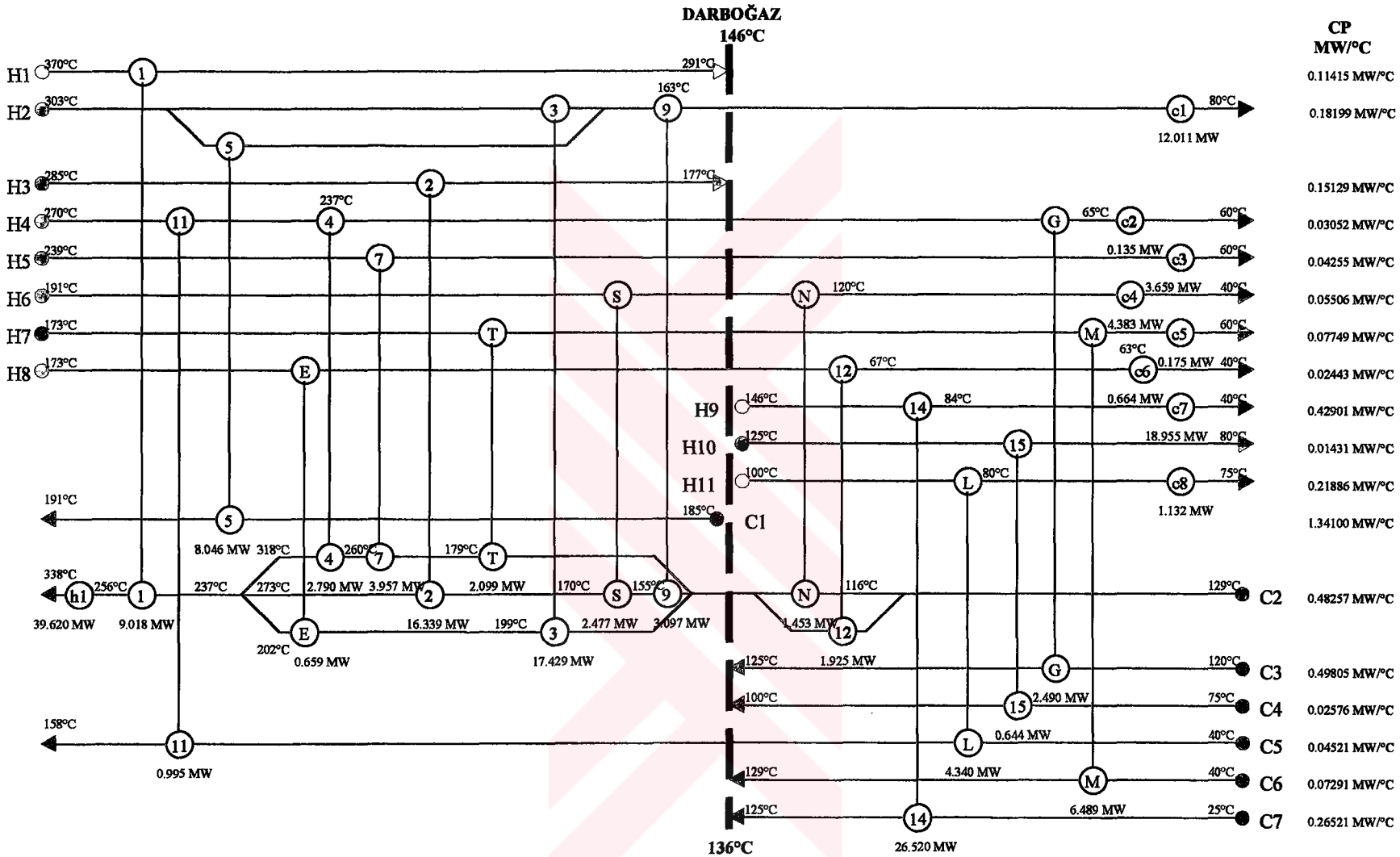
Ağ tasarımına darboğaz üstünden başlanmıştır(Şekil 7.9). Şekil 7.10'da ise darboğaz altı tasarımı verilmiştir.



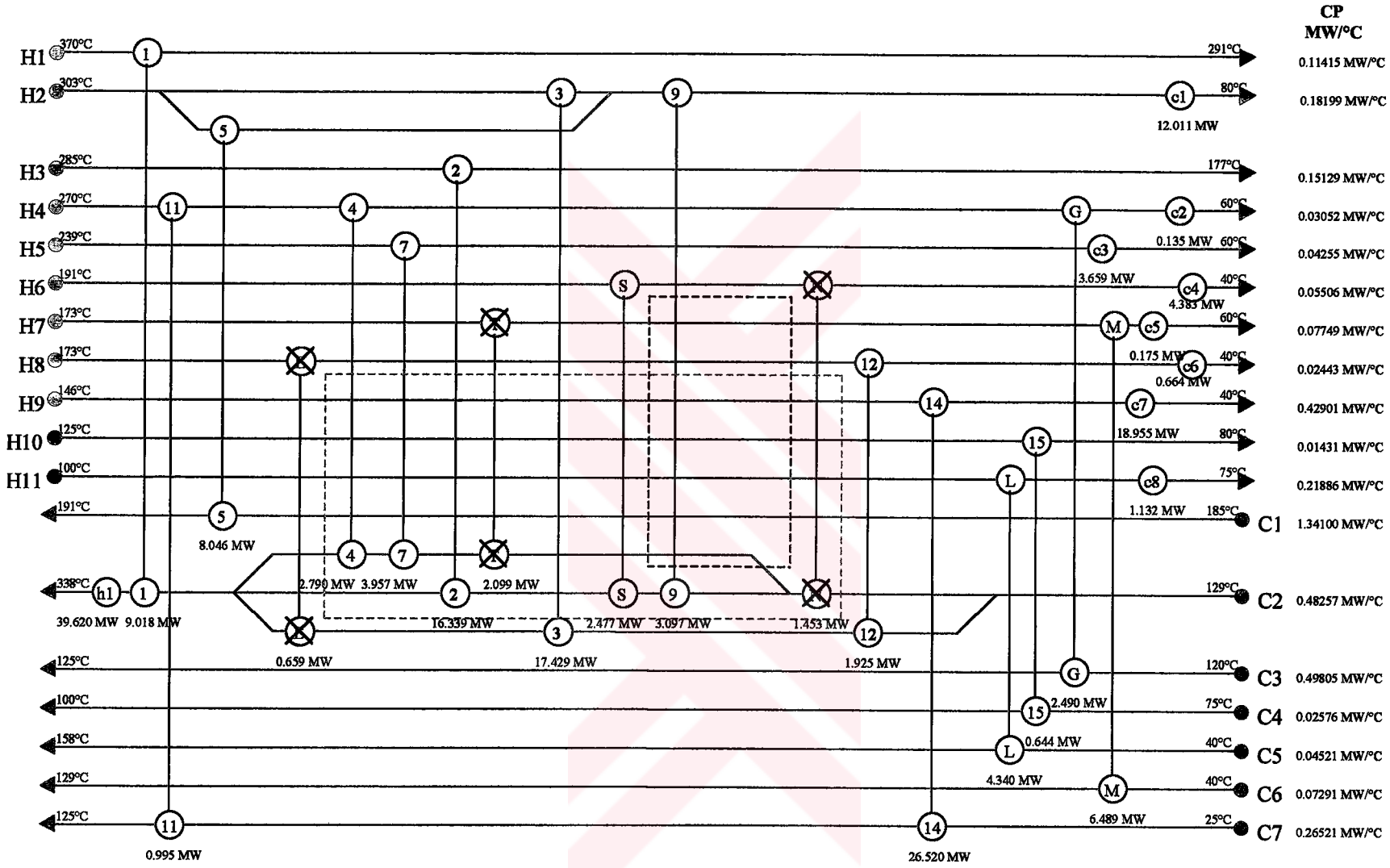
Şekil 7.9. Ham petrol ünitesinde ΔTmin=10°C için darboğaz üstü ağ tasarımı



Şekil 7.10. Ham petrol ünitesinde ΔTmin=10°C için darboğaz altı ağ tasarımı



Şekil 7.11. Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C için birleştirilmiş ağ tasarımı



Şekil 7.12. Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C için döngülerin kaldırılmasına yönelik ağ tasarımı

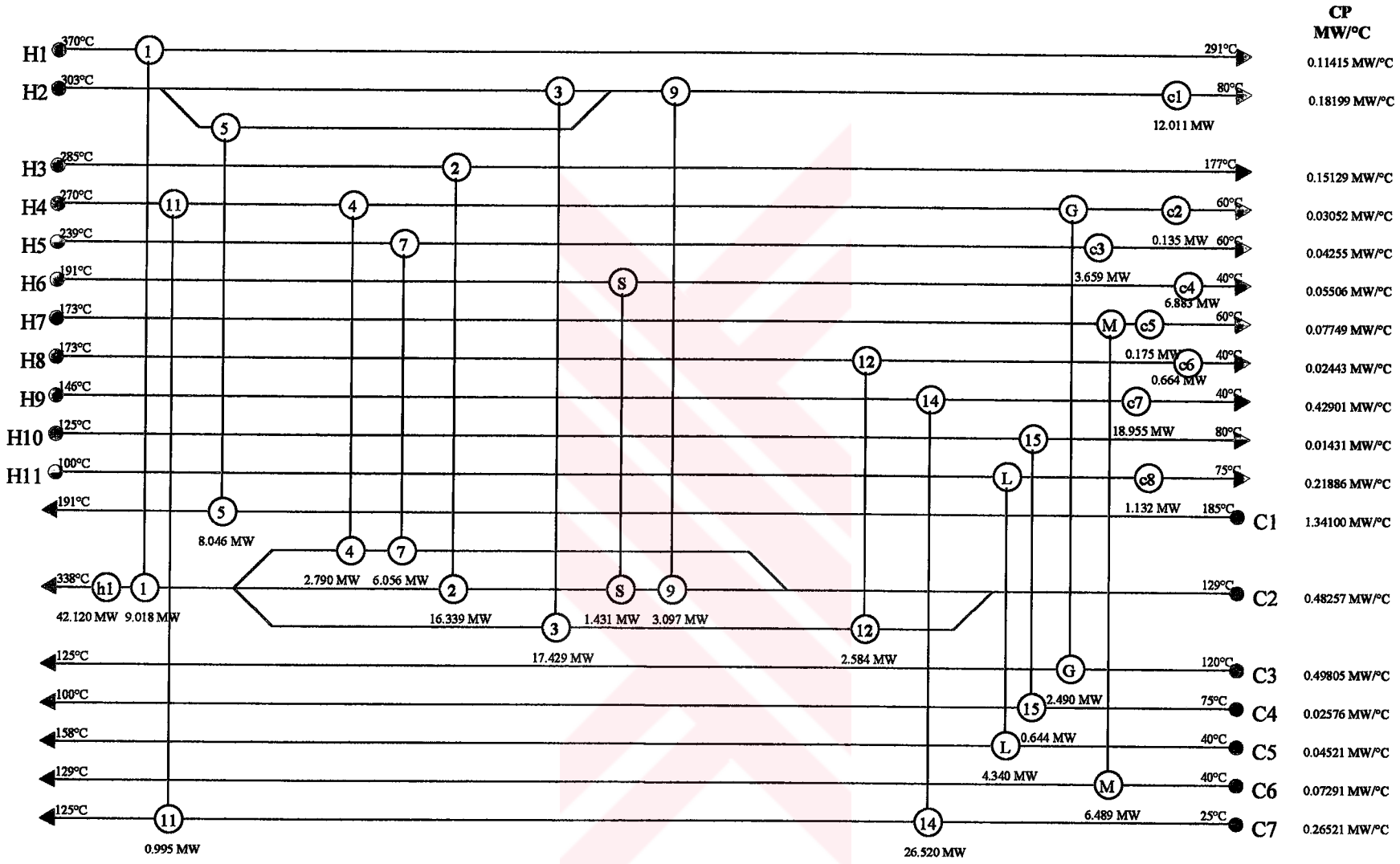
Yapılan darboğaz üstü ve altı çalışmaları birleştirilerek Şekil 7.11'deki ısı değiştirici ağ tasarımı elde edilmiştir. Buradaki çalışmalarda öncelikle mevcut ısı değiştiricilerin kullanılmasına dikkat edilmiştir. Ayrıca tasarım sonucunda bileşik eğrilerle hesaplanan minimum ısıtma ve soğutma değerlerinin sağlandığı görülmüştür. Birleştirilmiş ağ tasarımında sonradan ilave edilen ısı değiştiriciler harflerle belirtilmiştir (S,E,N,T,G,M,L).

7.2.5. Ham petrol ünitesi için önerilen ısı değiştirici ağı tasarımı

Ham petrol ünitesi birleştirilmiş ısı ağı tasarımındaki döngülerin kaldırılması gerekmektedir (Şekil 7.12). Bu nedenle öncelikle E-12 arasındaki döngü kaldırılmıştır. E-12 döngüsü kaldırılırken en düşük ısı yükü olan E ısı değiştiricisi seçilmiştir. E ısı değiştiricisinin kaldırılması ile 12 numaralı ısı değiştiricinin yükü 1.925 MW değerinden 2.584 MW değerine yükselmiştir.

S-N döngüsü kaldırılırken en düşük ısı yükü olan N ısı değiştiricisi seçilmiştir. N ısı değiştiricisinin kaldırılması ile S numaralı ısı değiştiricinin yükü 2.477 MW değerinden 3.93 MW değerine yükselmiştir. Döngüler kaldırılırken patikalar boyunca ısı dengesi korunmuş ve ΔT_{min} değeri 10°C'yi sağlayacak değer X=2.5 MW olarak bulunmuştur. Buna göre S ısı değiştiricisinin ısı yükü 1.4305 MW olarak belirlenmiştir. Aynı şekilde c4 soğutucusunun yükü de 4.383 MW değerinden 6.883 MW değerine yükselmiştir. Isıtıcı h1'deki ısı yükü ise 39.620 MW değerinden 42.120 MW değerine yükselmiştir.

Mevcut ısı değiştiricileri kullanmak ve dışarıdan eklenen ısı değiştiricileri azaltmak için T ısı değiştiricisinin de kaldırılması uygun görülmüş ve optimum tasarıma ulaşılmıştır. T ısı değiştiricisinin kaldırılması ile 7 numaralı ısı değiştiricinin yükü 3.957 MW değerinden 6.056 MW değerine yükselmiştir. Şekil 7.13 ile döngüler kaldırıldıktan sonra ağdaki ısı değiştiricilerin son durumu verilmiştir. Önerilen tasarımlarda akım ayırması yapılırken mevcut prosesteki akım ayırmalarına bağlı kalınmıştır.



Şekil 7.13. Ham petrol ünitesinde ΔT_{min}=10°C için önerilen ısı değiştirici ağı tasarımı

Çizelge 7.25. Ham petrol ünitesi için önerilen tasarımında ısı değiştiricileri

No	Isı Yükü (MW)	Eşleme (HN/CN)	A (m^2)	U ($W/m^2{}^oC$)
1	9.018	H1/C2	624.3	180.56
2	16.339	H3/C2	6360.8	256.87
3	17.429	H2/C2	1269.8	240.81
4	2.790	H4/C2	139.4	208.42
5	8.046	H2/C1	248.3	589.27
7	6.056	H5/C2	671.2	261.29
9	3.097	H2/C2	493.5	627.51
11	0.995	H4/C7	25.2	372.55
12	2.584	H8/C2	431.5	213.89
14	26.520	H9/C7	2631.2	279.97
15	0.644	H10/C4	2148.3	168.35

Çizelge 7.26. Ham petrol ünitesi için önerilen tasarıma ilave edilen ısı değiştiricileri

No	Isı Yükü (MW)	Eşleme (HN/CN)	A (m^2)	U ($W/m^2{}^oC$)
G	2.490	H4/C3	215.6	330
L	4.340	H11/C5	977.5	370
M	6.489	H7/C6	975.8	350
S	1.431	H6/C2	340.6	300

Ham petrol ünitesi için önerilen tasarımdaki ısı değiştiricilerin özellikleri Çizelge 7.25'te verilmektedir. Kurulu fabrika tasarımı yapıldığından mevcut ısı değiştiricilerin öncelikle kullanılmasına çalışılmıştır. İlave edilen ısı değiştiricilerin özellikleri ise Çizelge 7.26'da verilmiştir. Çizelge 7.27'de ise ısıtıcı ve soğutucuların özellikleri verilmektedir.

Çizelge 7.27. Ham petrol ünitesi için önerilen tasarımda ısıtıcı ve soğutucuların özellikleri

No	Isı Yükü (MW)	Yeri HN/CN	A (m^2)	U ($W/m^2{}^oC$)
c1	12.011	H2	575.8	521.47
c2	0.135	H4	14.8	228.65
c3	3.659	H5	417.9	218.89
c4	6.883	H6	836.9	411.23
c5	0.175	H7	19.5	223.36
c6	0.664	H8	99.38	334.05
c7	18.955	H9	3181.3	297.91
c8	1.132	H11	47.0	437.57
h1	42.120	C2	1333.7	319.13

Ham petrol ünitesi için önerilen tasarımda kullanılan ısı değiştirici, ısıtıcı ve soğutucuların toplam alanı 21569.8 m^2 olarak hesaplanmıştır. Mevcut ham petrol ünitesine göre 7392.8m^2'lik alan artışına ihtiyaç vardır. Bu nedenle 1.7 yıllık geri ödeme süresi için 3576627 $'lık bir yatırım yapılması gereklidir. Dışarıdan ısıtma miktarı 42.120 MW ve dışarıdan soğutma miktarı ise 43.614 MW olarak hesaplanmıştır. Çizelge 7.28'de ham petrol ünitesi için önerilen tasarımla yılda yüzde tasarruf değerleri verilmektedir.

Çizelge 7.28. Ham petrol ünitesi için önerilen tasarım ile tasarruf edilen enerji

	Mevcut Isı Yükü (MW)	Mevcut Maliyet ($/yıl)	Önerilen Isı Yükü (MW)	Önerilen Maliyet ($/yıl)	Tasarruf (%)
Dışarıdan Isıtma Miktarı	52.560	9427162	42.120	7554643	19.8
Dışarıdan Soğutma Miktarı	57.441	919056	43.614	697824	24.1

8. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Burada yapılan çalışmalara ilişkin olarak ortaya konabilecek sonuçlar ve öneriler şöyle özetlenebilir:

1. Proseslerde ısı entegrasyonu çalışmaları enerji tüketimi ve dolayısıyla enerji maliyetlerini düşürmesi açısından çok önemlidir. Her ne kadar bu çalışmada maliyet hedefleri veriliyorsa da, ısı entegrasyonu ile enerji tasarrufu sağlaması ile kar edilebileceği düşüncesini ortaya koyması bakımından bir fikir vermektedir.

2. Isı entegrasyonu çalışmaları için seçilen darboğaz tasarımının ayrıntıları çok olduğundan ayrıntıları azaltan bir yaklaşım geliştirilmiştir(***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi***). ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** yardımıyla fabrika tasarımındaki enerji hedefleri kolayca hesaplanabilmektedir. Darboğaz yönteminde kullanılan tüm hesaplar bu çizelgede rahatlıkla görülebilmektedir.

3. Proses tasarımında ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** hesapları kolaylaştırmakla beraber işlemler zaman alıcıdır. Bu nedenle ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi***'ni kullanan anlaşılması kolay olan ***DarboTEK*** programı aracılığıyla çok kısa zamanda sonuç alınabilmektedir.

