



YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Darboğaz tekn. için gelişt.
bir bilg. progr.

Doktora Tezi

İnci Şentarlı

YILDIZ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Kimya

76

DARBOĞAZ TEKNOLOJİSİ İÇİN GELİŞTİRİLEN
BİR BİLGİSAYAR PROGRAMI İLE
KİMYASAL PROSESLERDE ENERJİ ENTEGRASYONU

DOKTORA TEZİ
KİM.Y.MÜH. İNCİ ŞENTARLI

İSTANBUL 1989

YILDIZ UNİVERSİTESİ
GENEL KİTAPLIĞI

R 361

Kot :89.....
Alındığı Yer :Fen Bilimleri Enst.
Tarih :12/12/1990.....
Fatura :
Fiatı :25.000 TL.....
Ayniyat No :
Kayıt No :47412.....
UDC :54..... 378.242
Ek :

*

YILDIZ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ



DARBOĞAZ TEKNOLOJİSİ İÇİN GELİŞTİRİLEN
BİR BİLGİSAYAR PROGRAMI İLE
KİMYASAL PROSESLERDE ENERJİ ENTEGRASYONU

89

DOKTORA TEZİ
KİM.Y.MÜH. İNCİ ŞENTARLI

İSTANBUL 1989

TEŞEKKÜR

Çalışmalarımı yöneten ve tüm evrelerinde sürekli desteğini esirgemeyerek yaratıcı eleştirileri ile değerli katkılarda bulunan Kimya Mühendisliği Bölüm Başkanı ve tez hocam Sayın Prof.Dr.Salih Dinçer'e en içten duygularıyla teşekkürlerimi sunarım.

PINTECH isimli bilgisayar programının geliştirilmesi ve uygulamaların yapılmasında sağladığı olanaklardan dolayı Yıldız Üniversitesi Elektronik Hesap Bilimleri Araştırma Merkezine, gerçek sistemlere uygulamalarda gerekli olan çeşitli ünite verilerini verdikleri için TÜPRAŞ ve YARPET kuruluşlarının ilgili personeline ve tasarım verilerinde yardımcı olan ALARKO ve KOMSAN yetkililerine teşekkürü bir borç bilirim.

Gösterdikleri ilgi ve yardımları için Kimya Mühendisliği Bölümü öğretim üyelerine ve araştırma görevlisi arkadaşlarıma, ve ayrıca bu tezin daktilo edilmesinde gösterdiği titizlik ve sabır için Muray Şakar'a içtenlikle teşekkür ederim.

Son olarak da, yalnızca tez çalışmam süresince değil de aynı zamanda tüm yaşantım boyunca, bana destek oldukları için bu tezi anne ve babama ithaf edip kendilerine sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

İÇİNDEKİLER

Teşekkür	i
Özet	ii
Abstract	iii
Simge Listesi	iv
Çizelge Listesi	vii
Şekil Listesi	x
1. GİRİŞ	1
2. DARBOĞAZ TEKNOLOJİSİ	3
2.1 ISI-DEĞİŞTİRİCİ AĞLARININ OPTİMUM SENTEZİ	3
2.1.1. Darboğaz ve Minimum Enerji Hedeflerinin Bulunması	3
2.1.2. Darboğazın Önemi	6
2.1.3. Isı Ağının Yatay Akım ile Gösterilmesi	7
2.1.4. Darboğaz Tasarım Yöntemi	8
2.1.5. Kapital Hedefleri ve Ekonomik Optimum Isı Ağının Sentezi	11
2.2 ÜTİLİTELERİN ENTEGRASYONU	16
2.2.1. Tüm Bileşik Entalpi Eğrisi	16
2.2.2. Ütilitelerin Optimizasyonu	17
2.2.3. Isı Makinaları ve Isı Pompalarının Entegrasyonu	20
2.3 ESNEK ISI AĞI TASARIMI VE DUYARLIK ÇİZELGELERİ	25
2.4 KURULU FABRİKALARIN OPTİMUM TASARIMI	29
2.5 AYIRICILARIN TÜM KİMYASAL PROSES İÇİNE ENTEGRASYONU	34
2.6 REAKTÖRLERİN TÜM KİMYASAL PROSES İÇİNE ENTEGRASYONU	39
2.7 SOĞAN MODELİ VE PROSES ENTEGRASYONU	43
3. DARBOĞAZ TEKNOLOJİSİ İÇİN GELİŞTİRİLEN PİNTECH BİLGİSAYAR	
PROGRAMININ İÇERİĞİ	45
3.1 ANA PROGRAM	45
3.2 ALT PROGRAMLAR	47

	Sayfa
3.3 PINTECH TASARIM PROGRAMI İLE ÖRNEK UYGULAMA	50
4. UYGULAMALAR VE TARTIŞMA	61
4.1 HAM PETROL ÜZERİNDE BİR UYGULAMA (TÜPRAŞ)	61
4.2 STİREN MONOMER ÜZERİNE BİR UYGULAMA (YARPET)	93
4.2.1. Katalitik Kondensasyon Ünitesi	93
4.2.2. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi	109
5. SONUÇLAR VE ÖNERİLER	127
KAYNAKÇA	128
EKLER	132
EK1. Darboğazın Oluşmadığı Problemler	132
EK2. Duyarlık Çizelgeleri	133
EK3. Akımların ve Isı-değiştiricilerin Tasarım Değişkenlerinin . . Hesaplanması	139
EK4. Alanı Bilinen Isı-değiştiriciler Akım Üzerinde Kaydırılır- ken Kullanılan Formüller	143
EK5. Kabuk Sayısı ve Çok Boru Geçiş Düzeltme Faktörünün Hesaplan- ması	144
ÖZGEÇMİŞ	146

ÖZET

Günümüzde enerji maliyetinin yüksek olması dolayısıyla proseslerde kullanılan ısının en optimal şekilde entegrasyonu çok önemli bir konudur. Bu amaçla geliştirilen darboğaz teknolojisi, bir çok ayrıntısına rağmen, etkin bir yöntem olarak gözükmektedir. Burada, darboğaz teknolojisini uygulayan PINTECH adında bir bilgisayar programı geliştirilmiştir. Çalışma sunulurken darboğaz teknolojisine ilişkin çeşitli kuramsal yaklaşımlar anlatılmış ve çeşitli örneklerle konuya açıklık getirilmiştir. Daha sonra da darboğaz teknolojisinin gerçek bir sisteme uygulanabilirliğini göstermek için petrol arıtma endüstrisinden ve petrokimya endüstrisinden örnekler verilmiştir. Bu iki endüstri dalında da yapılan ısı entegrasyonu çalışmaları sonucunda ısının daha verimli kullanılabilceği ek yatırımlar gereken durumlarda 1-2 yıllık sürelerde geri ödemenin olabileceği ve ilgili kuruluşların enerji tüketimi açısından daha kârlı çalışabilecekleri ortaya konmuştur.

ABSTRACT

Nowadays, due to the high prices of energy, the most optimal integration of heat used in processes, has become an important issue. Pinch technology, developed for this purpose, in spite of its tedious details, appears to be an efficient method. In this work, a computer code entitled PINTECH, which applies pinch technology in a practical manner, has been developed. The work done here is first presented in the form of various conceptual approaches concerning the pinch technology and their illustrations by representative examples. Then, in order to show the applicability of the pinch technology to real situations, examples from a petroleum refinery and a petrochemical plant were studied. The heat integration study undertaken for these two types of industries showed that heat could be more efficiently used; payback periods of 1-2 years were sufficient, in cases where extra investment were needed, and the related industries could operate more profitably from energy consumption point of view.