4. Darboğaz teknolojisini uygulayan ve görüşmeli olan ***DarboTEK*** bilgisayar programı optimum ısı değiştirici ağlarının tasarımlarının yapılmasında kolaylık sağlayan ve zaman kazandıran bir programdır. Seçilen 18 akımlı bir proses için enerji ve alan maliyetleri hesaplanmak isteniyorsa yaklaşık 48606 işlem yapılması gerekmektedir. Eğer kurulu fabrika tasarımı yapmak istiyorsak bu işlem sayısı yaklaşık 2116757'e çıkmaktadır. Bu rakamlara bakıldığında ***DarboTEK*** programının önemi daha iyi anlaşılmaktadır.

5. ***DarboTEK*** bilgisayar programı kullanılarak yeni bir fabrika tasarımında minimum enerji ve maliyet hedefleri kısa zamanda hesaplanabilmektedir.

6. ***DarboTEK*** bilgisayar programı ile kimyasal birimlerin sisteme uygun entegre edilmeleri sağlanarak proses optimizasyonu çalışmaları yapılabilmektedir. Bu nedenle çalışmada ***DarboTEK*** programının gerçek proseslere uygulanabilirliğini gösteren özgün bir çalışma yapılmıştır.

7. TÜPRAŞ ham petrol ünitesine uygulanan kurulu fabrika tasarımı ile ***DarboTEK*** bilgisayar programı endüstride kullanılabilirliğini göstermektedir. Aynı zamanda PETKİM gibi enerjinin yoğun kullanıldığı kimyasal proseslere de uygulanabilir.

8. Gelecekteki çalışmalarda, ***DarboTEK*** bigisayar programına endüstride sıklıkla kullanılan ve darboğaz yöntemiyle ele alınabilen destilasyon kolon entegrasyonun da ilave edilmesi düşünülmektedir.

KAYNAKLAR

Aelion, V. ve Powers, G.J., A, (1991), "Unified Strategy for The Retrofit Synthesis of Flowsheet Structures for Attaining or Improving Operating Procedures", Computers and Chemical Engineering, 15(5):349-360.

Aerstin, F.ve Street, G., (1982), Applied Chemical Process Design, Plenum Press, New York.

Ahmad, S., (1985), Heat Exchanger Networks : Cost Tradeoff in Energy and Capital, Doktora Tezi, University of Manchester.

Ahmad, S., Linnhoff, B. ve Smith, R., (1990), "Cost Optimum Heat Exchanger Networks-2 . Target and Design for Detailed Capital Cost Models", Computers and Chemical Engineering, 14(7):751-767.

Ahmad, S. ve Hui, D.C.W., (1991), "Heat Recovery Between Areas of Integrity", Computers and Chemical Engineering, 15(12):809-832.

Anon, (1993a), Encyclopedia of Chemical Processing and Design , John J. McKetta, 43, New York.

Anon, (1993b), Pinch Principle Project, Version 1.0, Bilgisayar Programı, UMIST.

Anon, (1993c), UOP Design Engineering, Seminer Notları, Illinois, USA.

Bejan, A., Tsatraronis, G. ve Moran, M., (1996), Thermal Design and Optimization, John Wiley and Sons Inc.

Boland, D., ve Linnhoff, B., (1979), "The Preliminary Design of Networks for Heat Exchanger by Systematic Methods", Chemical Engineering, April, 222-228.

Briones, V. ve Kokossis, A., (1996), "A New Approach for The Optimal Retrofit of Heat Exchanger Networks", Computers and Chemical Engineering, 20:43-48.

Carlsson, A., Franck, P.A. ve Berntsson, T., (1993), "Design Better Heat Exchanger Network Retrofits", Chemical Engineering Progress, March, 87-96.

Cerda, J., Galli, M.R., Camussi, N. ve Isla, M.A., (1990), "Synthesis of Flexible Heat Exchanger Networks-1. Convex Networks", Computers and Chemical Engineering, 14(2):197-211.

Ciric, A.R. ve Floudas, C.A., (1990), "A Mixed Integer Nonlinear Programming Model for Retrofitting Heat -Exchanger Networks", Ind., Eng.Chem.Res., 29, 239-251.

Dhole, V. ve Linnhoff, B., (1992), "Total Site Targets for Fuel, Co-Generation, Emissions, and Cooling", ESCAPE-2 , October, 101-109.

Douglas, J.M., (1988), Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill Book,Co., N.Y.

Evans, L.F., (1980), Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, Gulf Publishing Company, 2,Texas.

Galli, M.R. ve Cerda, J., (1991), "Synthesis of Flexible Heat Exchanger Networks-III. Temperature and Flowrate Variations", Computers and Chemical Engineering, 15(1):7-24.

Gkivalas, A.N. ve Kokossis, A.C., (1995), "Retrofit Design of Heat Exchanger Networks", ECOS'95, July, 269-276.

Gundersen, T. ve Naess, L., (1988), "The Synthesis of Cost Optimal Heat Exchanger Networks", Computers and Chemical Engineering, 12(6): 503-530.

Gürkan, E.H., (1997), Bir Kimya Tesisinde Enerji Gereksinimlerinin En Aza İndirilmesi, Yüksek Lisans Tezi, Y.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

Hall, S.G., Ahmad, S. ve Smith, R., (1990), "Capital Cost Target for Heat Exchanger Networks Comprising Mixed Materials of Construction", Pressure Ratings and Exchanger Types, Computers Chemical Engineering, 14(3):319-335.

Hohmann, E.C., (1971), Optimum Networks for Heat Exchange, University of Southern California, Doktora tezi, USA.

Huang, Y.L. ve Fan, L.T., (1996), "Analysis of a Heat Exchanger Networks", Ind. Eng. Chem.Res., 35:3528-3538.

Jedege, F.O. ve Polley, G.T., (1992a), "Optimum Heat Exchanger Design", Trans IChemE, 70, Part A, March, 133-141.

Jedege, F.O. ve Polley, G.T., (1992b), "Capital Cost Targets for Networks with Non-Uniform Heat Exchanger Specifications", Computers and Chemical Engineering, 16(5):477-495.

Kern, D.Q., (1950), Process Heat Transfer, McGraw-Hill Kogakuska, Ltd, Tokyo.

Lakshmanan, R. ve Alcantara, R.B., (1996), "A Novel Visualization Tool for Heat Exchanger Network Retrofit", Ind. Eng. Chem.Res., 35:4507-4522.

Lambert, A.J.D, (1994), "Minimization of Number of Units in Heat Exchanger Networks Using a Lumped Approach ", Computers and Chemical Engineering, 18(1):71-74.

Linnhoff, B., (1983), "New Concepts in Thermodynamics for Better Chemical Process Design", Esso Energy Award Lecture, September, 1-33.

Linnhoff, B., (1986), "Process Integration", Seminer Notları, UMIST.

Linnhoff, B., (1993), "Pinch Analysis-A State of the Art Overview, Trans IChemE", 71(9), Part A, 503-522.

Linnhoff, B., Smith, R. ve Williams, J.D., (1990), "The Optimization of Process Changes and Utility Selection in Heat Integrated Processes", IChemE, 68, May, 221-236.

Linnhoff, B., Townsend, D.W., Boland, D., Hewitt, G.F., Thomas, B.E.A., Guy, A.R. ve Marsland, R.H., (1991), User Guide on Process Integration for The Efficient Use of Energy, Rugby, UK.

Linnhoff, B. ve Ahmad, S., (1989), "Supertargeting: Optimum Systhesis of Energy Management Systems", Journal of Energy Resources Technology", 111, September, 121-129.

Linnhoff, B. ve Ahmad, S., (1990), "Cost Optimum Heat Exchanger Networks-1. Minimum Energy and Capital Using Simple Models for Capital Cost", Computers and Chemical Engineering, 14(7):729-750.

Linnhoff, B. ve Flower, J.R., (1978), "Synthesis of Heat Exchanger Networks", AIChE Journal, 24(4):633-643.

Linnhoff, B. ve Hindmarsh, E., (1983), "The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks", Chemical Engineering Science, 38(5):745-763.

Linnhoff, B. ve Polley, G.T., (1988), "General Process Improvements Through Pinch Technology", Chemical Engineering Progress, 84:57-58.

Linnhoff, B. ve Senior, P., (1983), "Energy Targets Clarify Scope for Better Heat Integration", Process Engineering, March, 29-33.

Linnhoff, B. ve Smith, R., (1988), "The Pinch Principle", Mechanical Engineering, February, 70-73.

Linnhoff, B. ve Turner, J.A., (1980), "Simple Concepts in Process Synthesis Give Energy Savings and Elegant Designs", The Chemical Engineering, December, 742-745.

Linnhoff, B. ve Turner, J.A., (1981), "Heat-Recovery Networks: New Insights Yield Big Saving", Chemical Engineering, November 2, 57-70.

Linnhoff, B. ve Vredeveld, D.B., (1984), "Pinch Technology has Come of Age, Chemical Engineering Progress", July, 33-40.

Linnhoff, B. ve Witherell, W.D., (1986), "Pinch Technology Guides Retrofit", Oil and Gas Journal , 84:54-65.

Ludwing, E.E., (1965), Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant", 3, Gulf Publishing, Texas.

Morgan, S.W., (1992), "Use Process Integration to Improve Process Design and the Design Process", Chemical Engineering Progress, September, 62-68.

Nelson, W.L., (1981), Petroleum Refinery Engineering, McGraw-Hill, Inc., Tokyo.

Ngaw, L.T. ve Sama, D., (1998), "Design of Crude Oil Distillation Heat Exchanger Networks Using Second Law Insights", ECOS'98, 1-16.

Nielsen, J.S., Hansen, M. W. ve Kristensen, K.P., (1997), "Retrofit and Optimization of Industrial Heat Exchanger Networks: A Complete Benchmark Problem", Computers and Chemical Engineering , 21:469-474.

Nielsen, J.S., Hansen, M.W. ve Jorgensen, S.B., (1996), "Heat Exchanger Network Modeling Framework for Optimal Design and Retrofitting", Computers and Chemical Engineering, 20:231-232.

Parker, S.J., (1989), Supertargeting for Multiple Utilities, Doktora Tezi, University of Manchester.

Peters, M.S. ve Timmerhaus, K.D., (1991), Plant Design and Economics for Chemical Engineers, McGraw-Hill, Inc, New York.

Polley, G.T., Panjeh Shahi, M.H. ve Jedege, F.O., (1990), "Pressure Drop Considerations in The Retrofit of Heat Exchanger Networks", Trans IChemE, 68, Part A, May, 211-220.

Polley, G.T. ve Panjeh Shahi, M.H., (1991), "Interfacing Heat Exchanger Network Synthesis and Detailed Heat Exchanger Design", Trans IChemE, 69, Part A, November, 445-457.

Purohit, G.P., (1983), "Estimating Cost of Shell-and-Tube Heat Exchangers", Chemical. Engineering., 90:56-67.

Rapoport, H., Lavie, R. ve Kehat, E., (1994), "Retrofit Design of New Units into An Existing Plant:Case Study: Adding New Units to An Aromatics Plant", Computers and Chemical Engineering, 18(8):743-753.

Rudman, A., (1995), "Process Integration:Planning Your Total Site", Chemical

Technology Europe, January/February, 27-32.

Siirola, J.J., Grossman, I.E. ve Stephanopoulos, G., (1989), Foundations of Computer-Aided Process Design, Proceedings of the Third International Conference on Foundation of Computer-Aided Process Design, 213-240.

Smith, R., (1995), Chemical Process Design, McGraw-Hill, Inc., N.Y.

Smith, R. ve Linnhoff, B., (1988), "The Design of Separators in the Context of Overall Processes", Chemical Eng. Res. Des., 66, May, 197-228.

Suaysompol, K. ve Wood, R.M., (1991), "The Flexible Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks", Trans IChemE, 69, Part A, November, 458-464.

Şentarlı, İ., (1989), Darboğaz Teknolojisi için Geliştirilen Bir Bilgisayar Programı ile Kimyasal Proseslerde Enerji Entegrasyonu, Doktora Tezi.

Tafte, P., (1987), "Pinch Technology Squeezes The Best Out of Batch Processing", Processing, December, 20-21.

Terril, D.L. ve Douglas, J.M., (1987), "Heat-Exchanger Network Analysis.1. Optimization", Ind.Eng. Chem.Res., 26 (4):685-691.

Tjoe, T. ve Linnhoff, B., (1986), "Using Pinch Technology for Process Retrofit", Chemical Engineering, April, 47-60.

Trivedi, K. K., O'Neill, B.K., Roach, J.R. ve Wood, R.M., (1990), "Systematic Energy Relaxation in MER Heat Exchanger Networks", Computers and Chemical Engineering, 14(6): 601-611.

Tsonopoulos, C., Heidman, J.L. ve Hwang, S.C., (1986), Thermodynamic and Transport Properties of Coal Liquids, John Willey and Sons, New York

Wood, R.M., Suaysompol, K.,O'Neil, B.K., Roach, J.R. ve Trivedi, K.K., (1991),"A New Option for Heat Exchanger Network Design", Chemical Engineering Progress, September , 38-43.

Yee, T.F., Groomsman, I.E. ve Kravanja, Z., (1990), "A Screening and Optimization Approach for the Retrofit of Heat Exchanger Networks", Ind.Eng.Chem.Res., 30:146-162.

Zhu, X.X., O'Neill, B.K., Roach, J.R. ve Wood, R.M., (1995), "A New Method for Exchanger Network Synthesis Using Area Targeting Procedures", Computers and Chemical Engineering., 19(2):197-22.

EKLER

Ek 1 Bilgisayar Görüntüleri

Ek 2 Çeşitli ΔT_{min} Örnekleri

Ek 3 Akım Verileri

Ek 4 Çeşitli Isı Aktarım Katsayılı Örnekler

Ek 5 Ek Tablo Değerleri

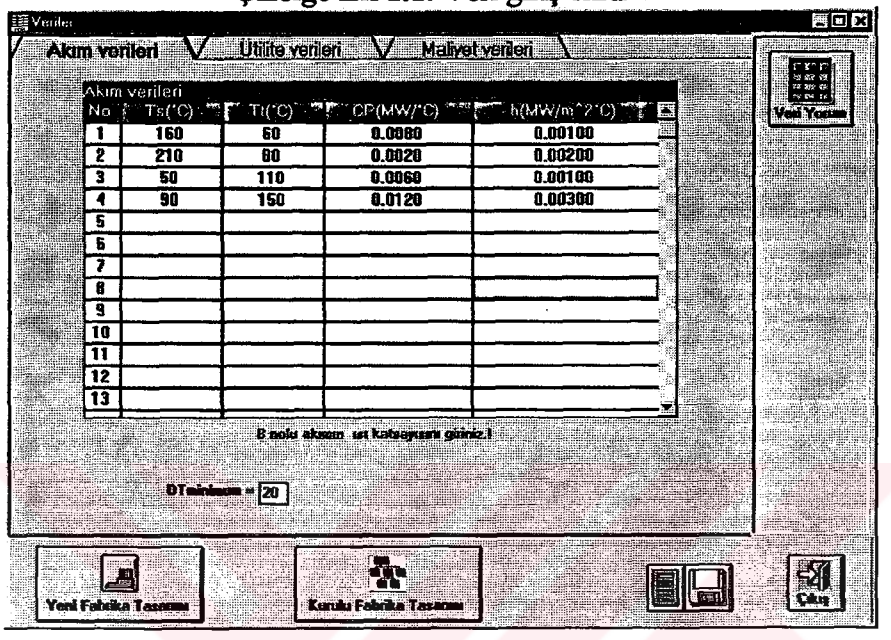
Ek 6 Isı Sığalarının Kestirimi

Ek 1 Bilgisayar Görüntüleri

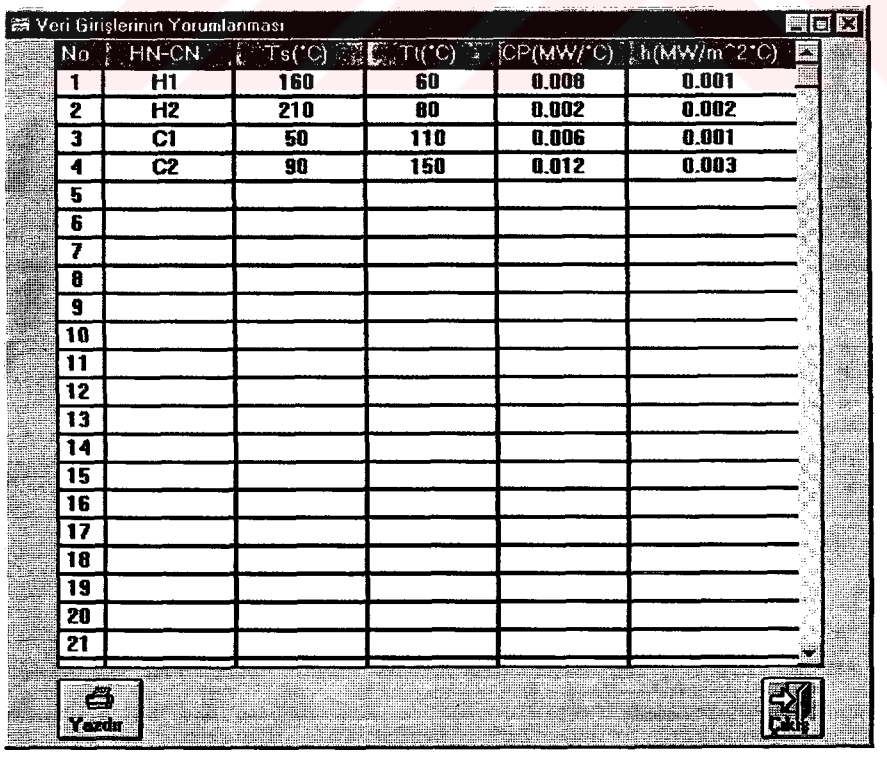
Ek 1.1. Bölüm 2.2'deki örnek problemin bilgisayar görüntüleri

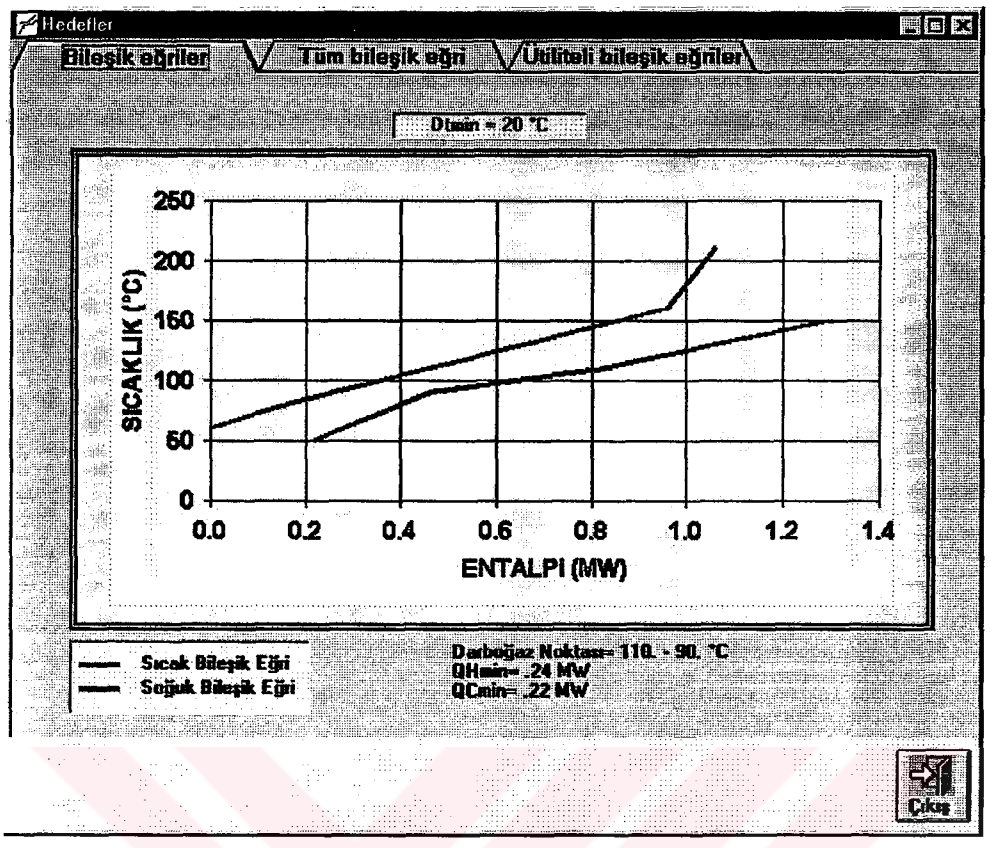
Bileşik eğriler bölümündeki örneğe ait ***DarboTEK*** programındaki bilgisayar görüntüleri aşağıda verilmiştir.

Çizelge Ek 1.1. Veri giriş ekranı

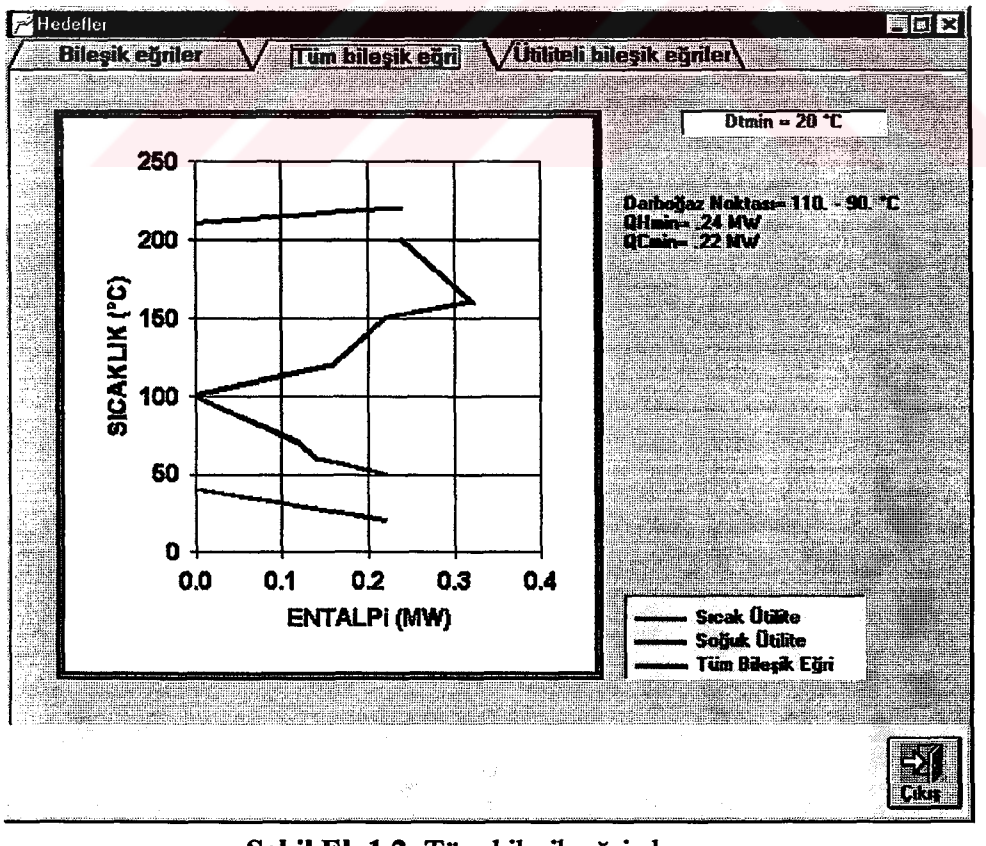


Çizelge Ek 1.2. Veri yorumlama ekranı





Şekil Ek 1.1. Bileşik eğriler ekranı

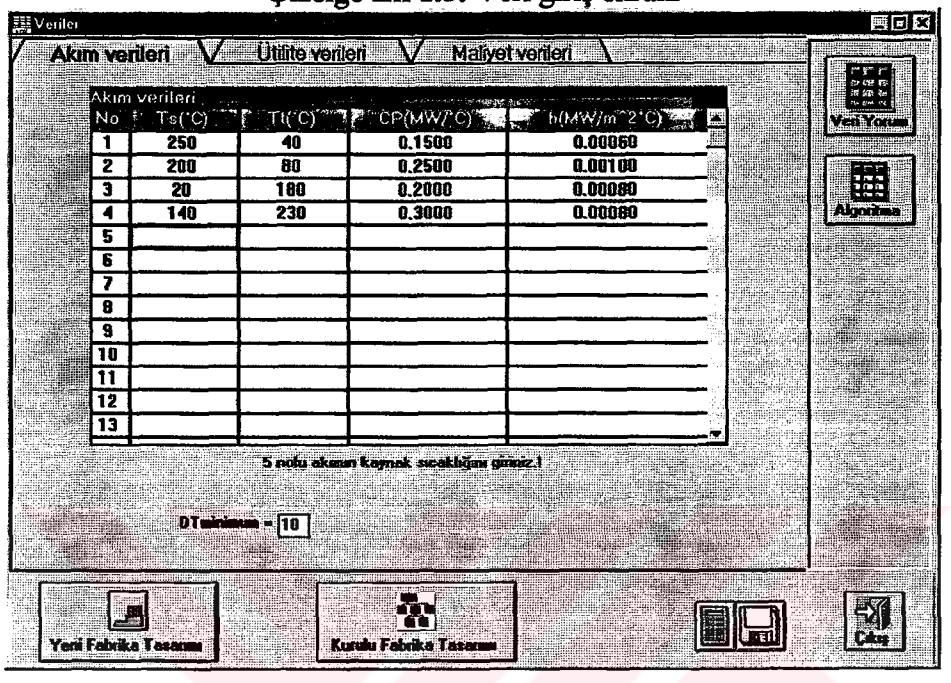


Şekil Ek 1.2. Tüm bileşik eğri ekranı

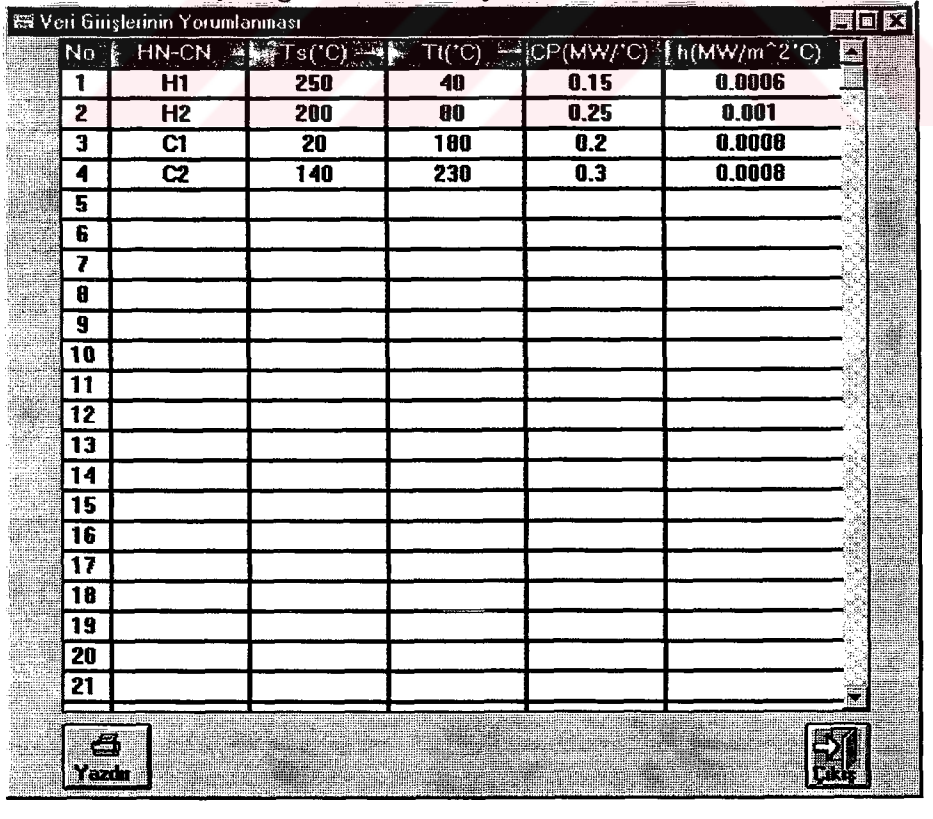
Ek 1.2. Bölüm 2.6'daki örnek problemin bilgisayar görüntüleri

Geliştirilmiş algoritma çizelgesi bölümündeki örneğe ait ***DarboTEK*** programındaki bilgisayar görüntüleri aşağıda verilmiştir.

Çizelge Ek 1.3. Veri giriş ekranı



Çizelge Ek 1.4. Veri yorumlama ekranı



Çizelge Ek 1.5. ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı

Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi

DTmin=10°C

(MW)	H1	H2	C1	C2	Eksik	B.Girdi	B.Çıktı	Max G.	Max Ç. (MW)
DT\CP	0.15	0.25	0.2	0.3					
250.-240.- 10.	-1.5	X	X	X	-1.5	00	1.5	7.5	9.
240.-230.- 40.	-6.	X	X	12.	6.	1.5	-4.5	9.	3.
200.-190.- 10.	-1.5	-2.5	X	3.	-1.	-4.5	-3.5	3.	4.
190.-180.- 40.	-6.	-10.	8.	12.	4.	-3.5	-7.5	4.	.
150.-140.- 70.	-10.5	-17.5	14.	X	-14.	-7.5	6.5	.	14.
80.-70.- 40.	-6.	X	8.	X	2.	6.5	4.5	14.	12.
40.-30.- 10.	X	X	2.	X	2.	4.5	2.5	12.	10.
30.-20.-									

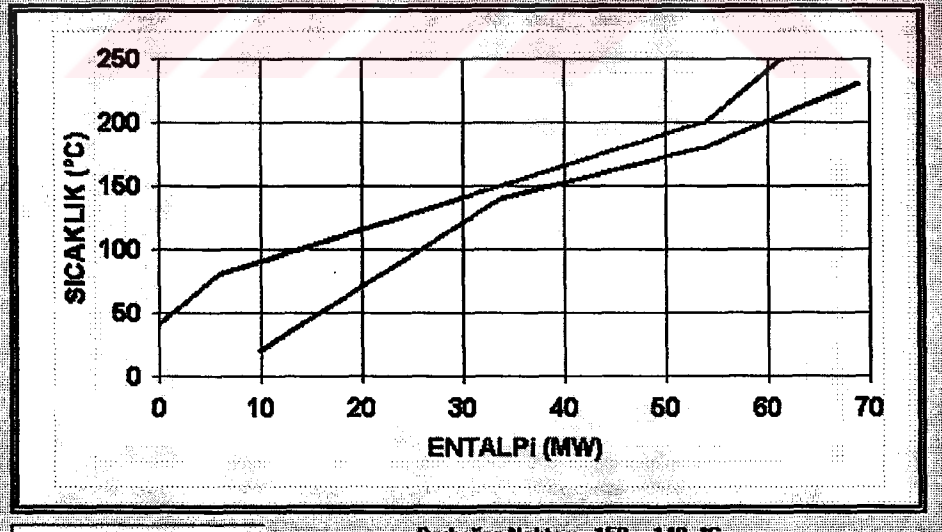
Darboğaz Noktası= 150. - 140. °C
QHmin= 7.5 MW
QCmin= 10. MW

Çıkış

Hedefler

Bileşik eğriler | Tüm bileşik eğri | Utiliteli bileşik eğriler

Dtmin = 10 °C

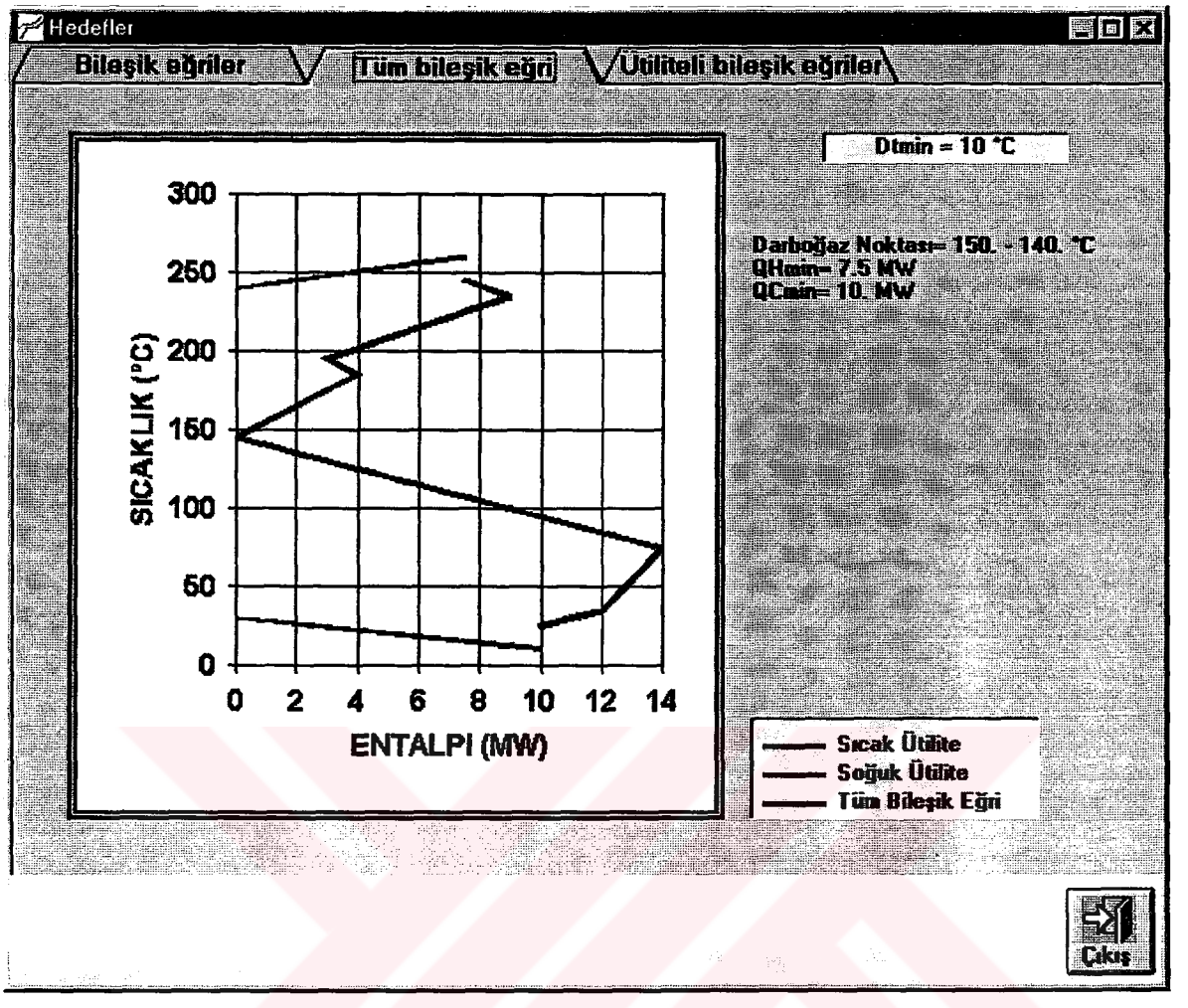


Sıcak Bileşik Eğri
Soğuk Bileşik Eğri

Darboğaz Noktası= 150. - 140. °C
QHmin= 7.5 MW
QCmin= 10. MW

Çıkış

Şekil Ek 1.3. Bileşik eğriler ekranı

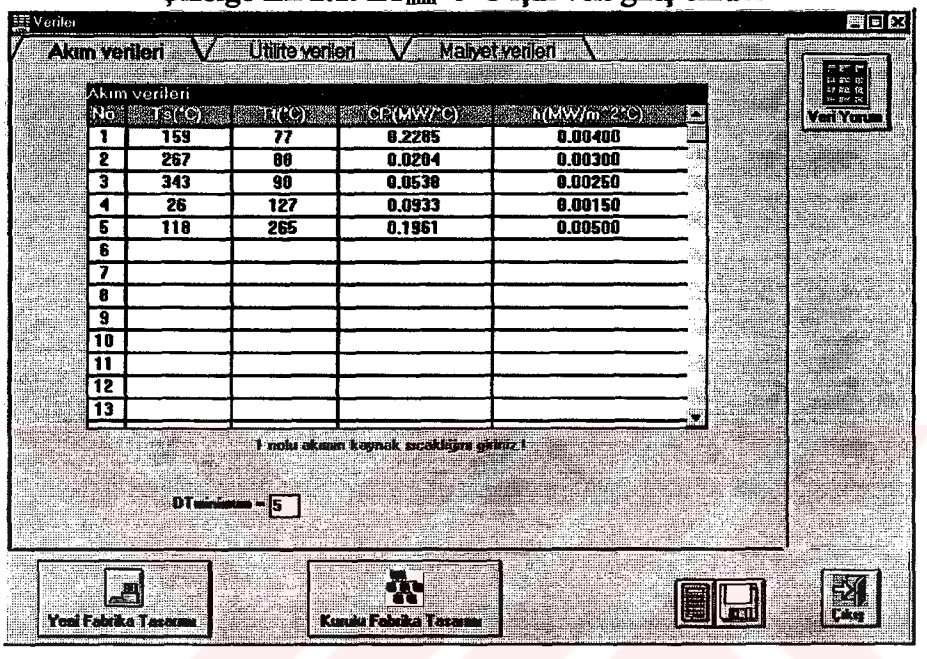


Şekil Ek 1.4. Tüm bileşik eğri ekranı

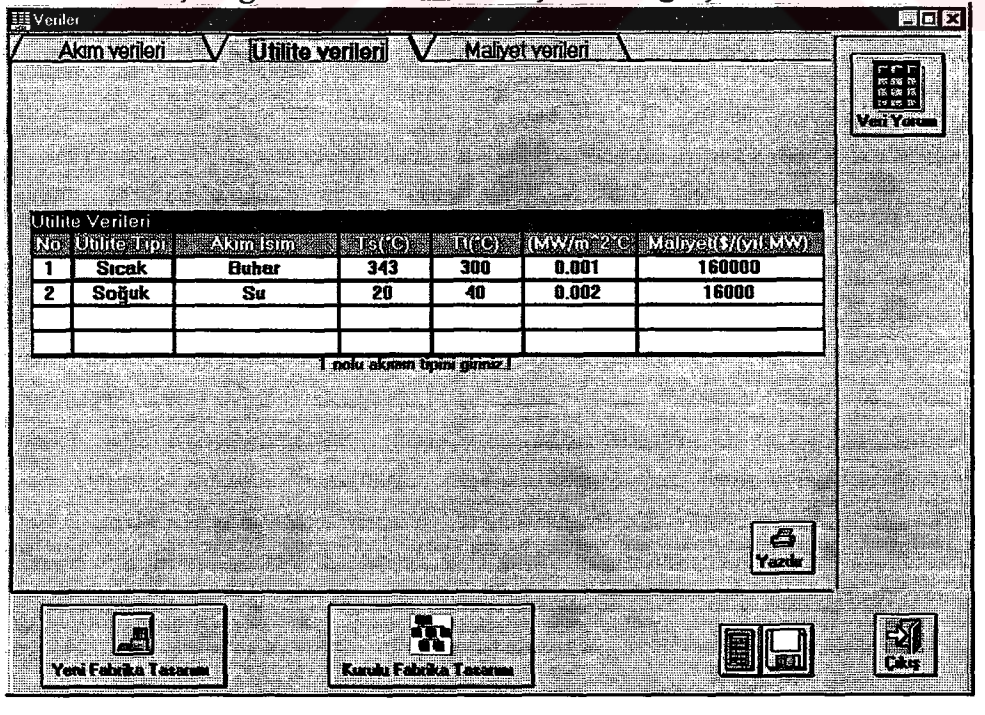
Ek 2 Çeşitli ΔT_{min} Örnekleri

Tjoe ve Linnhoff (1986) kaynağından alınan örneğe ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesini*** kullanan ***DarboTEK*** programı uygulanmış ve farklı ΔT_{min}'lerde aşağıdaki ekran görüntüleri elde edilmiştir.