SİMGE LİSTESİ

- A : ısı-değiştirici alanı.
- A_{min} : minimum ısı-değiştirici alanı.
- a_i : ısı-değiştirici, yatırım maliyeti eşitliği parametresi.
- B : 20 no.lu eşitlikte tanımlanır.
- b_i : ısı-değiştirici yatırım maliyeti eşitliği parametresi.
- C : ısı ağının toplam yıllık maliyeti.
- $\triangle C$: kontrol edilen parametre.
- CA_i : ısı ağında i. birim maliyeti.
- CC_i : i biriminin dışarıdan soğutma maliyeti.
- CH_j : j biriminin dışarıdan ısıtma maliyeti.
- c_i : ısı-değiştirici yatırım maliyeti eşitliği parametresi.
- CPC : soğuk akımın toplam ısı sığası.
- CPH : sıcak akımın toplam ısı sığası.
- CP : toplam ısı sığası.
- $\overline{C_p}$: ısı sığası.
- $\triangle D$: düzeni bozulan parametre.
- F_i : sistemde i aralığına giren ısı akışı.
- F_T : çok tüp geçiş düzeltme faktörü.
- H : entalpi.
- ΔH_{ij} : j akımının i aralığındaki entalpi farkı.
- h_i : i akımının ısı aktarım katsayısı.
- \dot{m} : kütle debisi.
- N : proses akımları ile ısıtıcı ve soğutucu akımların sayısı.
- NC : soğuk akım sayısı.
- NE : eşitleme sayısı.

- NH : sıcak akım sayısı.
- Q : bir sisteme giren veya çıkan ısı miktarı.
- Q_{Hmin} : minimum dışarıdan ısıtma gereksinimi.
- Q_{Cmin} : minimum dışarıdan soğutma gereksinimi.
- Q_a : bir reaktörde ürün veya girdilerin darboğazın yukarisından darboğaza kadar entalpi farkı.
- Q_b : bir reaktörde ürün veya girdilerin darboğazın aşağısından darboğaza kadar entalpi farkı.
- Q_i : sisteme giren ısı.
- Q_{kay} : kaynatıcının aldığı ısı.
- Q_o : sistemden çıkan ısı.
- Q_r : kimyasal enerji.
- $Q_{yoğ}$: yoğuşturucunun verdiği ısı.
- q_{ij} : i akımının j aralığındaki entalpi değişimi.
- R : 20 no.lueşitlikle tanımlanır.
- R_{ex} : ekzotermik reaktör.
- R_{en} : endotermik reaktör.
- T : sıcaklık
- T^* : ara sıcaklık.
- $T_ç$: çevre sıcaklığı
- \hat{T}_i : bir i noktasında, iki değişik zamandaki sıcaklık değişimi.
- $\hat{T}_i < TS_j >$: T_i sıcaklığının, j akımının besi sıcaklığının farklılaşmasından kaynaklanan değişimi.
- $\hat{T}_i < CP_j >$: T_i sıcaklığının, j akımının toplam ısı sığası farklılaşmasından kaynaklanan değişimi.
- $\hat{T}_i < UA_j >$: T_i sıcaklığının, j ısı-değiştiricinin (UA)'sının farklılaşmasından kaynaklanan değişimi.
- T_o : hedef sıcaklığı

T_s	: besi sıcaklığı.
t	: bir yıllık çalışma saati.
ΔT_{1m}	: sıcaklık farkının logaritmik ortalaması.
ΔT_{1m_c}	: düzeltilmiş ΔT_{1m} .
ΔT_{min}	: minimum sıcaklık farkı.
U	: ısı-değiştiricinin toplam ısı aktarım katsayısı.
u_{ci}	: bir saatte kullanılan soğutma miktarı.
u_{hj}	: bir saatte kullanılan ısıtma miktarı.
u_{min}	: ısı aktarım ağında minimum birim sayısı.
W	: iş.

Grek simgeleri

α	: 21 no.lu eşitlikle tanımlanır.
ℓ	: 14 no.lu eşitlikle tanımlanır.
η_E	: verimlilik.
γ	: yıllık geri ödeme yüzdesi.

ÇİZELGE LİSTESİ

ÇİZELGE	Sayfa
2.1. Örnek Problemin Akım Verileri	5
2.2. Örnek Problem için Algoritma Çizelgesi	5
4.1. Ham Petrol Ünitesinde Proses Akım Verileri	64
4.2. Ham Petrol Ünitesinde Mevcut Isı-değiştiriciler	67
4.3. Ham Petrol Ünitesinde Dışarıdan Enerji Kullanan Mevcut Isı-değiştiriciler	69
4.4. Ham Petrol Ünitesinde Isı Ağı Tasarımı İçin Gerekli Olan Maliyet Verileri	74
4.5. Ham Petrol Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları	74
4.6. Ham Petrol Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı Ağında Boyutları Büyültülen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler.	76
4.7. Ham Petrol Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı Ağında Boyutları Küçültülecek Isı-değiştiriciler	77
4.8. Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 2. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları	79
4.9. Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 2. Isı Ağında Boyutları Büyültülen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler.	79
4.10. Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 2. Isı Ağında Boyutları Küçültülecek Isı-değiştiriciler	81
4.11. Ham Petrol Ünitesi İçin Önerilen 3. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları	83
4.12. Ham Petrol Ünitesi İçin Önerilen 3. Isı Ağında Boyutları Büyültülen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler	83
4.13. Ham Petrol Ünitesi İçin Önerilen 3. Isı Ağında Boyutları Küçültülecek Isı-değiştiriciler.	85

	Sayfa
4.14. Varolan Akım Verileriyle Yeni Kurulabilecek Bir Ham Petrol Ünitesi İçin Önerilen Isı Ağı Tasarımı Sonuçları	87
4.15. Katalitik Kondensasyon Ünitesinde Proses Akım Verileri	95
4.16. Katalitik Kondensasyon Ünitesinde Mevcut Isı-değiştiriciler	97
4.17. Katalitik Kondensasyon Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları	100
4.18. Katalitik Kondensasyon Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı Ağında Boyutları Değiştirilen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler	101
4.19. Katalitik Kondensasyon Ünitesi İçin Önerilen 2. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları	102
4.20. Katalitik Kondensasyon Ünitesi İçin Önerilen 2. Isı Ağında Boyutları Değiştirilen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler	103
4.21. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesinde Proses Akım Verileri	112
4.22. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesinde Mevcut Isı-değiştiriciler	114
4.23. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları	117
4.24. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı Ağında Boyutları Değiştirilen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler	118
4.25. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi İçin Önerilen 2. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları	120
4.26. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi İçin Isı ve Güç Entegrasyonu Sonucunda Önerilen 2. Isı Ağında Boyutları Değiştirilen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler	121

	Sayfa
E.1. T(Ts) Duyarlık Çizelgesi	133
E.2. T(CP4) Duyarlık Çizelgesi	134
E.3. T(UA) Duyarlık Çizelgeleri	135
2.1. (a) Kuvvetli sınırların çizilmesi, (b) Sıcaklık ve diğer ölçümler için ölçümler	4
2.2. Yerleşim alanlarının sınırlarının kayı ve kayıtlar bilgileri	6
2.3. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	7
2.4. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	8
2.5. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını ve bir yerleşim alanının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	11
2.6. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	14
2.7. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	14
2.8. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	16
2.9. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	17
2.10. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	18
2.11. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	19
2.12. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	20
2.13. (a) Yerleşim alanlarının sınırlarını, (b) Yerleşim alanlarının kayı ve kayıtlar bilgilerini	21

ŞEKİL LİSTESİ

ŞEKİL	Sayfa
2.1. (a) Bileşik entalpi eğrilerinin oluşturulması, (b) Sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri	4
2.2. Proses ısı aktarım sistemlerinin kuyu ve kaynak bölgeleri	6
2.3. (a) Darboğazda ısı aktarımı, (b) Kuyuda soğutma, (c) Kaynakta ısıtma	7
2.4. (a) Kuyu bölgesi tasarımı, (b) Kaynak bölgesi tasarımı . .	8
2.5. (a) Minimum enerji tasarımı ve bir ısı yükü döngüsü . . . (b) Isı yükü döngüsü kaldırıldıktan sonra ısı yükü yolu ile ΔT_{min} 'u eski değerine getirme	11
2.6. $\Delta T_{min} = 8.9^{\circ}\text{C}$ olarak alındığında, a) $u = 7$ (minimum . . . enerji tasarımı); b) $u = 6$; c) $u = 5$ (minimum birim tasarımı) birim sayıları için değişik tasarımlar.	14
2.7. (a) Minimum enerji, (b) Minimum enerji tasarımı için . . minimum yüzey alanı, (c) Minimum enerji tasarımı için . . minimum birim sayısı hedeflerinin, ΔT_{min} ile değişimi . .	15
2.8. ΔT_{min} 'un ısı ağı maliyetine karşı çizimi	16
2.9. Tüm bileşik entalpi eğrisinin grafiksel olarak çizilmesi. (a), (b) Soğuk ve sıcak akımların ara sıcaklıklarının . . bulunup ilgili ısı yüklerinin belirlenmesi; (c) Tüm . . . bileşik entalpi eğrisi	17
2.10. Tüm bileşik entalpi eğrisinin yorumu	18
2.11. Tüm bileşik entalpi eğrisinden yararlanılarak ütilite . . sıcaklıklarının saptanması	19
2.12. (a) Yeni sıcak ütilitenin yerleştirilmesi, (b) Minimum ısıtma gereksiniminin dağıtılması, (c) Ütilite darboğazının gösterilmesi	20
2.13. Isı makinasının darboğaza göre sisteme yerleştirilmesi.	21

	Sayfa
2.14. Isı makinasının uygun bir şekilde yerleştirilmesi için . . . yük ve seviye sınırları	22
2.15. Isı makinası çıkış akımının darboğazın yukarısına enteg- rasyonu	23
2.16. Isı pompasının darboğaza göre yerleştirilmesi	25
2.17. Isı pompası çevrimlerinin tüm bileşik entalpi eğrisinde gösterilmesi	25
2.18. (a) Isı-değiştirici ağının temel durumu, (b) Isı ağında olabilecek değişikler ve duyarlık çizelgeleri için sıcaklıkların numaralandırılması, (c) Esnek ısı ağı . . .	27
2.19. Tek bir ısı-değiştirici	27
2.20. Enerji hedeflerinin ısı-değiştirici alanı hedefine karşı- lık çizimi.	30
2.21. (a) Bileşik eğriler arasında dikey eşlemeler, (b) Bileşik eğriler arasında çapraz eşlemeler	31
2.22. Geri-ödeme süresinin fonksiyonu olarak enerji tasarrufu ile yatırım arasındaki ilişki	32
2.23. Sabit alan verimliliği ile tasarım için sınır oluşturul- ması	33
2.24. En iyi yenileştirme tasarımlarının bulunduğu bölge	33
2.25. İstenilen bir geri-ödeme süresinde optimum ΔT_{min} 'un . . bulunması	34
2.26. (a) Darboğazdan ısı aktaran ısı-değiştirici ağı, (b) Yeni ısı ağı tasarımı	34
2.27. Farklı ayırıcıların T - Q profilleri	35
2.28. Ayırıcıların darboğaza göre sisteme entegrasyonu	36
2.29. Darboğazdan ısı geçirmeyen damıtma kolonları	37
2.30. Tüm bileşik eğriyle uyuşmayan bir ayırıcı	38
2.31. Tüm bileşik eğriyle uyuşan bir ayırıcı	38

	Sayfa
2.32. Sürekli reaktörlerin enerji dengelerinin şematik olarak gösterilmesi: (a) Adyabatik çalışma, (b) İzotermal çalışma	40
2.33. Ekzotermik bir reaktörün enerji entegrasyonu	40
2.34. Endotermik bir reaktörün enerji entegrasyonu	40
2.35. (a) Ekzotermik reaktör sistemi, (b) Proses sıcaklık profili, (c) Reaktör akımları, (d) Reaktörün darboğazın yukarısına entegrasyonu	42
2.36. Reaktör profili ile proses profilinin eşleştirilmesi . .	42
2.37. Proses tasarımının soğan modeli ile gösterilmesi	43
2.38. Ütilite tüketimini azaltmak için artı/eksi prensibine göre olabilir proses değişikliklerinin yönlendirilmesi	44
3.1. PINTECH tasarım programının akım şeması	46
4.1. Ham petrol ünitesinin proses akım şeması	62
4.2. Ham petrol ünitesinin mevcut ısı-değiştirici ağı	63
4.3. Ham petrol ünitesinde minimum sıcaklık farkının minimum ısıtma gereksinimine etkisi	70
4.4. Ham petrol ünitesi sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğri-leri	71
4.5. Ham petrol ünitesi tüm bileşik entalpi eğrisi	72
4.6. Ham petrol ünitesi için önerilen 1. ısı-değiştirici ağı	73
4.7. Ham petrol ünitesi için önerilen 2. ısı-değiştirici ağı	78
4.8. Ham petrol ünitesi için önerilen 3. ısı-değiştirici ağı	82
4.9. Varolan akım verileriyle yeni kurulabilecek bir ham petrol ünitesi tasarımı için önerilen ısı ağı	86
4.10. Ham petrol ünitesinde Al kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	88

	Sayfa
4.11. Ham petrol ünitesinde A2 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	90
4.12. Ham petrol ünitesinde A3 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	91
4.13. Ham petrol ünitesinde A4 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	92
4.14. Katalitik kondensasyon ünitesinin proses akım şeması	94
4.15. Katalitik kondensasyon ünitesinin mevcut ısı-değiştirici ağı	95
4.16. Katalitik kondensasyon ünitesinin sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri	98
4.17. Katalitik kondensasyon ünitesinin tüm bileşik entalpi eğrisi	99
4.18. Katalitik kondensasyon ünitesi için önerilen 1. ısı-değiştirici ağı	100
4.19. Katalitik kondensasyon ünitesi için önerilen 2. ısı-değiştirici ağı	102
4.20. Katalitik kondensasyon ünitesinde A1 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	104
4.21. Katalitik kondensasyon ünitesinde A2 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	106
4.22. Katalitik kondensasyon ünitesinde A3 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	107
4.23. Katalitik kondensasyon ünitesinde D1 reaktörünün sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	108
4.24. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin proses akım şeması	110

	Sayfa
4.25. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin mevcut ısı-değiştirici ağı	111
4.26. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri	115
4.27. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin tüm bileşik entalpi eğrisi	116
4.28. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesi için önerilen 1. ısı-değiştirici ağı	117
4.29. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesi için ısı ve güç entegrasyonu sonucunda önerilen 2. ısı ağı	119
4.30. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinde A2 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	123
4.31. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinde A3 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	124
4.32. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinde A4 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	125
4.33. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinde 3 seri endotermik reaktörün sıcaklık profillerinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması	126
E.1.1. (a), (b) Darboğazı olan problemler, (c) Eşik problemi	132
E.4.1. Bir ısı-değiştirici	143

1. GİRİŞ

Kimyasal maddelere, minerallere, metallere, kağıt, yiyecek, içecek ve diğer organik maddelere ilişkin endüstri dallarında enerji kullanımının önemli bir yeri vardır. Materyalin değişime uğradığı bu tür endüstrilerde enerji maliyeti toplam üretim maliyetinin önemli bir kısmını kapsar. Bu maliyeti minimum düzeyde tutmak ancak proseslerin ısı entegrasyonlarının optimizasyonu ile sağlanır.