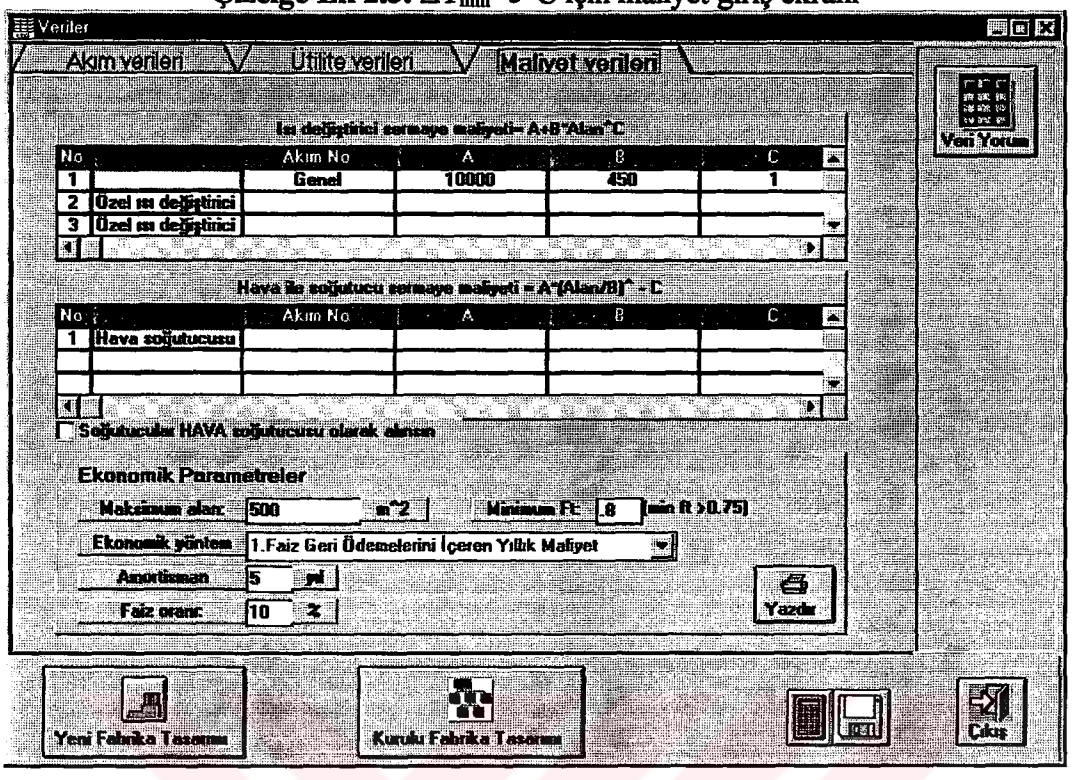
Çizelge Ek 2.1. ΔT_{min}=5°C için veri giriş ekranı



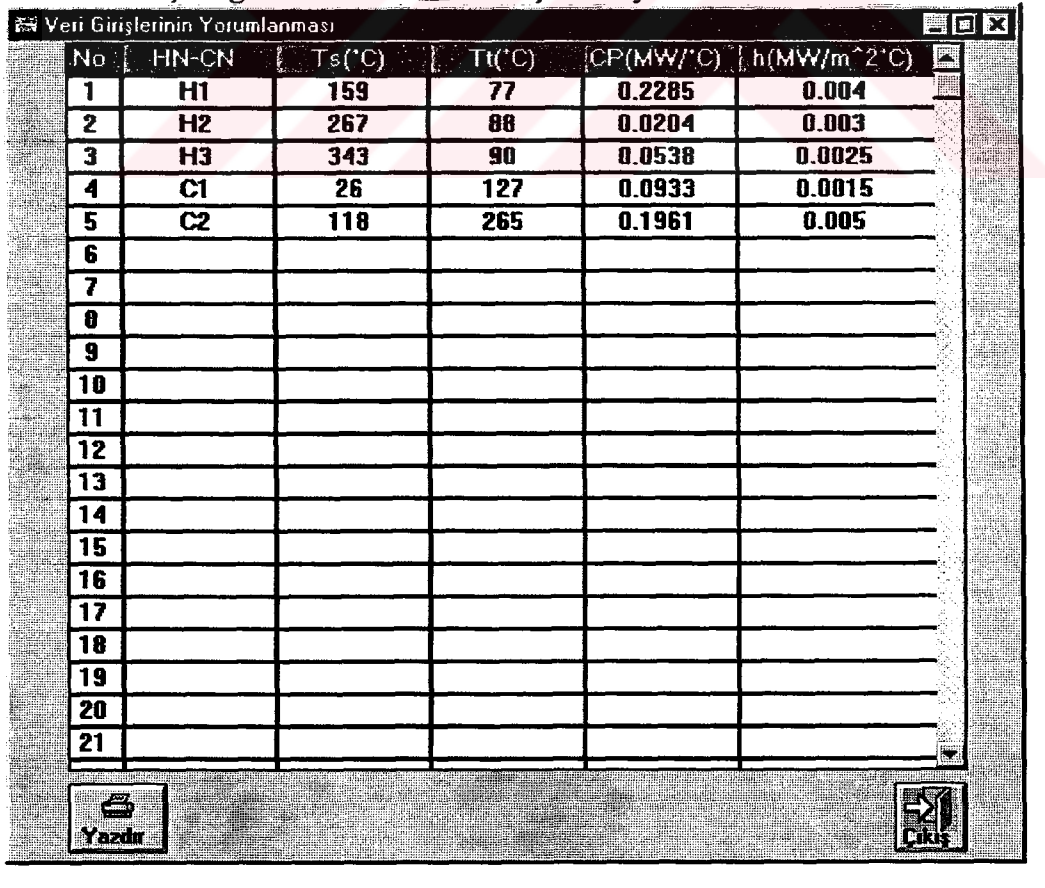
Çizelge Ek 2.2. ΔT_{min}=5°C için ütilite giriş ekranı



Çizelge Ek 2.3. ΔT_{min}=5°C için maliyet giriş ekranı



Çizelge Ek 2.4. ΔT_{min}=5°C için veri yorumlama ekranı



No	HN-CN	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	H1	159	77	0.2285	0.004
2	H2	267	88	0.0204	0.003
3	H3	343	90	0.0538	0.0025
4	C1	26	127	0.0933	0.0015
5	C2	118	265	0.1961	0.005
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					

Çizelge Ek 2.5. ΔT_{min}=5°C için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı

Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi

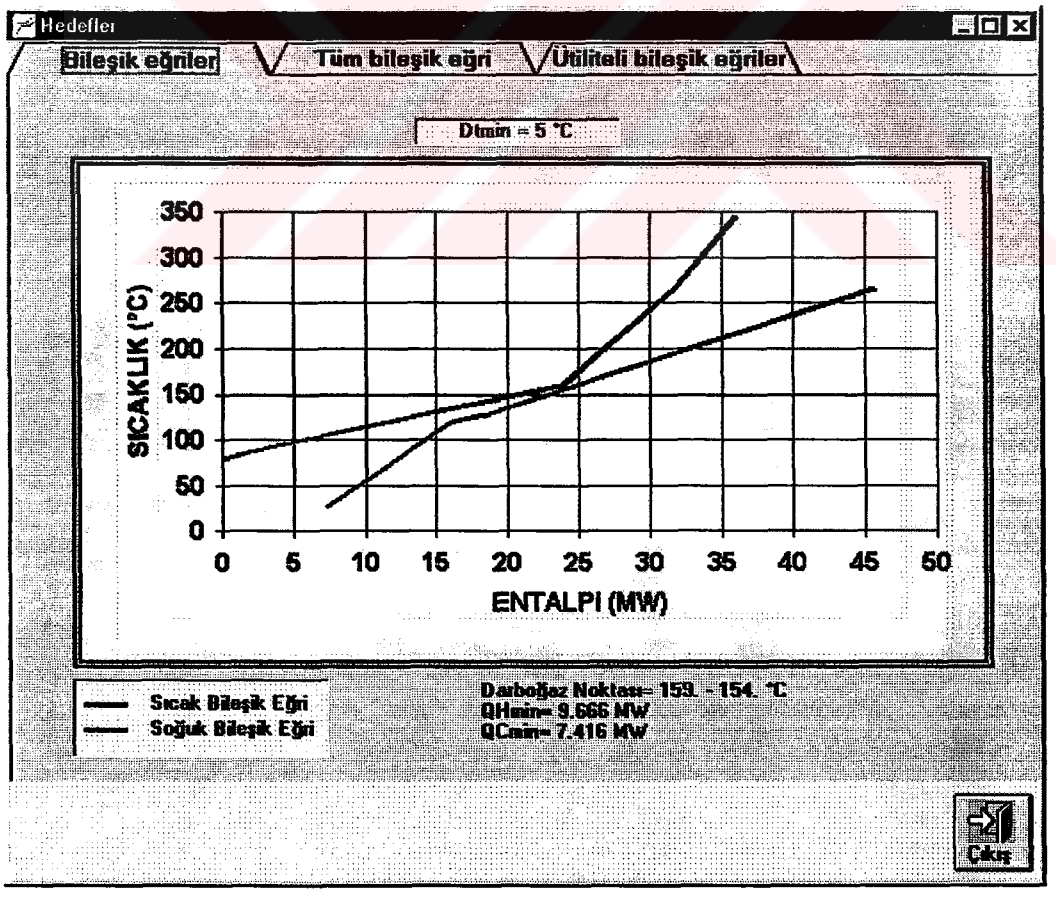
DTmin=5°C

343.-338.-
270.-265.-
267.-262.-
159.-154.-
132.-127.-
123.-118.-
90.-85.-
88.-83.-
77.-72.-
31.-26.-

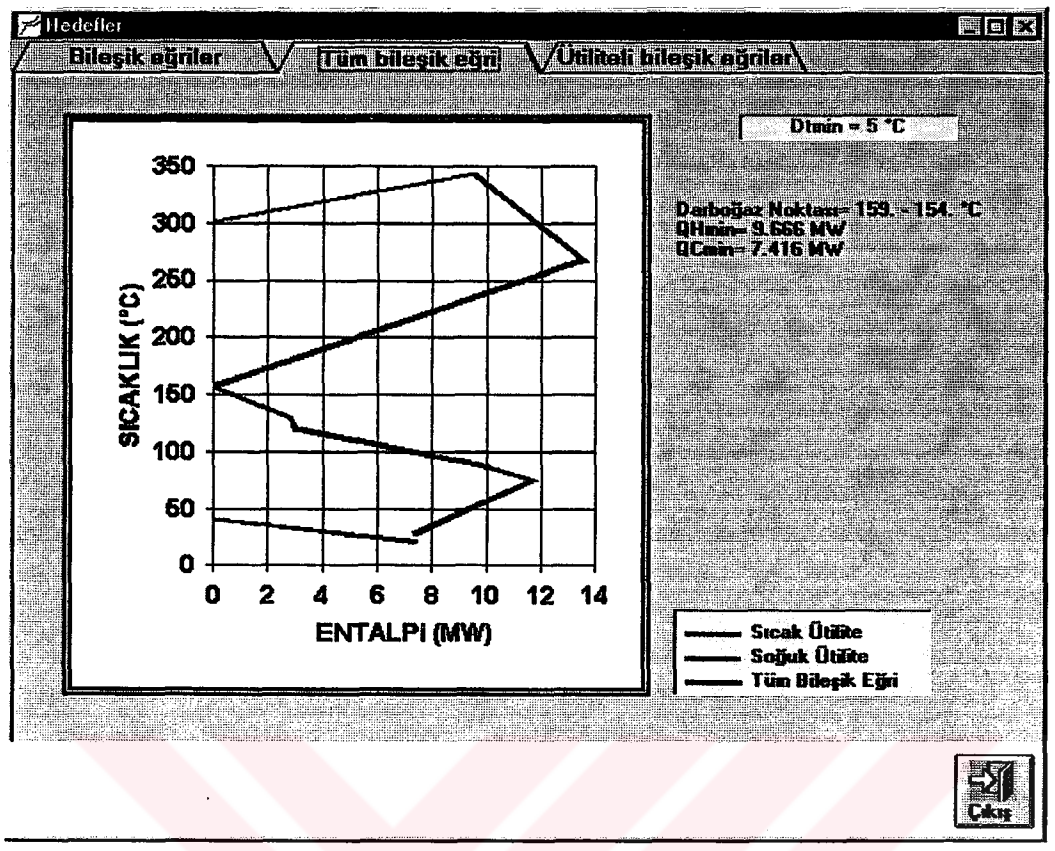
(MW)	H1	H2	H3	C1	C2	Eksik	B.Girdi	B.Çıktı	Max G	Max Ç
DT\CP	0.2285	0.0204	0.0538	0.0933	0.1961					
73.	X	X	-3.927	X	X	-3.927	00	3.927	9.666	13.59
3.	X	X	-.161	X	.588	.427	3.927	3.5	13.593	13.16
108.	X	-2.203	-5.81	X	21.179	13.166	3.5	-9.666	13.166	.
27.	-6.17	-.551	-1.453	X	5.295	-2.879	-9.666	-6.787	.	2.879
9.	-2.057	-.184	-.484	.84	1.765	-.12	-6.787	-6.667	2.879	2.999
33.	-7.541	-.673	-1.775	3.079	X	-6.91	-6.667	.243	2.999	9.909
2.	-.457	-.041	X	.187	X	-.311	.243	.554	9.909	10.22
11.	-2.614	X	X	1.026	X	-1.488	.554	2.042	10.22	11.70
46.	X	X	X	4.292	X	4.292	2.042	-2.25	11.708	7.416

Darboğaz Noktası= 159. - 154. °C
QHmin= 9.666 MW
QCmin= 7.416 MW

Çıkış

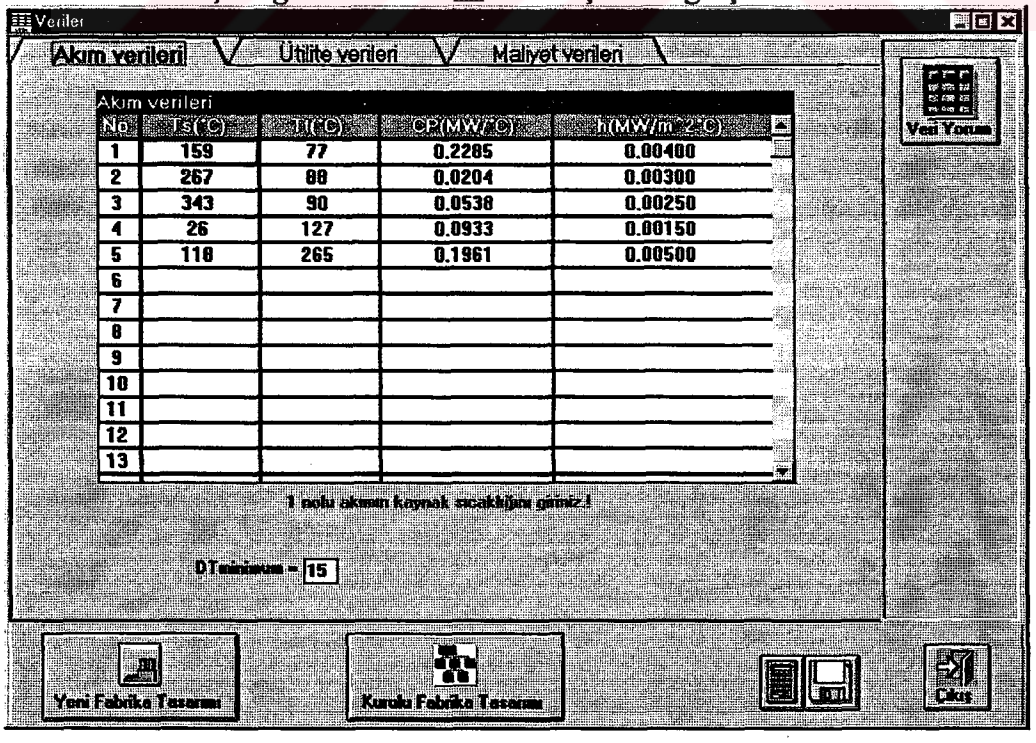


Şekil Ek 2.1. ΔT_{min}=5°C için bileşik eğriler ekranı



Şekil Ek 2.2. ΔT_{min}=5°C için tüm bileşik eğri ekranı

Çizelge Ek 2.6. ΔT_{min}=15°C için veri giriş ekranı



No	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2.°C)
1	159	77	0.2285	0.00400
2	267	88	0.0204	0.00300
3	343	90	0.0538	0.00250
4	26	127	0.0933	0.00150
5	110	265	0.1961	0.00500
6				
7				
8				
9				
10				
11				
12				
13				

Çizelge Ek 2.7. ΔT_{min}=15°C için veri yorumlama ekranı

Veri Girişlerinin Yorumlanması

No	HN-CN	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	H1	159	77	0.2285	0.004
2	H2	267	88	0.0204	0.003
3	H3	343	90	0.0538	0.0025
4	C1	26	127	0.0933	0.0015
5	C2	118	265	0.1961	0.005
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					

Yazdır Çıkış

Çizelge Ek 2.8. ΔT_{min}=15°C için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelg***esi ekranı