Bu konuda endüstride en çok etkinliğini belli eden çalışma "Darboğaz Teknolojisi" adı altında gelişmektedir (1,2,3). İlkönceleri yalnızca optimum ısı-değiştirici ağlarının tasarımında kullanılan darboğaz yöntemi, zamanla; ısıtma ve soğutma sistemlerinin optimizasyonu, kurulu fabrikaların optimizasyonu, proses optimizasyonu ve esnek ısı ağı tasarımı konularında da kullanılmaya başlanmıştır. Bu yöntem ile ısı entegrasyonuna yepyeni bir bakış açısı getirilerek, reaktör, damıtma kolonu, buharlaştırıcı, ısı pompası, ısı makinası v.b. birimlerin tüm proses içine entegrasyonları üzerinde çalışmalar yapılmıştır. Ayrıca çıkış kalitesini geliştirmek ürün alınışını artırmak gibi problemlerin çözümü de araştırılmıştır.

Isı aktarım ağlarının tasarımına ait çalışmalar darboğaz noktasının bulunması ile (4,5) yeni bir evreye girmiştir. Darboğaz kavramının açıklanmasından önceki yöntemler (6,7,8,9,10,11), aşırı bilgisayar zamanı ve yükleme gereksinimi olan matematiksel yaklaşım ile, hızlı olmakla birlikte başarısız sonuç verme olasılığı olan pratik kurallara dayalı yaklaşımları kapsar. Darboğaz teknolojisinde ise pratik kuralardan ziyade kavramsal anlayış ön plândadır ve karmaşık matematiksel çözümler yerine basit matematik işlemlerden yararlanır. Daha önceleri ısı ağı tasarımında yalnızca termodinamiğin birinci yasası kullanılırken darboğaz kavramı ile ikinci yasadandan da yararlanılmıştır. Darboğaz teknolojisinde problem verilerinin termodinamik analizi yapılarak darboğazın özelliklerinin tümüyle değerlendirilmesi ile kısa zamanda optimum ısı ağları elde edilir. Bu yöntemin basit olması ve az zaman alması, ağ entegrasyonu ile proses tasarımı arasındaki etkileşmeyi inceleme olanağını verir ve problem verilerinde yapılabilecek değişikliklerle

proses optimizasyonunu sağlamaya yönelik çalışmalar yapılabilir.

Bugüne kadar yayınlanan çalışmalarda darboğaz yönteminin el hesaplamaları ile uygulandığı görülür (12,13). Tasarımın söz konusu olduğu yerlerde bilgisayardan kara kutu olarak bahsedilir (14). Buna neden olarak da bilgisayarda uygulanan yöntemlerin yalnızca matematiksel olması ve mühendisi tasarım işinin dışında bırakması gösterilir. Tasarımın yaratıcılık isteyen bir olgu olduğu savına dayanarak, mühendisin olanağı olduğu sürece kendi kararlarını kendisinin alması gerektiği düşüncesi gerçekçi olmasına karşın, tasarım işinde bilgisayardan yararlanmamak da çalışmaların o denli yavaş gitmesine neden olabilir. Özellikle, kimyasal proseslerin entegrasyonunda boyutların çok büyük olması ve darboğaz teknolojisi ile yapılan çalışmalarda bir çok değişkenin etkilerinin incelenmesi çok zaman alıcı olabilir.

Bu düşünceden yola çıkarak, bu çalışmada, yaratıcılığı engellemeyen, aksine değişik seçenekleri göstererek yardımcı olan ve/veya geliştiren, alışlagelmiş bilgisayar programlarının dışında bir tasarım programı geliştirilmiştir. Darboğaz teknolojisi için PINTECH adıyla geliştirilen bu bilgisayar programında akım verilerinin değerlendirilmesi ile proses birimleri optimum şekilde birbirlerine bağlanıp tüm kimyasal prosesin enerji entegrasyonu yapılabilmektedir.

2. DARBOĞAZ TEKNOLOJİSİ

En iyi tasarlanmış kimya mühendisliği birim işlemleri bile eğer uygun olmayan konumlarda bir araya getirilirse, sonuçta verimsiz çalışan bir prosesi oluştururlar. Son yıllarda gelişen darboğaz yöntemi ile yapılan çalışmalarda kimyasal proseslerin bütün birimlerini içeren entegrasyonlar ile önemli miktarlarda enerji tasarrufu sağlanabilmektedir. Bu bölümde hem kuramsal olarak darboğaz teknolojisi ile ilgili yaklaşımlar açıklanırken, hem de bu yaklaşımları desteklemek için açıklayıcı uygulamalar yapılmıştır.

2.1. ISI-DEĞİŞTİRİCİ AĞLARININ OPTİMUM SENTEZİ

Bir kimyasal proste reaktör, damıtma kolunu, buharlaştırıcı v.b. birimlere akan veya bu birimlerden çıkan NH sayıda soğutulması istenen sıcak akım ile NC sayıda ısıtılması istenen soğuk akım vardır. Bu akımlar ile bu akımlar arasında ısı alış-verişini sağlayan ısı-değiştiriciler ve dışarıdan enerji kullanımını sağlayan ısıtıcı ve soğutucular grubu ısı-değiştirici ağı olarak tanımlanır. Bir ısıyı geri kazanım ağı probleminde, proses akımlarının besî ve hedef sıcaklıkları ile toplam ısı sığaları[†] veri olarak alınır. Proses entegrasyonu çalışmasında kullanılabilir enerji değerlendirilip, sıcak ve soğuk ütilite[†] ile yatırımın toplam yıllık maliyeti en aza indirilecek şekilde ısı-değiştirici ağlarının tasarımı yapılır.

2.1.1. Darboğaz ve Minimum Enerji Hedeflerinin Bulunması

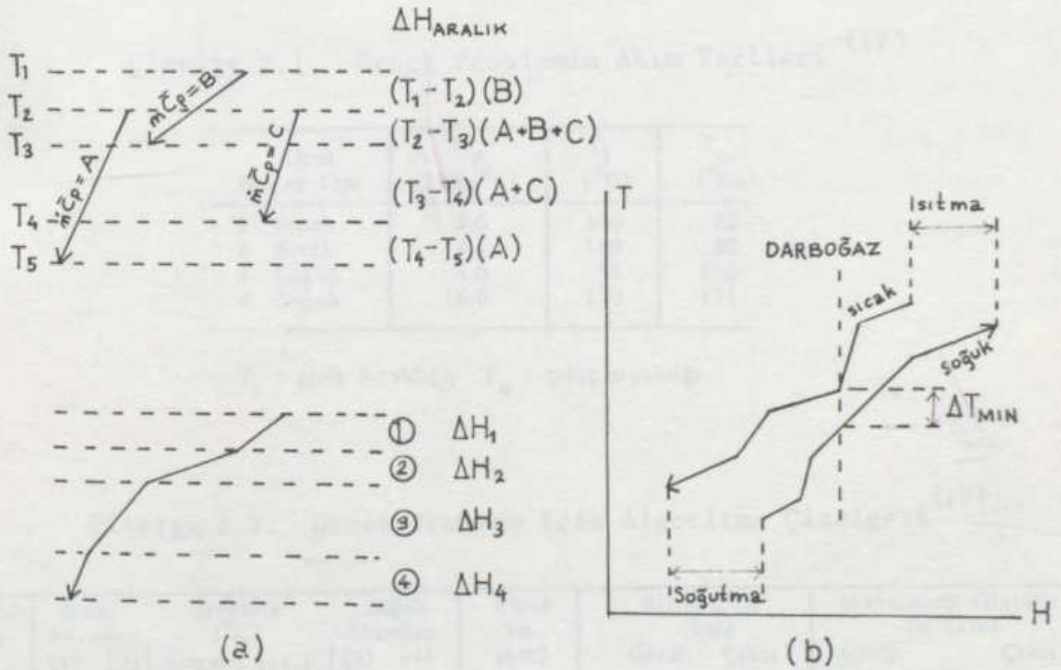
Darboğaz teknolojisi, prosesin bir ısı akış analizi ile başlar. Bunun için sıcak ve soğuk akım sistemleri bir sıcaklık-entalpi diyagramında, her sistem için ayrı bir kümülatif entalpi eğrisi oluşturacak şekilde birleştirilir (Şek. 2.1. a). Akımların aynı sıcaklık aralıklarının

† Akım sıcaklığını 1°C artırmak için gereken toplam ısı miktarı.

Akım ısı sığası ile kütle akısının çarpımı.

† Isı alış-verişinin gerçekleştiği sistem dışındaki bir ortam.

daki ısı miktarının toplanması ile elde edilen bu sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri ile (15,16) prosesdeki bütün ısı akışı bir ters akımlı konuma indirgenmiş olur (Şek. 2.1. b). Sıcaklıklar belirli olduğu için iki eğrinin konumu dikey eksende sabittir. Fakat entalpiler mutlak olmayıp göreceli değerleri gösterir. Dolayısıyla, eğriler yatay eksen boyunca birbirlerine daha yakın olacak şekilde hareket ettirilebilir. İki eğri, aralarındaki minimum dikey uzaklık, olabilir minimum sıcaklık farkına (ΔT_{\min}) eşit olacak bir konuma getirilir. İşte, sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri arasındaki bu iki en yakın noktaya "darboğaz" adı verilir (Şek. 2.1. b). İki eğrinin dikey olarak üst üste geldiği yerler proses içinde olabilecek maksimum ısı alış-verişini gösterir. Eğrilerin üst bitimleri arasında entalpi farkı prosesin minimum sıcak ütilite gereksinimini, alt bitimleri arasındaki entalpi farkı ise minimum soğuk ütilite gereksinimini verir



Şekil 2.1. (a) Bileşik entalpi eğrilerinin oluşturulması. (b) Sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri.

Darboğazın yeri ve minimum enerji hedefleri, "Problem Çizelge Algoritması" (4,15) kullanılarak da bulunabilir. Bu algoritmanın Çizelge

2.1'deki örnek probleme uygulanması Çizelge 2.2 üzerinde izlenebilir. Problem çizelgesinde (Çizelge 2.2) bilinen akım verileri optimum sıcaklık aralıklarına bölünür. Bu aralıklar ΔT_{min} ile birbirlerinden ayrılmış sıcak ve soğuk akımların besisi ve hedef sıcaklıklarına bağlıdır. Aralıkların sıcaklıkları yukarıdan aşağıya azalacak şekilde solda gösterilir. Her sıcaklık aralığının ısı fazlası veya eksisi aşağıdaki entalpi denkliği ile hesaplanır.

$$\Delta T_{min} = (T_i - T_{i+1}) \left(\sum_j C_{PCj} - \sum_j C_{PHj} \right)_i \quad (1)$$

i aralığı, j ise aralıktaki akımı gösterir. Biriken ısıyı hesaplamak için birinci aralıkta sıfır ısı girdisi kabul edilir. Çıkan ısı ise girdi ısıya bu aralığın ısı yükü eklenerek hesaplanır. Bu son bulunan, bir

Çizelge 2.1. Örnek Problemin Akım Verileri (17)

Akım No ve Tipi	C_p (kW/°C)	T_i (°C)	T_o (°C)
1 Sıcak	3.0	360	70
2 Sıcak	4.5	160	80
3 Soğuk	4.0	35	270
4 Soğuk	6.0	130	175

T_i : giriş sıcaklığı; T_o : çıkış sıcaklığı

Çizelge 2.2. Örnek Problem için Algoritma Çizelgesi (17)

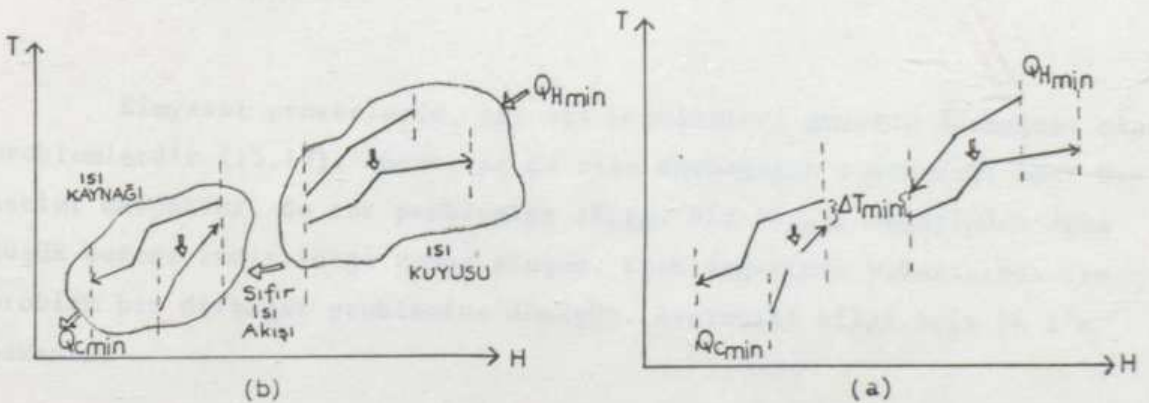
Sıcaklık Aralığı No	Sıcak Akımlar		Sıcaklık (°C)		Soğuk Akımlar		Eksik Isı (kW)	Biriken Isı (kW)		Maksimum Olabilir Isı (kW)	
	(1)	(2)	360.0	351.1	(3)	(4)		Girdi	Çıktı	Girdi	Çıktı
(1)	↓		278.9	270.0			-243.30	0.00	243.30	71.75*	315.05
(2)			183.9	175.0	↑		95.00	243.30	148.30	115.05	220.05
(3)		↓	160.0	151.1		↑	167.30	148.30	-19.00	220.05	52.75
(4)			138.9	130.0			52.75	-19.0	-71.75	52.75	0.00**
(5)		↓	80.0	71.1			-206.15	-71.75	134.40	0.00**	206.15
(6)			70.0	61.1			10.00	134.40	124.40	206.15	196.15
(7)			43.9	35.0			104.40	124.40	20.00	196.15	91.75***

* minimum ısıtma hedefi, ** darboğazda ısı akışı, *** minimum soğutma hedefi.

sonraki aralığın ısı girdisidir. Bu işlem bütün sıcaklık aralıklarında aynı şekilde tekrar edilir. Birinci aralığa giren ısı bütün aralıklar arasındaki biriken ısı geçişlerini pozitif veya sıfır yapacak kadar artırılarak her aralığın maksimum kabul edilir ısısı hesaplanır. Sonuçta, birinci aralığa giren ısı minimum dışarıdan ısıtma hedefini verir. Minimum soğutma hedefi ise en son aralıktan çıkan ısı miktarıdır. Çizelgedeki sıfır ısı geçiş noktası sistemin darboğazını gösterir.