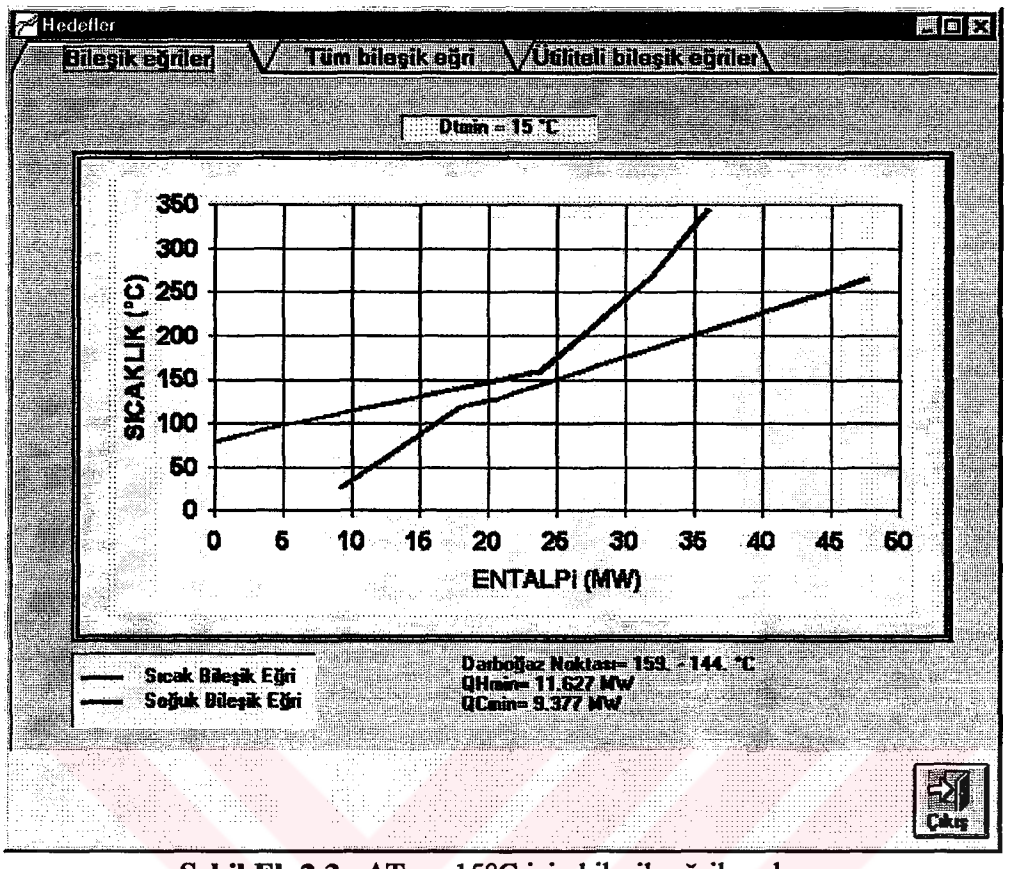
Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi

DTmin=15°C

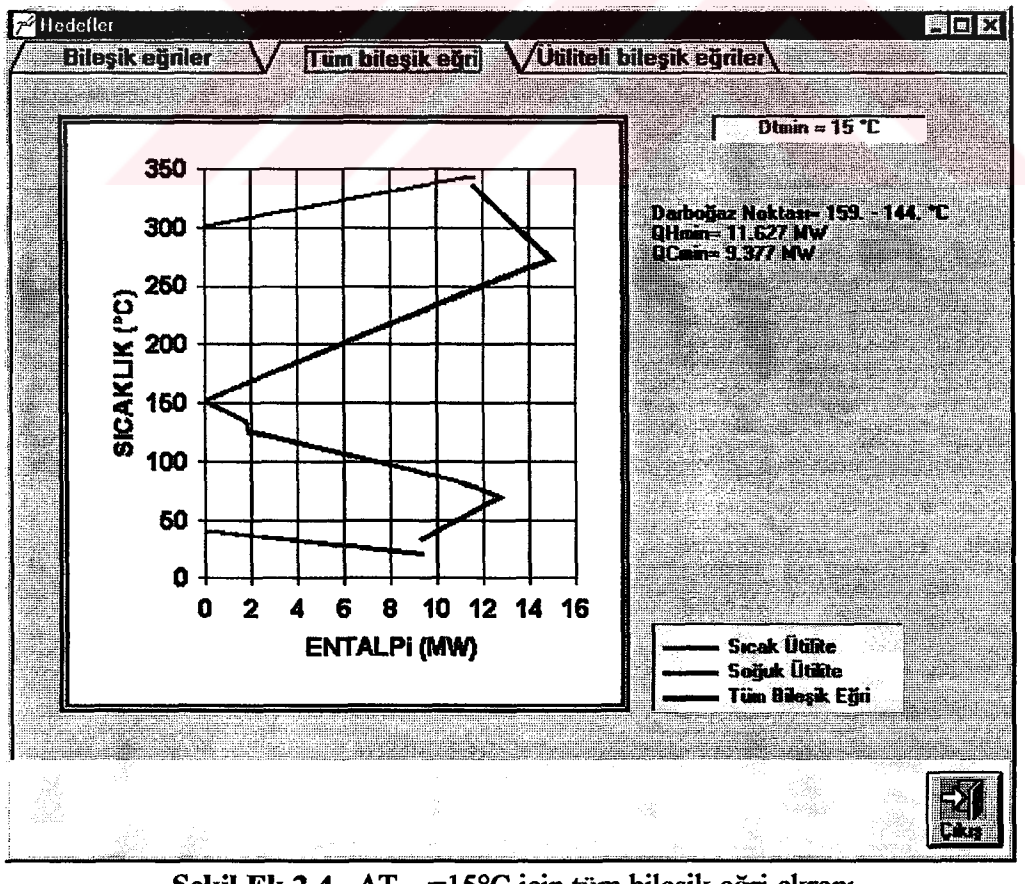
(MW)	H1	H2	H3	C1	C2	Eksik	B Girdi	B Çıktı	Max G	Max C
DT\CP	0.2285	0.0204	0.0538	0.0933	0.1961					
343.-328.- 63.	X	X	-3.389	X	X	-3.389	00	3.389	11.627	15.016
280.-265.- 13.	X	X	-.699	X	2.549	1.85	3.389	1.539	15.016	13.166
267.-252.- 108.	X	-2.203	-5.81	X	21.179	13.166	1.539	-11.627	13.166	.
159.-144.- 17.	-3.885	-.347	-.915	X	3.334	-1.813	-11.627	-9.814	.	1.813
142.-127.- 9.	-2.057	-.184	-.484	.84	1.765	-.12	-9.814	-9.694	1.813	1.933
133.-118.- 43.	-9.826	-.877	-2.313	4.012	X	-9.004	-9.694	-.69	1.933	10.937
90.-75.- 2.	-.457	-.041	X	.187	X	-.311	-.69	-.379	10.937	11.248
88.-73.- 11.	-2.514	X	X	1.026	X	-1.488	-.379	1.109	11.248	12.736
77.-62.- 36.	X	X	X	3.359	X	3.359	1.109	-2.25	12.736	9.377
41.-26.-										

Darboğaz Noktası= 159. - 144. °C
QHmin= 11.627 MW
QCmin= 9.377 MW

Çıkış

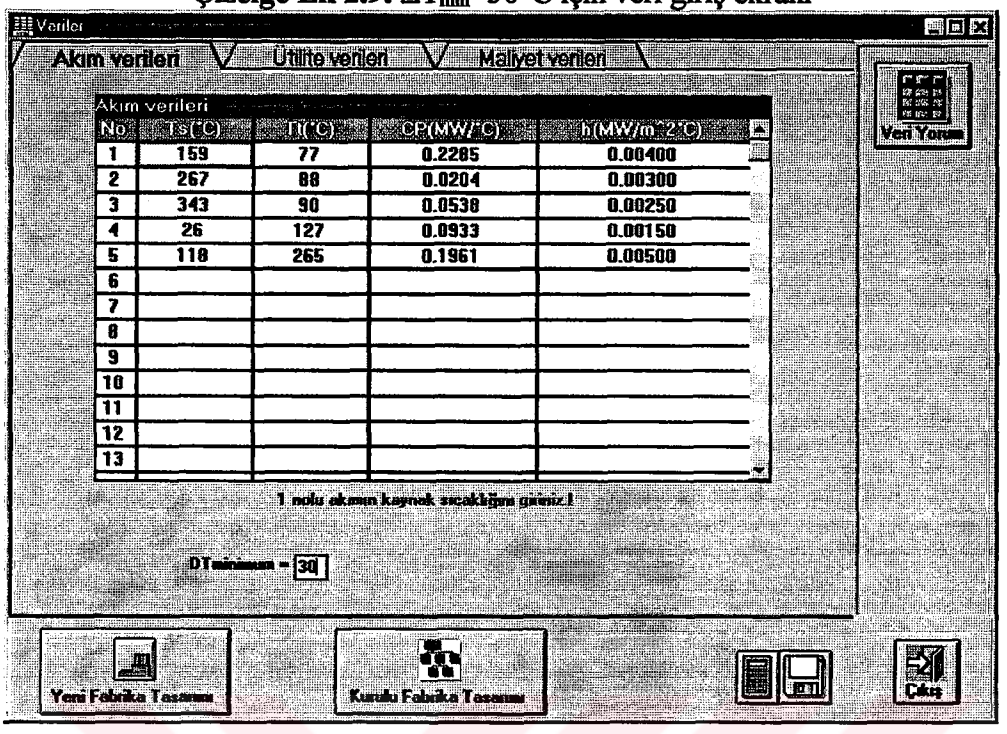


Şekil Ek 2.3. ΔT_{min}=15°C için bileşik eğriler ekranı



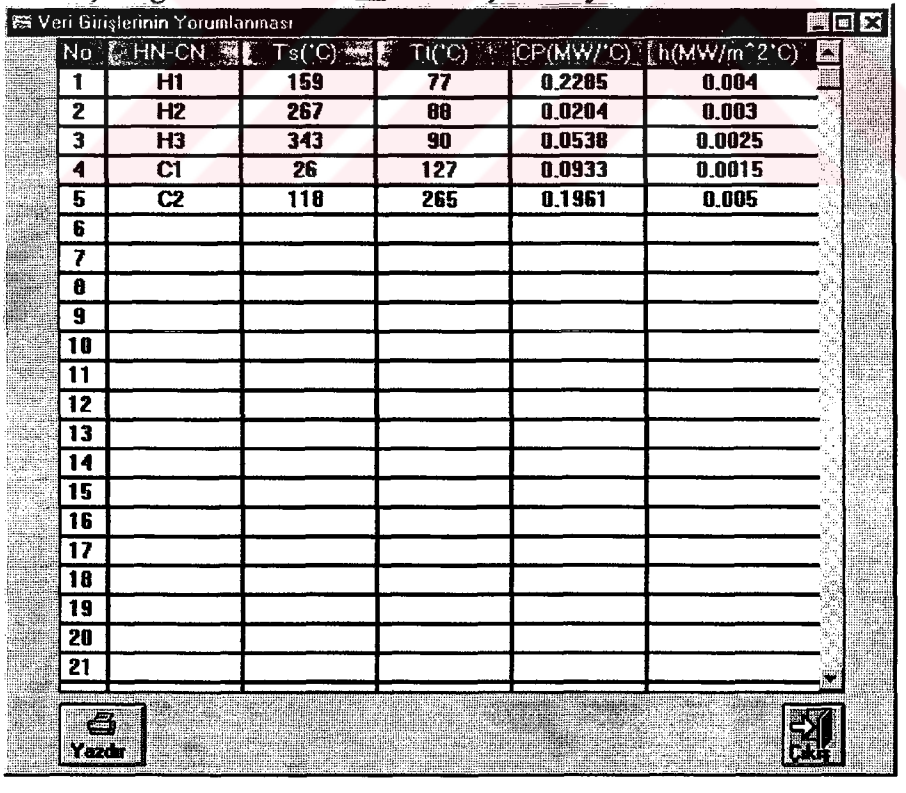
Şekil Ek 2.4. ΔT_{min}=15°C için tüm bileşik eğri ekranı

Çizelge Ek 2.9. ΔT_{min}=30°C için veri giriş ekranı



No	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	159	77	0.2285	0.00400
2	267	88	0.0204	0.00300
3	343	90	0.0538	0.00250
4	26	127	0.0933	0.00150
5	118	265	0.1961	0.00500
6				
7				
8				
9				
10				
11				
12				
13				

Çizelge Ek 2.10. ΔT_{min}=30°C için veri yorumlama ekranı



No	HN-CN	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	H1	159	77	0.2285	0.004
2	H2	267	88	0.0204	0.003
3	H3	343	90	0.0538	0.0025
4	C1	26	127	0.0933	0.0015
5	C2	118	265	0.1961	0.005
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					

Çizelge Ek 2.11. ΔT_{min}=30°C için ***Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi*** ekranı

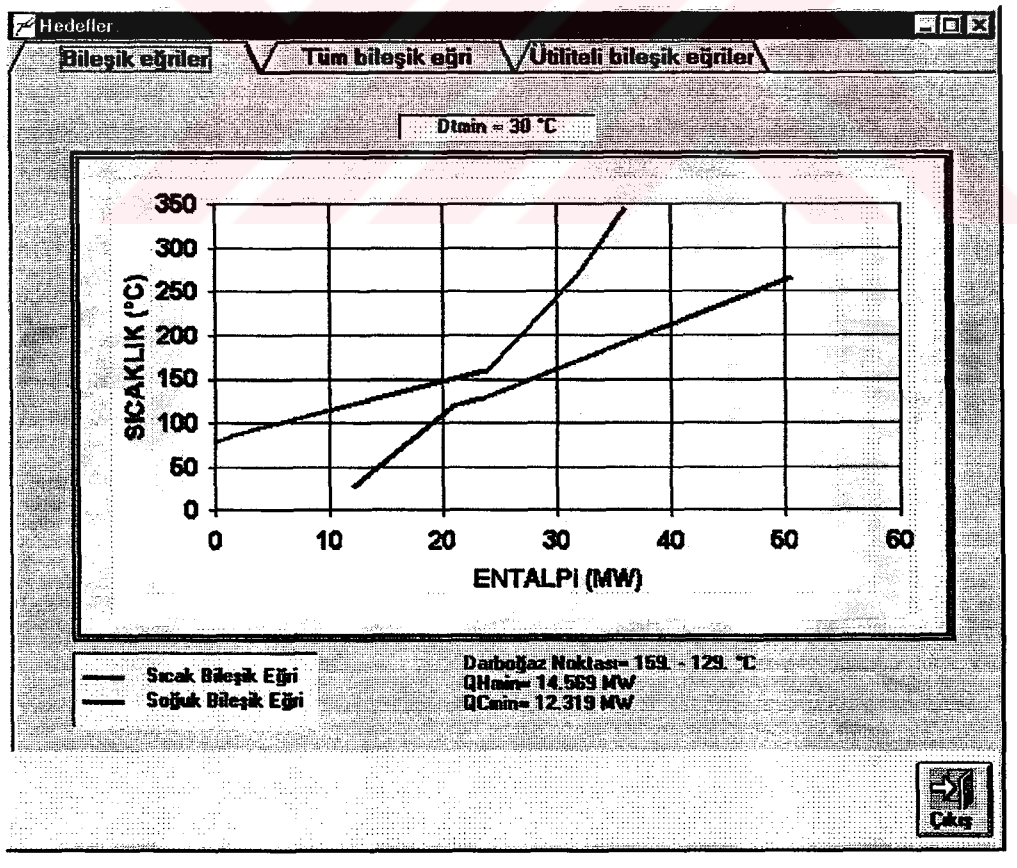
Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi

DTmin=30°C

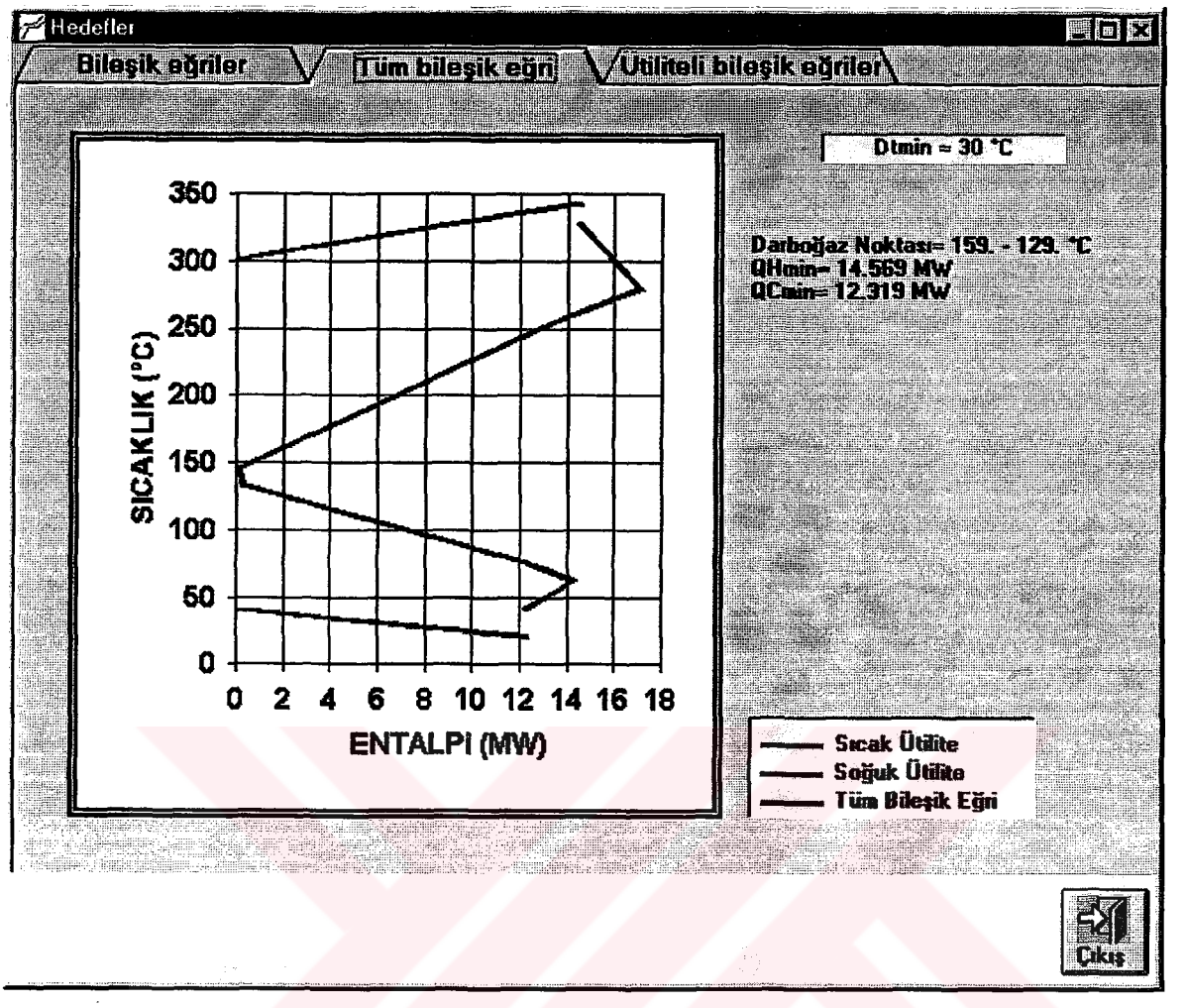
	(MW)	H1	H2	H3	C1	C2	Eksik	B.Girdi	B.Çıktı	Max G.	Max Ç
	DT\CP	0.2285	0.0204	0.0538	0.0533	0.1961					
343.-313.	48.	X	X	-2.582	X	X	-2.582	00	2.582	14.569	17.151
295.-265.	28.	X	X	-1.506	X	5.491	3.985	2.582	-1.403	17.151	13.16
267.-237.	108.	X	-2.203	-5.81	X	21.179	13.166	-1.403	-14.569	13.166	.
159.-129.	2.	-.457	-.041	-.108	X	.392	-.214	-14.569	-14.355	.	.214
157.-127.	9.	-2.057	-.184	-.484	.84	1.765	-.12	-14.355	-14.235	.214	.334
148.-118.	58.	-13.253	-1.183	-3.12	5.411	X	-12.145	-14.235	-2.09	.334	12.47
90.-60.	2.	-.457	-.041	X	.187	X	-.311	-2.09	-1.779	12.479	12.79
88.-58.	11.	-2.514	X	X	1.026	X	-1.488	-1.779	-.291	12.79	14.27
77.-47.	21.	X	X	X	1.959	X	1.959	-.291	-2.25	14.278	12.31
56.-26.											