2.1.2. Darboğazın Önemi

Bir ısı akış analizi ile bulunan darboğaz noktası, sistemi kuyu ve kaynak olmak üzere iki termodinamik bağımsız bölgeye ayırıp minimum ısıtma ve soğutma hedeflerini verir (15). Darboğazdan geçen ısı akışı sıfır birim olup darboğazın yukarısında 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. Dolayısıyla, bu bölgede de bir ısı kaynağı oluşmuş olur (Şek. 2.2).



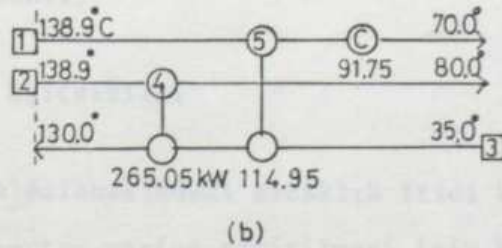
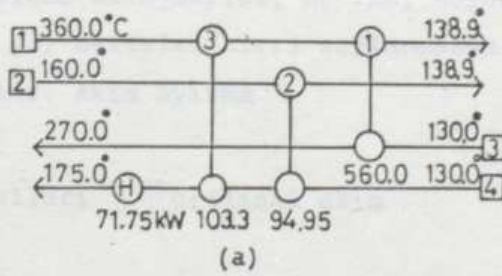
Şekil 2.2. Proses ısı aktarım sistemlerinin kuyu ve kaynak bölgeleri.

Isı potansiyelinin bu yapısını izleyerek, darboğazdan ısı geçirilmemeli, darboğazın aşağısında sistem ısıtılmamalı ve yukarısında so-

toplanırlar ve soldan sağa akarlar. Soğuk akımlar ise altta sağdan sola doğru akarlar. Proses ısı-değiştiricileri eşlenen akımlardaki daireleri birleştiren dikey çizgilerle gösterilir. Sıcak ve soğuk ütiliteler ise dairelerle gösterilir. Tasarıma başlarken akım verisi darboğazda ikiye bölünmüş olarak gösterilir (Şek. 2.4). Darboğazda tüm sıcak ve soğuk akımlar arasında ΔT_{\min} sıcaklık farkı vardır. Bu şekil kuyu ve kaynak olmak üzere birbirlerinden bağımsız iki tasarım çalışmasına olanak sağlar.

2.1.4. Darboğaz Tasarım Yöntemi

Darboğaz Tasarım Yöntemi (18) ile problem verilerinin termodinamik analiz sonuçları tasarıma yansıtılarak kısa zamanda optimum ısı ağları elde edilir. Darboğaz, bir ısı ağı probleminin en kısıtlı bölgesini gösterir. Bu özellikten dolayı, Darboğaz Tasarım Yöntemi'nde tasarıma darboğazda başlanır ve ilk 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.



Şekil 2.4. (a) Kuyu bölgesi tasarımı. (b) Kaynak bölgesi tasarımı.

Darboğazda, en azından bir tarafında ΔT_{min} sıcaklık farkı olan ısı-değiştiricileri, "darboğaz ısı-değiştiricileri" olarak tanımlanırlar. Örneğın, Şekil 2.4 a'daki 1 ve 2 ve Şekil 2.4 b'deki 4 numaralı ısı-değiştiricileri darboğaz ısı-değiştiricileridir. Darboğaz ısı-değiştiricilerinin konumu ve yükleri Darboğaz Tasarım Yöntemi'nin 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 (Şek. 2.4).

a- Proses Akımlarının Sayısı

Darboğazın yukarısında soğutmadan sakınılarak darboğaz eşlemelerinin yapılabilmesi için

$$NH \leq NC \quad (2)$$

eşitsizliğı sağlanmalıdır. Darboğazın aşağısında ise,

$$NH \geq NC \quad (3)$$

eşitsizliğinin sağlanması ile ısıtmadan sakınılır.

Burada, NH sıcak akım sayısı, NC ise, soğuk akım sayısını göstermektedir. (2) ve (3) eşitsizlikleri sağlanmazsa akım ayırma ile yeni akım dalları yaratılır. Akım ayırma

$$(\Sigma CP)_{akım\ dalları} = CP_{orijinal\ akım} \quad (4)$$

eşitsizliğı ile sağlanır.

b- Akım Eşlemede CP Eşitsizliğı

Bir darboğaz eşlemesindeki sıcaklık itici kuvveti, darboğazdan sonra azalamaz. Bu şartın yerine getirilmesi için kuyu bölgesindeki darboğaz eşlemesinde

$$CPH \leq CPC \quad (5)$$

ve kaynak bölgesinde

$$CPH \geq CPC \quad (6)$$

eşitsizlikleri geçerli olmalıdır. Burada, CPH bir sıcak akımın toplam ısı sığası, CPC bir soğuk akımın toplam ısı sığasıdır. Eğer eşlemeler bu eşitsizlikleri sağlayacak şekilde düzenlenemiyorsa akım ayırma yapılır.

c- CP Farkı

Bu kriter, ağın tümüyle uygun olmayan eşlemelerini belirlemede yol gösterir. Darboğazın yukarısında

$$\begin{array}{r} NE \\ \Sigma (CPC - CPH) \leq \Sigma_{l=1}^{NC} CPC - \Sigma_{l=1}^{NH} CPH \end{array} \quad (7)$$

ve darboğazın aşağısında

$$\begin{array}{r} NE \\ \Sigma (CPH - CPC) \leq \Sigma_{l=1}^{NH} CPH - \Sigma_{l=1}^{NC} CPC \end{array} \quad (8)$$

eşitsizlikleri sağlanmalıdır. Burada NE eşleme sayısı olup ısı-değiştirici sayısını gösterir. Bu eşitsizliklere uyulmazsa minimum enerji kullanımına ters düşülür.

Isı-değiştiricilerdeki ısı yükleri ise minimum birim sayısı hedef eşitliğinin (2.1.5 Bölümünde 10 no.lu eşitlik) bir sonucu olan akım atma kuralı ile bulunur. Bu kurala göre, ısı-değiştiricinin ısı yükü eşlenen iki akımın herbirinin uç sıcaklıkları arasındaki entalpi farkı küçük olanın entalpisine eşdeğer olarak alınır ve bu akım geriye kalan tasarım çalışmasının dışında bırakılır. Akım atma kuralına bir örnek şöyle verilebilir. Örneğin, Şekil 2.4 a'daki 1 no.lu ısı-değiştiricinin yükü, üstünde olduğu 3 no.lu sıcak akımın uç sıcaklığı olan

bulunabilir. Minimum alan (14), eğriler üzerinde zıt akışlı ısı değişimi modelini uygulayarak aşağıdaki "Bath" formülü ile hesaplanabilir:

$$A_{\min} = \sum_{j=1}^{\text{entalpi aralıkları}} \frac{1}{\Delta T_{lmj}} \left(\sum_{i=1}^{j \text{ deki akımlar}} \frac{q_{ij}}{h_i} \right) \quad (9)$$

Burada, q_{ij} i akımının j aralığındaki entalpi değişimini ve h_i i akımının ısı aktarım katsayısını gösterir. Bu formülden, farklı enerji kazanma dereceleri ile yüzey alanı arasındaki alış verişi göstermek için yararlanılır. Aynı problemin farklı çözümlerinin, enerji kazanma dereceleri benzer olduğu sürece, genellikle, tüm yüzey alanlarının da birbirine yakın olduğu görülür. Dolayısıyla, bir ağıın tasarımında kapital maliyeti olarak minimum birim sayısı hedef alınır (14,15). Minimum birim sayısının genellikle proses akımlarının bir fonksiyonu olduğu gözlenmiştir. (19) ve bu

$$u_{\min} = N - 1 \quad (10)$$

denklemleri ile gösterilir. Burada, u_{\min} minimum birim sayısı, N proses akımları ile ısıtıcı ve soğutucu akımların sayısıdır.