Darboğaz Noktası= 159. - 129. °C
QHmin= 14.569 MW
QCmin= 12.319 MW

Çıkış



Şekil Ek 2.5. ΔT_{min}=30°C için bileşik eğriler ekranı



Şekil Ek 2.6. ΔT_{min}=30°C için tüm bileşik eğri ekranı

Ek 3 Akım Verileri

Çizelge Ek 3.1. Bölüm 4.2'deki ısı aktarım ağlarının akım verileri (Linnhoff vd, 1991)

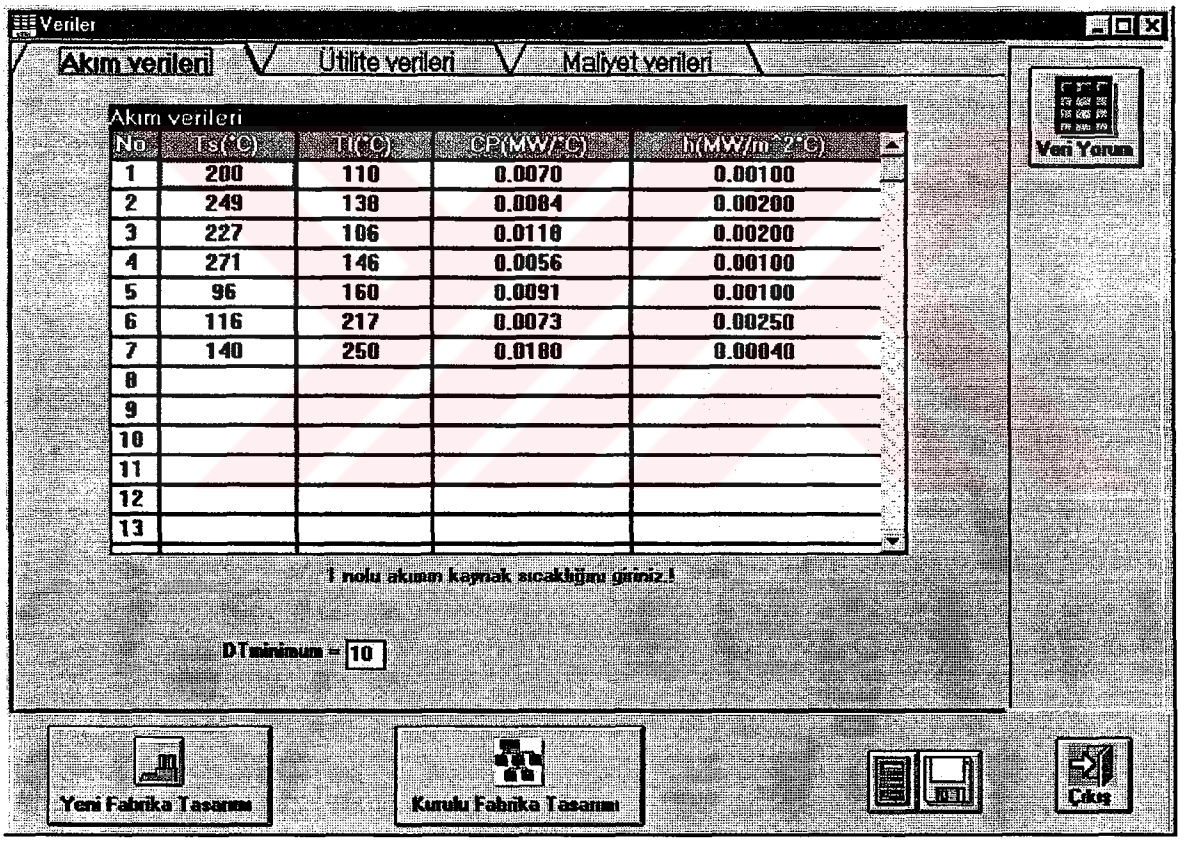
Akım No	Akım Tipi	Toplam Isı Sığası CP (kW/°C)	Kaynak Sıcaklığı T_s (°C)	Hedef Sıcaklığı T_t (°C)
1	Sıcak (H1)	3.0	170	60
2	Sıcak (H2)	1.5	150	30
3	Soğuk (C1)	2.0	20	135
4	Soğuk (C2)	4.0	80	140

Ek 4 Çeşitli Isı Aktarım Katsayılı Örnekler

Bazı akımların korozif etkisi olma durumunda maliyet hesapları da değişecektir. Bu nedenle ***DarboTEK*** programında bu durum da göz önüne alınmıştır. Trivedi vd. (1990) kaynağından alınan örneğe ait genel ısı değiştiricili ve özel ısı değiştiricili durumu aşağıdaki ekran görüntüleri ile verilmektedir.

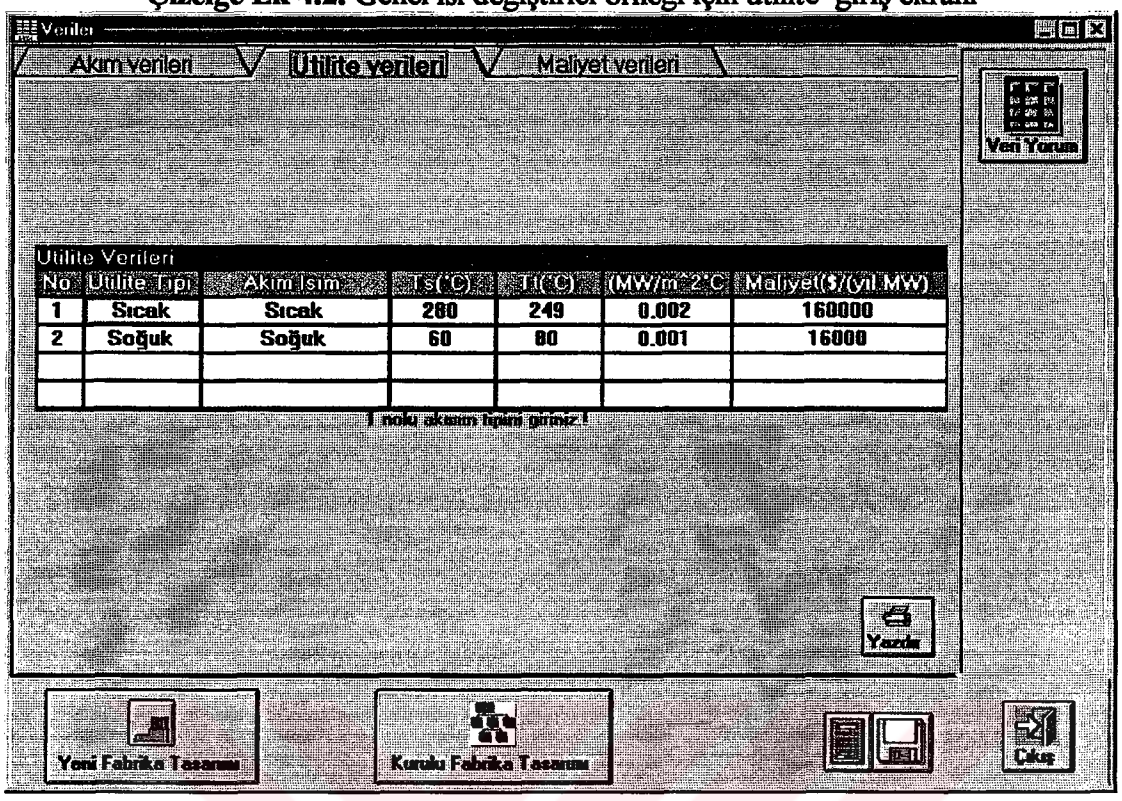
Genel ısı değiştiricili durum:

Çizelge Ek 4.1. Genel ısı değiştirici örneği için veri giriş ekranı

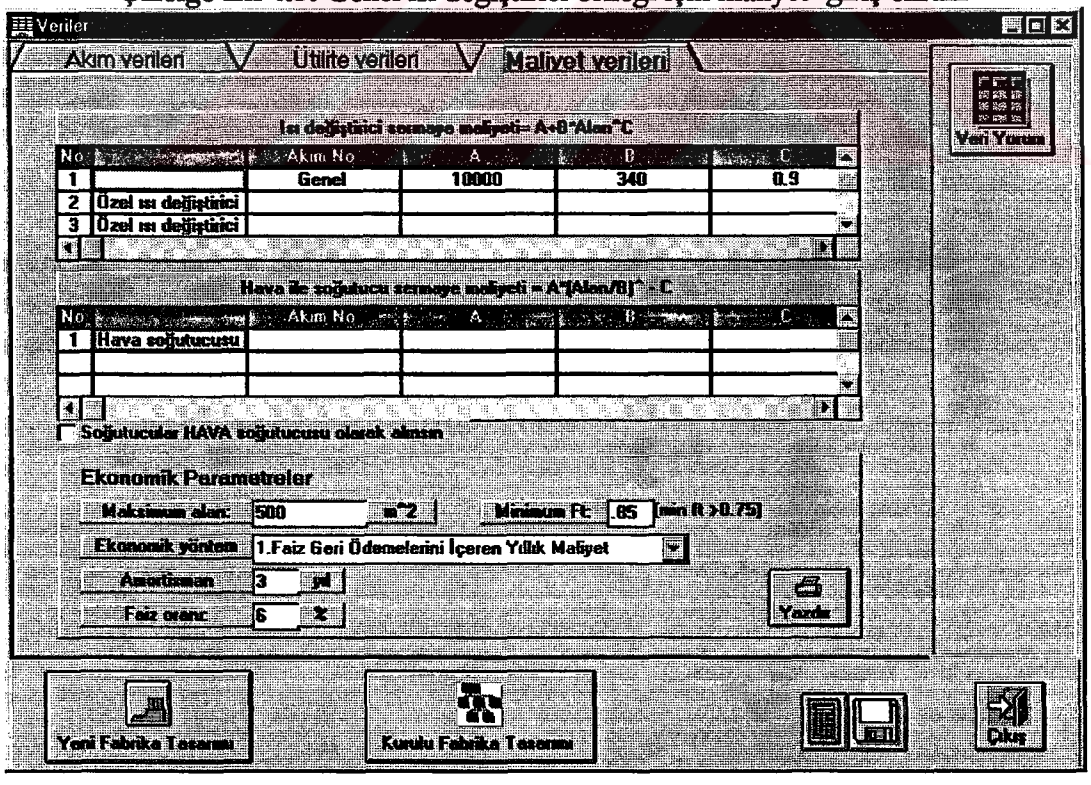


No	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	200	110	0.0070	0.00100
2	249	138	0.0084	0.00200
3	227	106	0.0110	0.00200
4	271	146	0.0056	0.00100
5	96	160	0.0091	0.00100
6	116	217	0.0073	0.00250
7	140	250	0.0180	0.00040
8				
9				
10				
11				
12				
13				

Çizelge Ek 4.2. Genel ısı değiştirici örneği için ütilite giriş ekranı



Çizelge Ek 4.3. Genel ısı değiştirici örneği için maliyet giriş ekranı



Çizelge Ek 4.4. Genel ısı değiştirici örneği için veri yorumlama ekranı

Veri Girişlerinin Yorumlanması

No	HN-CN	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	H1	200	110	0.007	0.001
2	H2	249	138	0.0084	00.002
3	H3	227	106	0.01181	0.002
4	H4	271	146	0.0056	0.001
5	C1	96	160	0.00914	0.001
6	C2	116	217	0.00729	0.0025
7	C3	140	250	0.018	0.0004
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					

Yazdır

Çıkış

Çizelge Ek 4.5. Genel ısı değiştirici örneği için *Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi* Ekranı

Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi

DTmin=10°C

(MW)	H1	H2	H3	H4	C1	C2	C3	Eksik	B.Girdi	B.Çıktı
DT\CP	0.00703	0.0084	0.01181	0.0056	0.00914	0.00729	0.018			
271.-261.- 11.	X	X	X	-.062	X	X	X	-.062	00	.062
260.-250.- 11.	X	X	X	-.062	X	X	.198	.136	.062	-.074
249.-239.- 22.	X	-.105	X	-.123	X	X	.396	.088	-.074	-.162
227.-217.- 27.	X	-.227	-.319	-.151	X	.197	.486	-.014	-.162	-.148
200.-190.- 30.	-.211	-.252	-.354	-.168	X	.219	.54	-.226	-.148	.078
170.-160.- 20.	-.141	-.168	-.236	-.112	.183	.146	.36	.032	.078	.046
150.-140.- 4.	-.028	-.034	-.047	-.022	.037	.029	X	-.065	.046	.111
146.-136.- 8.	-.056	-.067	-.094	X	.073	.058	X	-.086	.111	.197
138.-128.- 12.	-.084	X	-.142	X	.11	.087	X	-.029	.197	.226
126.-116.- 16.	-.112	X	-.189	X	.146	X	X	-.155	.226	.381
110.-100.- 4.	X	X	-.047	X	.037	X	X	-.01	.381	.391
106.-96.-										

Darboğaz Noktası= 227. - 217. °C

QHmin= .162 MW

QCmin= .553 MW

Çıkış

Çizelge Ek 4.5'in devamı

Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi

DTmin=10

	C1	C2	C3	Eksik	B.Girdi	B.Çıktı	Max G.	Max Ç.
	0.00914	0.00729	0.018					
271.-261.-	X	X	X	-.062	00	.062	.162	.224
260.-250.-	X	X	.198	.136	.062	-.074	.224	.088
249.-239.-	X	X	.396	.088	-.074	-.162	.088	.
227.-217.-	X	.197	.486	-.014	-.162	-.148	.	.014
200.-190.-	X	.219	.54	-.225	-.148	.077	.014	.239
170.-160.-	.183	.146	.36	.033	.077	.044	.239	.206
150.-140.-	.037	.029	X	-.065	.044	.109	.206	.271
146.-136.-	.073	.058	X	-.086	.109	.195	.271	.357
138.-128.-	.11	.087	X	-.029	.195	.224	.357	.386
126.-116.-	.146	X	X	-.155	.224	.379	.386	.541
110.-100.-	.037	X	X	-.01	.379	.389	.541	.551
106.-96.-								

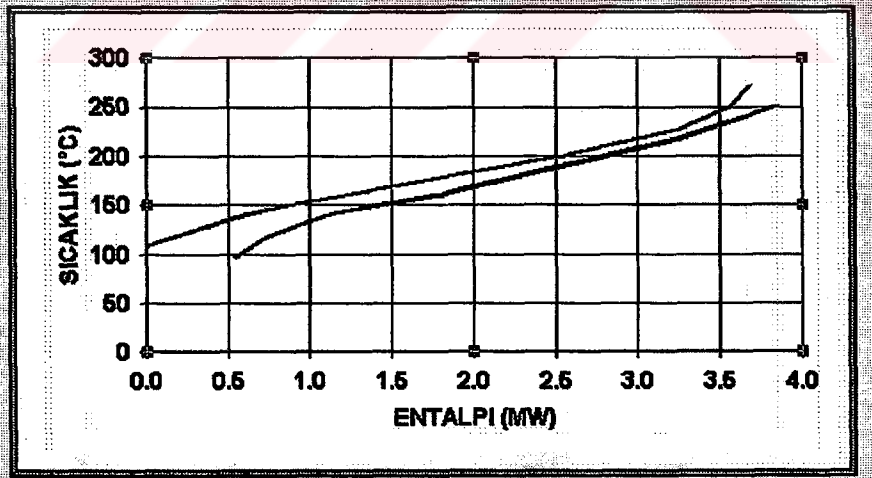
Darboğaz Noktası= 227. - 217. °C
QHmin= .162 MW
QCmin= .551 MW

Çıkış

Hedefler

Bileşik eğriler | Tüm bileşik eğri | Utilitali bileşik eğriler

Dtmin = 10 °C

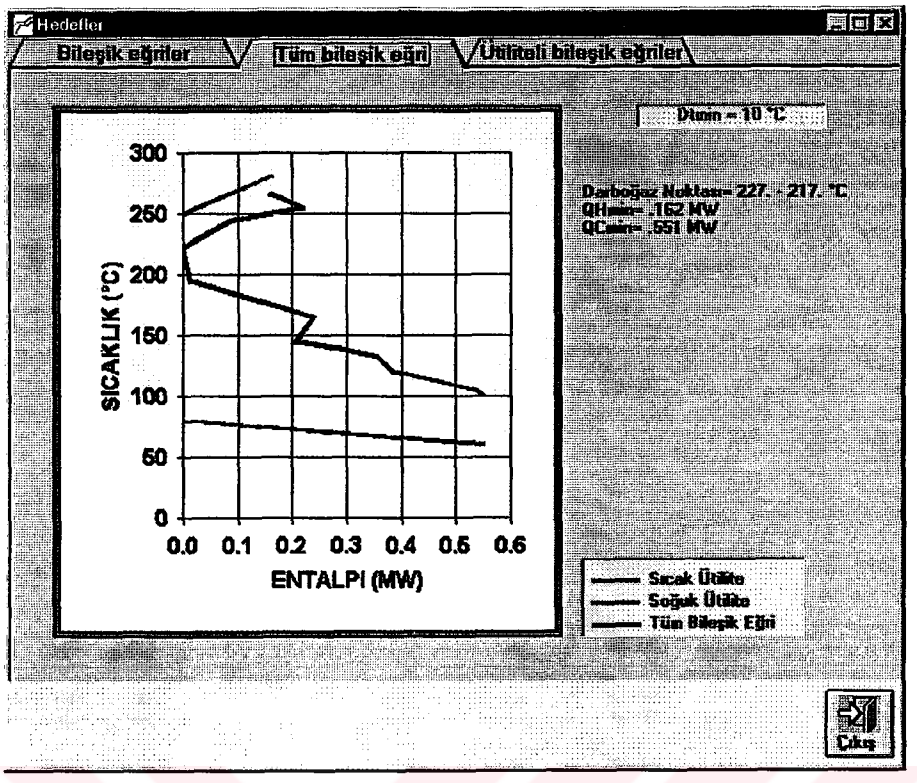


Sıcak Bileşik Eğri
Soğuk Bileşik Eğri

Darboğaz Noktası= 227. - 217. °C
QHmin= .162 MW
QCmin= .551 MW

Çıkış

Şekil Ek 4.1. Genel ısı değiştirici örneği için bileşik eğri ekranı



Şekil Ek 4.2. Genel ısı değiştirici örneği için tüm bileşik eğri ekranı

Çizelge Ek 4.6. Genel ısı değiştirici örneği için alan hesapları ekranı

ALAN HESAPLAMA PROSEDÜRLERİ

ALAN HESAP TABLOSU

IAL	THi (°C)	THo (°C)	TCi (°C)	TCo (°C)	DTLMEAN(°C)	Alan (m^2)	Hu (MW)	Cu (MW)	H1 (MW)
1	280.	271.	241.	250.	30.	14	23.5161	X	X
2	271.	249.	234.1	241.	21.5694	23	57.4839	X	X
3	249.	227.	217.	234.1	12.2027	80	X	X	X
4	227.	200.	189.4	217.	10.2732	170	X	X	X
5	200.	177.3	160.	189.4	13.6528	141	X	X	159.51
6	177.3	156.3	140.	160.	16.8124	96	X	X	147.52
7	156.3	146.	119.4	140.	21.0673	23	X	X	72.58
8	146.	144.	116.	119.4	27.3057	3	X	X	14.25
9	144.	138.	98.3	116.	33.4969	8	X	X	41.99
10	138.	136.9	96.	98.3	40.2917	1	X	X	7.84
11	136.9	110.	63.1	96.	43.8426	8	X	X	189.
12	110.	106.	60.	63.1	46.4686	2	X	84.6007	X
13									