Isı ağı probleminin minimum birim tasarımı bulmak için minimum enerji tasarımı başlangıç olarak alınır. Geri-beslemeli ısı yükü döngüleri ve ısı yükü yolları boyunca ısı yüklerinin taşınması ile birim sayısı azaltılır (17,20). Bir ısı ağı biriminden başlayıp yine aynı birime gelecek şekilde ağ üzerinde izlenen yol "geri-beslemeli ısı yükü döngüsü" olarak tanımlanır (Şek. 2.5 a). 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 (Şek. 2.5 b). Döngü boyunca yük taşınırken akım ısı yükleri kuru-

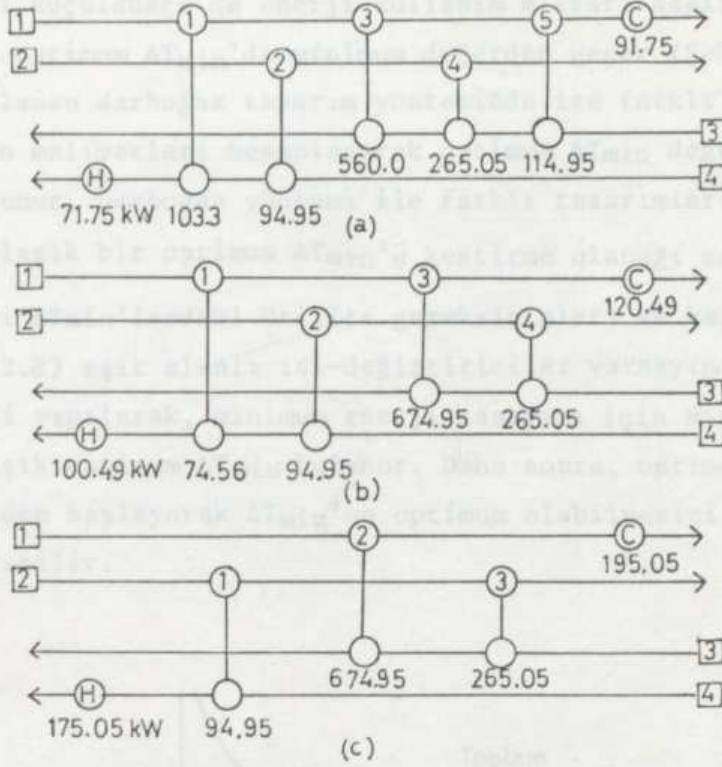
nur. Fakat ısı-değiştirici yükleri ve dolayısıyla ΔT_{min} değişir. İtici kuvvetleri eski durumuna getirmek için ise ısı yükü yollarından yararlanır. Bunun için, bir entalpi denkliği ile bulunan ısı yükü, yol üzerinde bir ısıtıcıya eklenir, bir ısı-değiştiriciden çıkarılır ve bu işleme, yük en sonunda bir soğutucuya ekleninceye kadar devam edilir. ΔT_{min} 'u eski değerine getirme, ısı yolu üstünde taşınılan yük miktarı kadar dışarıdan ısıtma ve soğutma yükünü artırır.

Minimum enerjiden minimum birim tasarımına geçerken darboğazdan en az ısı geçirecek şekilde birim azaltma aranmalıdır (18). 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 2.5 a'da da görüldüğü gibi 5 no.lu ısı-değiştirici ısıtıcı ve soğutucuya ayrıştırılırsa, darboğazdan 114.95 kW ısı geçer. Fakat ısı döngüsü ve ısı yükü yolu kullanılarak bir ısı denkliği yapılırsa 28.74 kW (=X) ısı geçirilerek (Şek. 2.5 b) birim sayısı bir tane azaltılır.

Darboğazı olan problemlerde minimum enerji kullanımı ile minimum birim sayısı çoğunlukla birbirlerine ters düşerler. Bu uygun düşme problemin darboğaz bölünmesinin bir sonucu olmaktadır. 10 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 alış-veriş yapmaya gerek duyulur (Şek. 2.6).

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 şöyle bulunur:

$$C = \gamma \left(\sum_{i=1}^{NU} C_{A_i} + t \left(\sum_{i=1}^{NC} C_{c_i} u_{c_i} + \sum_{j=1}^{NH} C_{H_j} u_{h_j} \right) \right) \quad (11)$$



Şekil 2.6. $\Delta T_{\min} = 8.9^{\circ}\text{C}$ olarak alındığında, (a) $u = 7$; (minimum enerji tasarımı); (b) $u = 6$; (c) $u = 5$ (minimum birim tasarımı) birim sayıları için değişik tasarımlar.

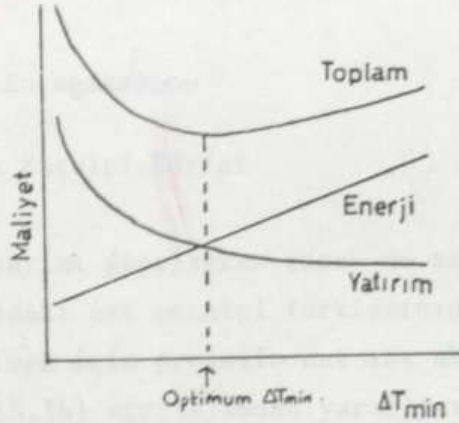
Burada, C yıllık toplam maliyeti, γ yıllık geri dönme yüzdesini, C_{A_i} i biriminin maliyetini, t bir yıllık çalışma saatini, C_{c_i} i biriminin dışarıdan soğutma maliyetini, u_{c_i} bir saatte kullanılan soğutma suyu miktarını, C_{H_j} j biriminin dışarıdan ısıtma maliyetini ve u_{h_j} ise bir saatte kullanılan ısıtma miktarını göstermektedir. Isı-değiştirici, ısıtıcı ve soğutucuların yatırım maliyeti ise

$$C_{A_i} = q_i + b_i A_i^{c_i} \quad (12)$$

bağıntısı ile hesaplanır. Burada A_i ısı aktarım alanını, a_i , b_i ve c_i ise çeşitli maliyet parametrelerini göstermektedir.