Ft HESAP TABLOSU

Thi (°C)	Tho (°C)	Tci (°C)	Tco (°C)	Dtmin	R	P	Pn	n
280	271	241	250	.85	1	.2307692	.2307692	1
271	249	234.1111	241	.85	3.193543	.1867473	.1867473	1
249	227	217	234.1111	.85	1.285715	.5347219	.3971114	2
227	200	189.4487	217	.85	.9799901	.7336977	.4742373	3
200	177.3096	160	189.4487	.85	.770506	.7362175	.4387416	3
177.3096	156.3249	140	160	.85	1.049235	.536055	.3695516	2
156.3249	146	119.3503	140	.85	.5000027	.5584832	.5584832	1
146	143.9724	116	119.3503	.85	.6051998	.1116768	.1116768	1
143.9724	138	98.2951	116	.85	.3373301	.3976083	.3976083	1
138	136.8843	96	98.2951	.85	.4861264	5.464517E-02	5.464517E-02	1
136.8843	110	63.0597	96	.85	.816152	.4461969	.4461969	1

Dtmin = 10 °C

Çıkış

Çizelge Ek 4.6'nın devamı

ALAN HESAPLAMA PROSEDÜRLERİ

ALAN HESAP TABLOSU

Co (MW)	H1 (MW)	H2 (MW)	H3 (MW)	H4 (MW)	C1 (MW)	C2 (MW)	C3 (MW)
X	X	X	X	X	X	X	405.
X	X	X	X	123.2	X	X	310.
X	X	92.4	X	123.2	X	X	770.
X	X	113.4	159.44	151.2	X	80.34	1239.81
X	159.51	95.3	133.99	127.07	X	85.87	1325.19
X	147.62	88.14	123.91	117.51	182.8	58.32	900.
X	72.58	43.36	60.97	57.82	188.74	60.21	X
X	14.25	8.52	11.97	X	30.62	9.77	X
X	41.99	25.08	35.27	X	161.82	X	X
X	7.84	X	6.59	X	20.98	X	X
X	189.	X	158.75	X	X	X	X
84.6007	X	X	23.62	X	X	X	X

Ft HESAP TABLOSU

Ti	Ft	Nk	Kabuk sayısı	1-2 alan (m^2)	Aralıktaki akım sayısı	Nk(SK-1)
1	.9846669	.2690356	.2690356	14.50633	2	.2690356
1	.9415758	.6016979	.6016979	24.16067	3	1.203396
2	.8853274	.7141463	1.428293	90.63641	3	2.856585
3	.8520443	.793667	2.381001	199.2618	5	9.524004
3	.8295588	.5710093	1.713028	151.8334	6	8.565139
2	.9347287	.5465441	1.093088	102.9719	7	6.558529
1	.9128492	.6604695	.6604695	25.15114	6	3.302347
1	.9984795	.0884169	.0884169	2.75579	5	.3536676
1	.9839908	.3176134	.3176134	8.014404	4	.9528402
1	.999737	3.803041E-02	3.803041E-02	.8790311	3	7.606082E-02
1	.9177364	.6119892	.6119892	8.642678	2	.6119892

Dtmin = 10 °C

Çıkış

Çizelge Ek 4.7. Genel ısı değiştirici örneği için ütilite rapor ekranı

ÜTİLİTE HEDEF RAPORU

DTmin = 10 °C

Ütilite	Ts (°C)	Tt (°C)	Min. Yük (MW)	Toplam Maliyet ($/yıl)
Sıcak Ütilite	280	249	.16	25920.
Soğuk Ütilite	60	80	.55	8816.
TOPLAM			.71	34736.

Yazdır

Çıkış

Çizelge Ek 4.8. Genel ısı değiştirici örneği için alan hedef rapor ekranı

ALAN HEDEF RAPORU

DTmin=10 için:	Toplam	Darboğaz Üstü	Darboğaz Altı
Enerji (MW)	.72	.16	.55
1-1 Alan (m^2)	569.2	117.3	451.9
1-2 Alan (m^2)	631.1	129.3	501.8
Birim Sayısı	12	3	9
Kabuk Sayısı	35	4	31

Isıtıcı Sayısı	1
Soğutucu Sayısı	2
Isı Değiştirici Sayısı	9

Yazdır

Çıkış

Çizelge Ek 4.9. Genel ısı değiştirici örneği için maliyet rapor ekranı

SERMAYE MALİYET RAPORU

1.Faiz Geri Ödemelerini İçeren Yıllık Maliyet

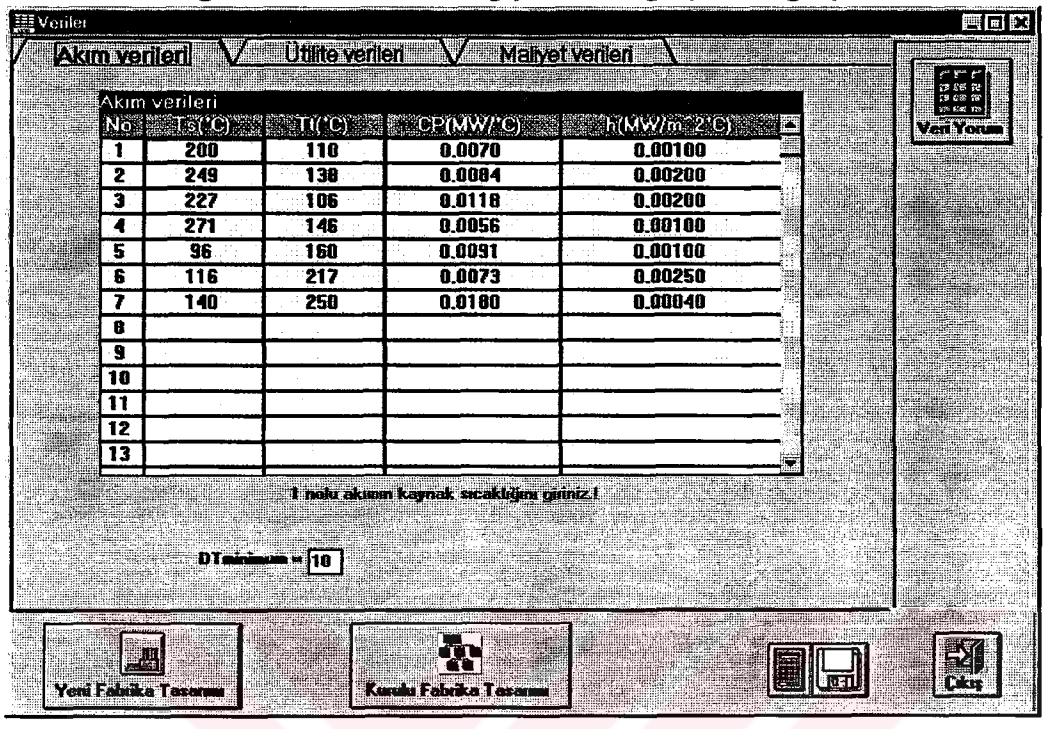
Enerji Maliyeti	34768	$/yıl
1-1 Yatırım Maliyeti	94111	$/yıl
1-1 Toplam Maliyeti	128879	$/yıl
1-2 Yatırım Maliyeti	94111	$/yıl
1-2 Toplam Maliyeti	128879	$/yıl
DTmin (°C)	10	°C
Min Ft	0.85	
Maksimum alan/kabuk (m^2)	500	m^2

Yazdır

Çıkış

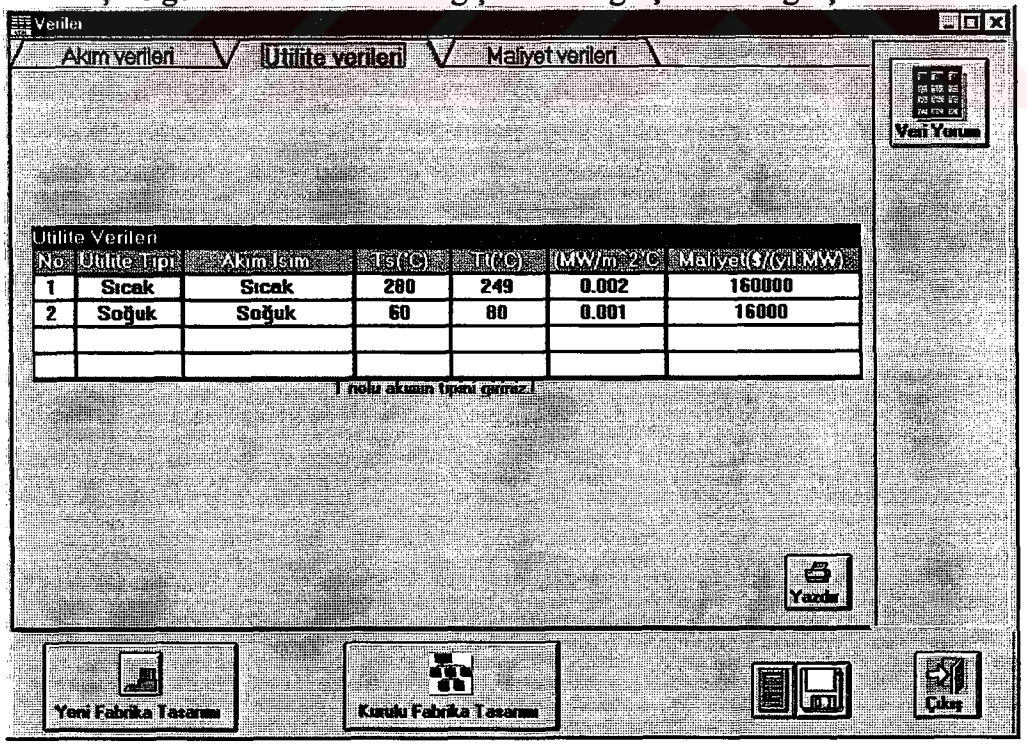
Özel ısı değiştiricili durum:

Çizelge Ek 4.10. Özel ısı değiştirici örneği için veri giriş ekranı



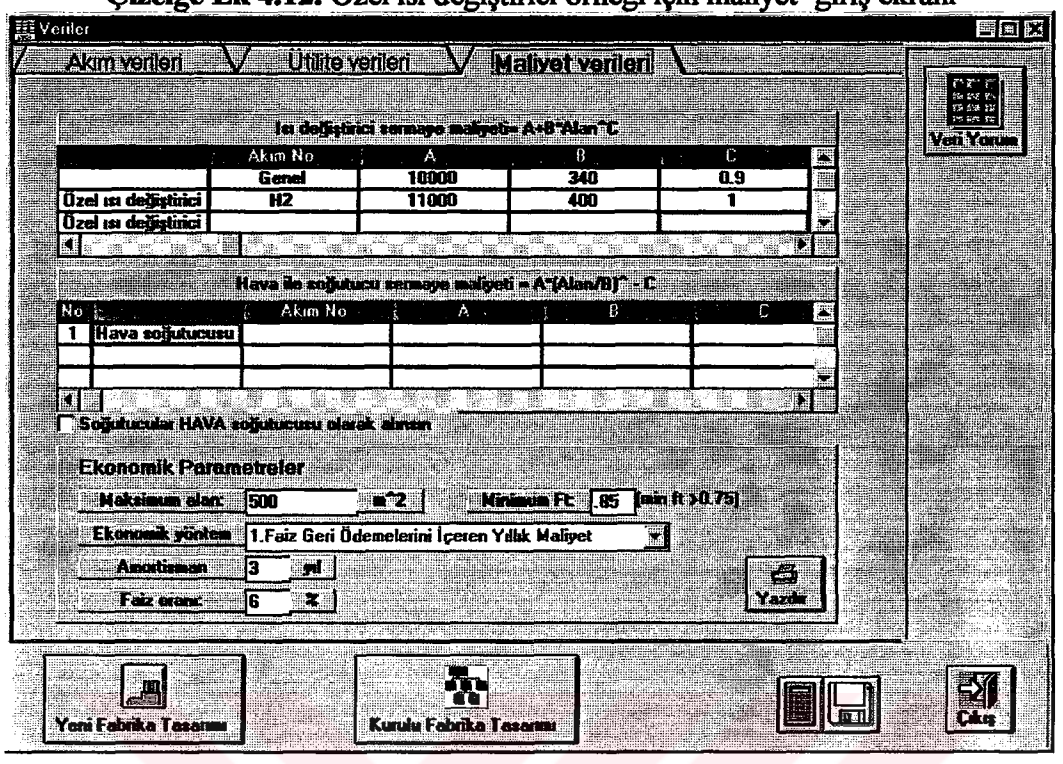
No	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	200	110	0.0070	0.00100
2	249	138	0.0084	0.00200
3	227	106	0.0118	0.00200
4	271	146	0.0056	0.00100
5	96	160	0.0091	0.00100
6	116	217	0.0073	0.00250
7	140	250	0.0180	0.00040
8				
9				
10				
11				
12				
13				

Çizelge Ek 4.11. Özel ısı değiştirici örneği için ütilite giriş ekranı

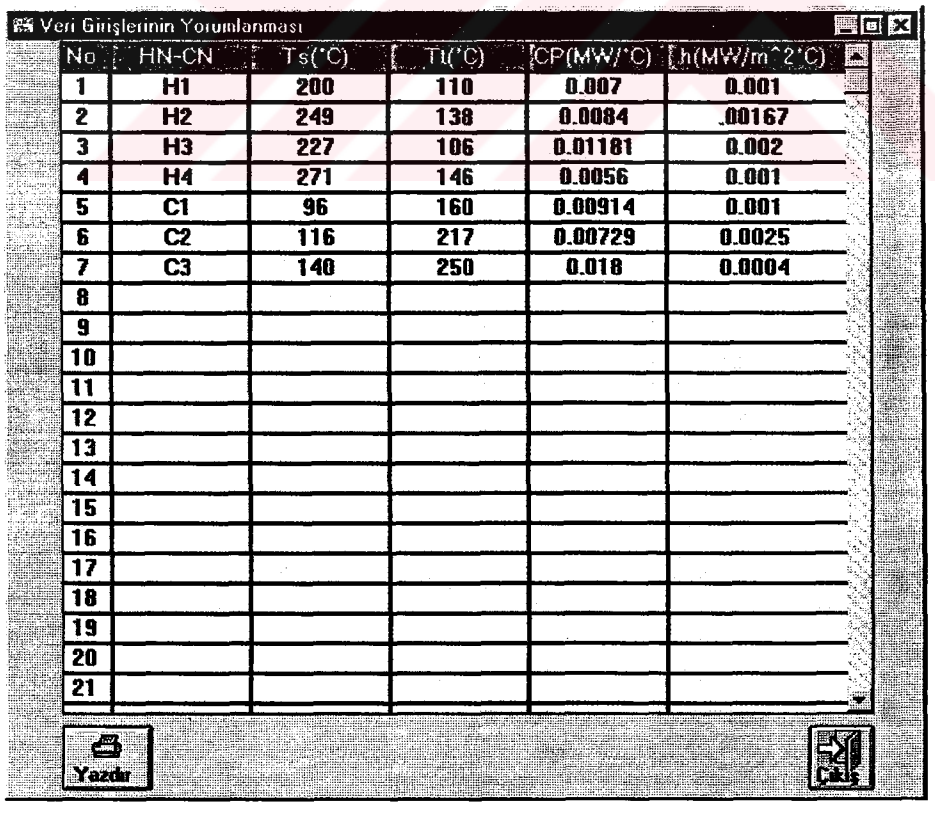


No	Utilite Tipi	Akım Isım	Ts(°C)	Tt(°C)	(MW/m^2°C	Maliyet($/(yıl.MW)
1	Sıcak	Sıcak	280	249	0.002	160000
2	Soğuk	Soğuk	60	80	0.001	16000

Çizelge Ek 4.12. Özel ısı değiştirici örneği için maliyet giriş ekranı



Çizelge Ek 4.13. Özel ısı değiştirici örneği için veri yorumlama ekranı



No	HN-CN	Ts(°C)	Tt(°C)	CP(MW/°C)	h(MW/m^2°C)
1	H1	200	110	0.007	0.001
2	H2	249	138	0.0084	.00167
3	H3	227	106	0.01181	0.002
4	H4	271	146	0.0056	0.001
5	C1	96	160	0.00914	0.001
6	C2	116	217	0.00729	0.0025
7	C3	140	250	0.018	0.0004
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					

Çizelge Ek 4.14. Özel ısı değiştirici örneği için *Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi* ekranı

Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi

DTmin=10°C

(MW)	H1	H2	H3	H4	C1	C2	C3	Eksik ısı (MW)	B Girdi
DT\CP	0.00703	0.0084	1.01181	0.0056	1.00914	1.00729	0.018		
271.-261.-	11.	X	X	X	-.062	X	X	X	-.062	00
260.-250.-	11.	X	X	X	-.062	X	X	.198	.136	.062
249.-239.-	22.	X	-.185	X	-.123	X	X	.396	.088	-.074
227.-217.-	27.	X	-.227	-.319	-.151	X	.197	.486	-.014	-.162
200.-190.-	30.	-.211	-.252	-.354	-.168	X	.219	.54	-.226	-.148
170.-160.-	20.	-.141	-.168	-.236	-.112	.183	.146	.36	.032	.078
150.-140.-	4.	-.028	-.034	-.047	-.022	.037	.029	X	-.065	.046
146.-136.-	8.	-.056	-.067	-.094	X	.073	.058	X	-.086	.111
138.-128.-	12.	-.084	X	-.142	X	.11	.087	X	-.029	.197
126.-116.-	16.	-.112	X	-.189	X	.146	X	X	-.155	.226
110.-100.-	4.	X	X	-.047	X	.037	X	X	-.01	.381
106.-96.-										

Darboğaz Noktası= 227.-217. °C
QHmin= .162 MW
QCmin= .553 MW

Çıkış

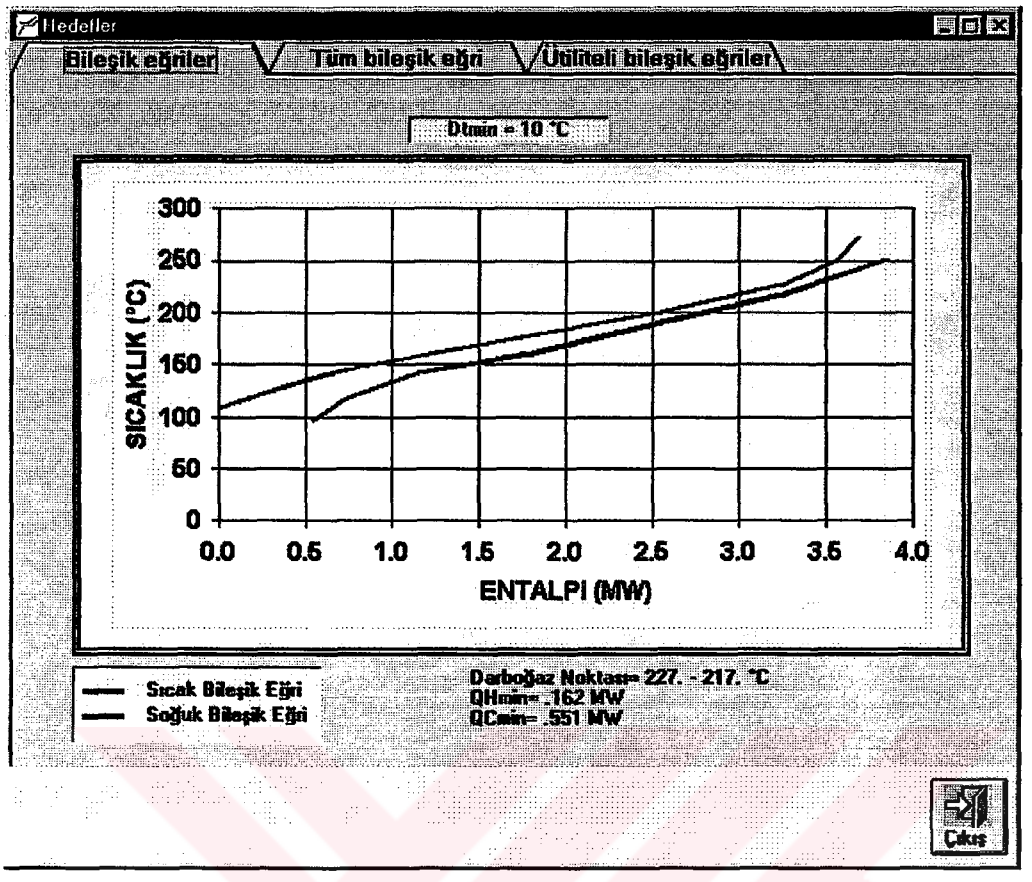
Geliştirilmiş Problem Algoritma Çizelgesi

DTmin=10°C

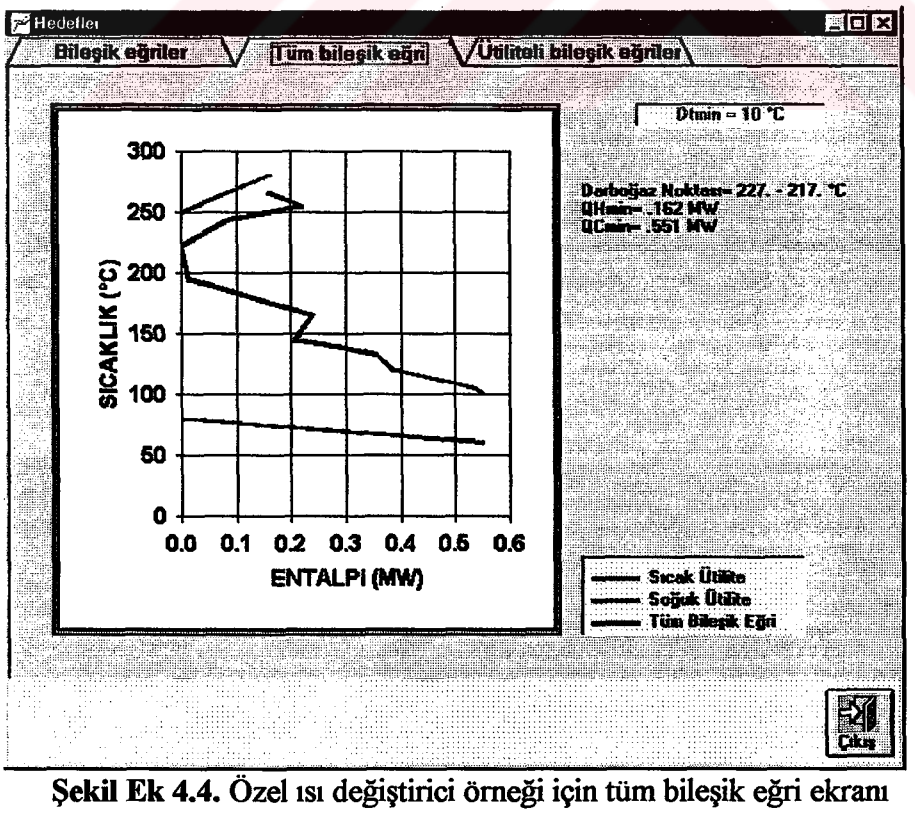
	B Girdi (MW)	B Çıktı (MW)	Max G (MW)	Max C (MW)
271.-261.-	00	.062	.162	.224
260.-250.-	.062	-.074	.224	.088
249.-239.-	-.074	-.162	.088	.
227.-217.-	-.162	-.148	.	.014
200.-190.-	-.148	.078	.014	.24
170.-160.-	.078	.046	.24	.208
150.-140.-	.046	.111	.208	.273
146.-136.-	.111	.197	.273	.359
138.-128.-	.197	.226	.359	.388
126.-116.-	.226	.381	.388	.543
110.-100.-	.381	.391	.543	.553
106.-96.-				

Darboğaz Noktası= 227.-217. °C
QHmin= .162 MW
QCmin= .553 MW

Çıkış



Şekil Ek 4.3. Özel ısı değiştirici örneği için bileşik eğri ekranı



Şekil Ek 4.4. Özel ısı değiştirici örneği için tüm bileşik eğri ekranı

Çizelge Ek 4.15. Özel ısı değiştirici örneği için alan hesapları ekranı

ALAN HESAPLAMA PROSEDÜRLERİ

ALAN HESAP TABLOSU

IAL	THi (°C)	THo (°C)	TCi (°C)	TCo (°C)	DTLMEAN(°C)	Alan (m^2)	Hu (MW)	Cu (MW)
1	280.	271.	241.	250.	30.	14	23.5161	X
2	271.	249.	234.1	241.	21.5694	23	57.4839	X
3	249.	227.	217.	234.1	12.2827	82	X	X
4	227.	200.	189.4	217.	10.2732	172	X	X
5	200.	177.3	160.	189.4	13.6528	143	X	X
6	177.3	156.3	140.	160.	16.8124	97	X	X
7	156.3	146.	119.4	140.	21.0673	23	X	X
8	146.	144.	116.	119.4	27.3057	3	X	X
9	144.	138.	98.3	116.	33.4969	8	X	X
10	138.	136.9	96.	98.3	40.2917	1	X	X
11	136.9	110.	63.1	96.	43.8426	8	X	X
12	110.	106.	60.	63.1	46.4686	2	X	84.6007
13								

Ft HESAP TABLOSU

Thi (°C)	Tho (°C)	TCi (°C)	TCo (°C)	Fmin	R	P	Pn	n	Ft
280	271	241	250	.85	1	.2307692	.2307692	1	.
271	249	234.1111	241	.85	3.193543	.1867473	.1867473	1	.
249	227	217	234.1111	.85	1.285715	.5347219	.3071114	2	.
227	200	189.4487	217	.85	.9799901	.7336977	.4742373	3	.
200	177.3096	160	189.4487	.85	.770506	.7362175	.4387416	3	.
177.3096	156.3249	140	160	.85	1.049235	.536055	.3695516	2	.
156.3249	146	119.3503	140	.85	.5000027	.5584832	.5584832	1	.
146	143.9724	116	119.3503	.85	.6051998	.1116768	.1116768	1	.
143.9724	138	98.2951	116	.85	.3373301	.3876083	.3876083	1	.
138	136.8843	96	98.2951	.85	.4861264	5.464517E-02	5.464517E-02	1	.
136.8843	110	63.0597	96	.85	.816152	.4461969	.4461969	1	.

Dtmin = 10 °C

ALAN HESAPLAMA PROSEDÜRLERİ

ALAN HESAP TABLOSU

Cu (MW)	H1 (MW)	H2 (MW)	H3 (MW)	H4 (MW)	C1 (MW)	C2 (MW)	C3 (MW)
X	X	X	X	X	X	X	405.
X	X	X	X	123.2	X	X	310.
X	X	110.66	X	123.2	X	X	770.
X	X	135.81	159.44	151.2	X	80.34	1239.81
X	159.51	114.13	133.99	127.07	X	85.87	1325.19
X	147.52	105.55	123.91	117.51	182.8	58.32	900.
X	72.58	51.93	60.97	57.82	189.74	60.21	X
X	14.25	10.2	11.97	X	30.62	9.77	X
X	41.99	30.04	35.27	X	161.82	X	X
X	7.84	X	6.59	X	20.98	X	X
X	189.	X	158.75	X	X	X	X
84.6007	X	X	23.62	X	X	X	X

Ft HESAP TABLOSU

Ft	Nk	Kabuk sayısı	i-2 alan (m^2)	Aralıktaki akım sayısı	Nk(Sk-1)
.9846669	.2690356	.2690356	14.50633	2	.2690356
.9415758	.6016979	.6016979	24.16067	3	1.203396
.8853274	.7141463	1.428293	92.31545	3	2.856585
.8520443	.793667	2.381001	201.8219	5	9.524004
.9295588	.5710093	1.713028	153.3172	6	8.565139
.9347287	.5465441	1.093088	104.0801	7	6.558529
.9128492	.6604695	.6604695	25.59678	6	3.302347
.9984795	.0884169	.0884169	2.817484	5	.3536676
.9839908	.3176134	.3176134	8.164812	4	.9528402
.999737	3.803041E-02	3.803041E-02	.8790311	3	7.606082E-02
.9177364	.6119892	.6119892	8.642678	2	.6119892

Dtmin = 10 °C

Çizelge Ek 4.16. Özel ısı değiştirici örneği için ütilite rapor ekranı

ÜTİLİTE HEDEF RAPORU

DTmin = 10 °C

Ütilite	Ts (°C)	Tt (°C)	Min. Yük (MW)	Toplam Maliyet ($/yıl)
Sıcak Ütilite	280	249	.16	25920
Soğuk Ütilite	60	80	.55	8848
TOPLAM			.71	34768

Yazdır

Çıkış

Çizelge Ek 4.17. Özel ısı değiştirici örneği için alan hedef rapor ekranı

ALAN HEDEF RAPORU

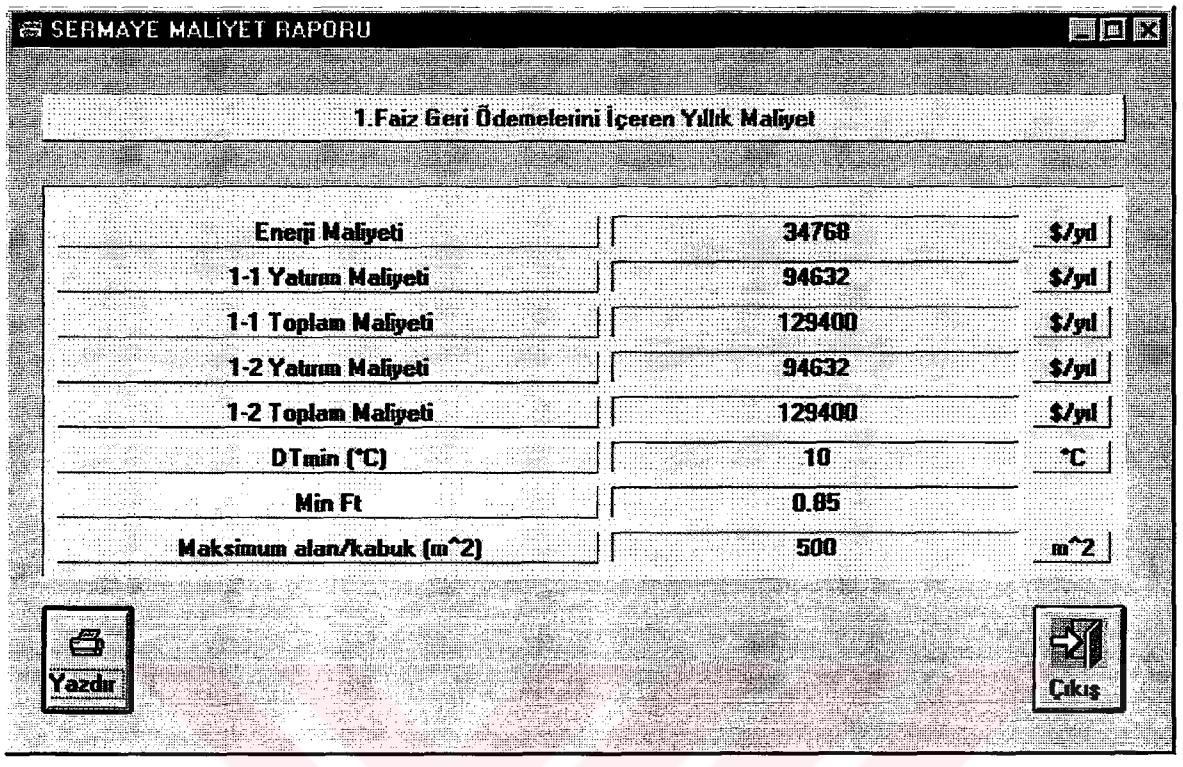
DTmin=10 için:	Toplam	Darboğaz Üstü	Darboğaz Altı
Enerji (MW)	.71	.16	.55
1-1 Alan (m^2)	575.9	118.8	457.1
1-2 Alan (m^2)	638.6	131.	507.7
Birim Sayısı	12	3	9
Kabuk Sayısı	35	4	31

Isıtıcı Sayısı	1
Soğutucu Sayısı	2
Isı Değiştirici Sayısı	9

Yazdır

Çıkış

Çizelge Ek 4.18. Özel ısı değiştirici örneği için maliyet rapor ekranı



Ek 5 Ek Tablo Değerleri

Çizelge Ek 5.1. Çizelge 6.6 ve 6.7'nin devamı

ALAN HESAPLAMA PROSEDÜRLERİ

ALAN HESAP TABLOSU

Cu (MW)	H1 (MW)	H2 (MW)	C1 (MW)	C2 (MW)
X	X	X	X	14374.99
X	3500.	X	X	4375.01
X	4000.01	X	2666.67	3000.
X	6000.	12500.	10666.67	12000.
X	9000.	18750.	40000.	X
4000.01	3000.	6250.	X	X
2999.99	6000.	X	X	X

Ft HESAP TABLOSU

ft	Nk	Kabuk	1-2 alan (m^2)	Aralıktaki akım sayısı	Nk(Sk-1)
.9629012	.5091723	.5091723	394.8684	2	.5091723
.983133	.3007196	.3007196	153.2062	2	.3007196
.9724082	.4261239	.4261239	272.0406	3	.8522479
.8970626	.6791134	1.358227	1930.111	4	4.07468
.8052193	.9341204	1.868241	1944.011	3	3.736481
.9963709	.1590103	.1590103	183.1135	3	.3180206
.9856284	.4321857	.4321857	200.4791	2	.4321857

Dtmin = 20 °C

Çıkış

Ek 6 Isı Sığalarının Kestirimi

Sıvı fazındaki petrol ürünlerinin ısı sığaları (Watson ve Nelson korelasyonları) aşağıdaki formüller kullanılarak bulunabilir (Tsonopoulos vd., 1986; Nelson, 1981; Anon, 1993c):

$$C_p = 4.1868(0.06759 + 0.05638 * .K_w)\left[0.6450 - 0.05959 * SG + (1.2892 - 0.5264 * SG)\frac{(1.8 * T - 459.67)}{1000}\right]$$

Burada;

C_p : Sabit basınçta ısı sığası (J/gK)
SG : (60/60 °F) spesifik gravite
K_w : Watson karakterizasyon faktörüdür.
T : Mutlak sıcaklık (K)

$$SG = \frac{141.5}{°API + 131.5}$$

$$K_w = 1.2164 * \frac{[T_b]^{\frac{1}{3}}}{SG}$$

Burada;

T_b : Normal kaynama noktası (K)'dır.

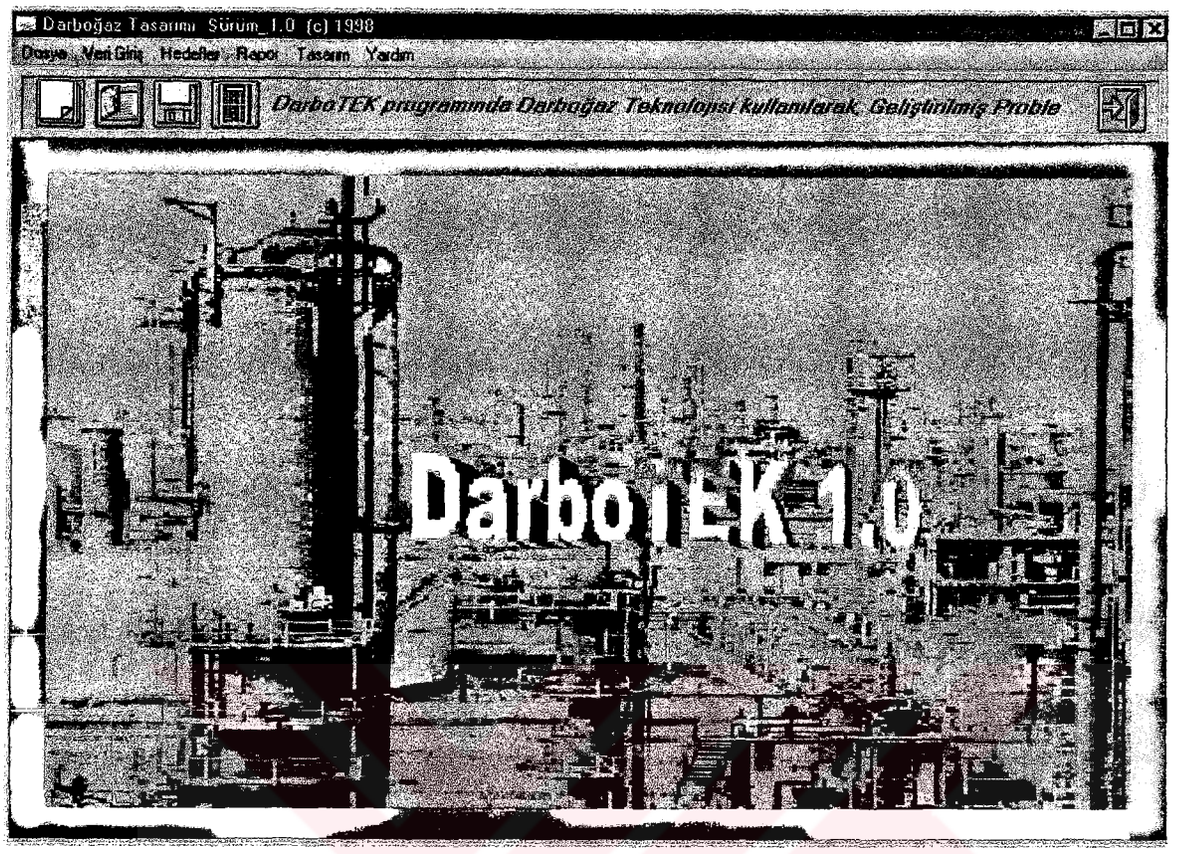
ÖZGEÇMİŞ

Doğum Tarihi : 25.03.1966

Doğum Yeri : Sakarya

Lise	1980-1983	Özel Sakarya Lisesi
Lisans	1984-1988	Yıldız Teknik Üniversitesi Kimya -Metalurji Fak. Kimya Mühendisliği Bölümü
Yüksek Lisans	1988-1990	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Biilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Bölümü
Doktora	1990-1998	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Biilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Bölümü
Çalıştığı Kurum		
	1989-Devam ediyor	Yıldız Teknik Üniversitesi Araştırma Görevlisi

***DarboTEK* kullanıcısına Öneri:**



<u>Bilgisayar Özellikleri</u>

- Pentium II(200) işlemci
- 32 RAM
- Renk ayarı 24 bit
- <u>Bölgesel ayarlar</u>:
    - Ondalık simgesi: "."
    - Basamak gruplandırma simgesi: " " olarak ayarlayınız.