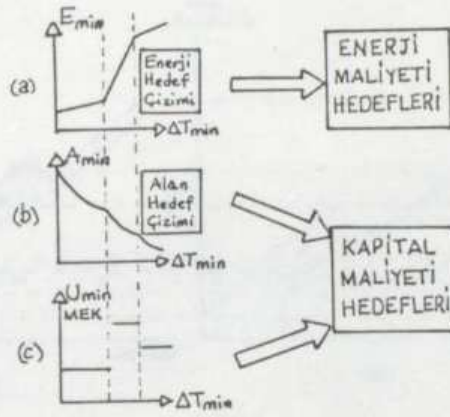
Isı entegrasyon yöntemlerinin bir çoğu ısı-değiştiricilerdeki minimum sıcaklık farkını sabit alarak ısının kazanılmasını gelişigüzel zorlarlar. Gerçekte, ΔT_{\min} değeri büyüdükçe ısı-değiştirici alanları,

ΔT_{min} değeri küçüldükçe de enerji kullanım miktarı azalır ve toplam ağ maliyeti optimum ΔT_{min} 'de minimum değerden geçer (Şek. 2.7). Kolay olarak uygulanan darboğaz tasarım yönteminde ise farklı ΔT_{min} 'lerdeki tasarımların maliyetleri hesaplanarak optimum ΔT_{min} değerleri kısa zamanda bulunur. Darboğaz yöntemi ile farklı tasarımların yapılmasından önce de yaklaşık bir optimum ΔT_{min} 'u kestirme olanağı vardır. Bunun için, farklı ΔT_{min} 'lerdeki ütilite gereksinimleri ve kapital hedeflerine göre (Şek. 2.8) eşit alanlı ısı-değiştiriciler varsayımı ile maliyet kestirimleri yapılarak, minimum enerji tasarımı için minimum maliyeti veren yaklaşık optimum ΔT_{min} bulunur. Daha sonra, optimuma çok yakın bu değerlerden başlayarak ΔT_{min} 'un optimum olabilmesini sağlayan çalışmalar yapılabilir.



Şekil 2.7. ΔT_{min} 'un ısı ağı maliyetine karşı çizimi.

Darboğaz yöntemi, ısının geri kazanılması enerji tasarrufu yapar fakat her zaman yeni yatırım gerektirir kanısına karşılık enerji ve yatırım maliyetlerinin birlikte azaltılabileceğini göstermiştir. Bu ilginç durum şu şekilde açıklanabilir. Ağlarda yatırım maliyetini etkileyen iki ana termodinamik etken vardır. Birisi, itici kuvvetlerin etkisi, diğeri ise ısı yüklerinin etkisi. Eğer itici kuvvetler azaltılırsa, daha az ütilite gereksinilir ve buna bağlı olarak tüm ısı yükü azalır. Dolayısıyla, yatırım maliyeti, azalan itici kuvvetlerle artarken, azalan ısı yükü ile de azalır.

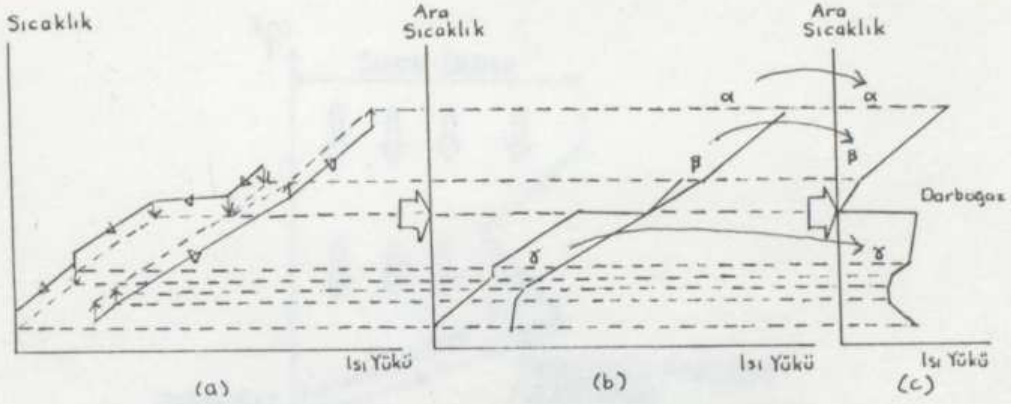


Şekil 2.8. (a) Minimum enerji, (b) minimum enerji tasarımı için minimum yüzey alanı, (c) minimum enerji tasarımı için minimum birim sayısı hedeflerinin ΔT_{min} ile değişimi

2.2. Ütilitelerin Entegrasyonu

2.2.1. 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 (15,16) eğrilerinden yararlanılır (Şek. 2.9 c). Tüm bileşik eğriler, sıcak ve soğuk ütilitelerin farklı sıcaklıklarda sağlanabilme olanaklarının araştırılması ve/veya proses birimlerinin tüm proses içine entegrasyonlarının yapılabilmesi için tasarıma yardımcı birer araç olarak kullanılır. Bu eğriler, Problem Çizelge Algoritması'nda hesaplanan maksimum olabilir ısının her aralıktaki sıcak ve soğuk akım sıcaklıklarının ortalama değerinde çizilmesi ile bulunur. Tüm bileşik entalpi eğrileri sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrilerinden yararlanarak grafiksel olarak da çizilebilir (Şek. 2.9). Bunun için, sıcak bileşik entalpi eğrisinin bütün sıcaklıkları $\Delta T_{min}/2$ kadar azaltılır. Soğuk bileşik entalpi eğrisinin ise $\Delta T_{min}/2$ kadar yükseltilir. Bu şekilde değiştirilen sıcaklıklar ara sıcaklıkları olarak adlandırılır. Daha sonra ara sıcaklıklarına karşı, her ara sıcaklığında iki eğri arasındaki entalpi farkı çizilerek tüm bileşik entalpi eğrisi bulunur.

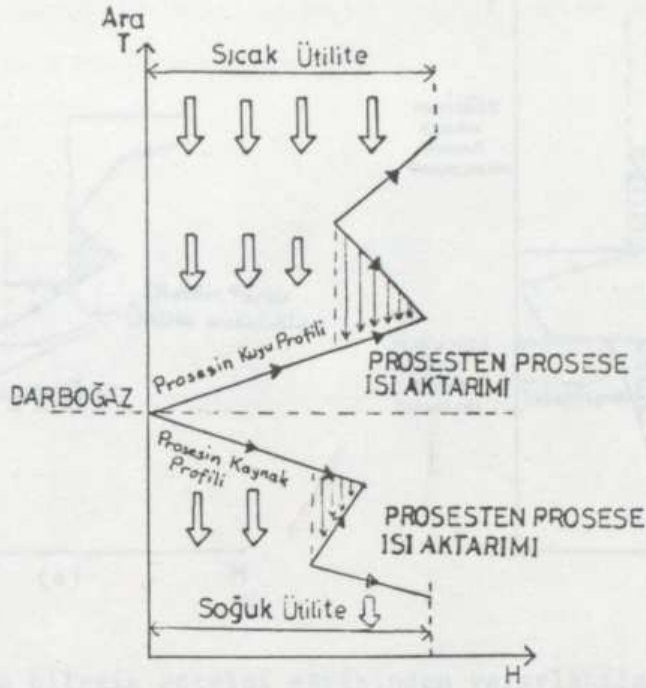


Şekil 2.9. Tüm bileşik entalpi eğrisinin grafiksel olarak çizilmesi, (a), (b) Soğuk ve sıcak akımların ara sıcaklıklarının bulunup ilgili ısı yüklerinin belirlenmesi; (c) tüm bileşik entalpi eğrisi.

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 üstüste geldiği yerler, eksi eğimli bileşik akımın sıcaklığının artı eğimli bileşik akımın sıcaklığından daha yüksek olması şartı ile, prosesden prosese dikey ısı aktarımının olduğu bölgeyi gösterir. Arta kalan bileşik akımlar darboğazın yukarısında prosesin kuyu profilini, darboğazın aşağısında ise kaynak profilini gösterir. Bu akımların hedef sıcaklıklarına ulaşabilmesi için ütilitelerden yararlanılır (Şek. 2.10).

2.2.2. Ütilitelerin Optimizasyonu

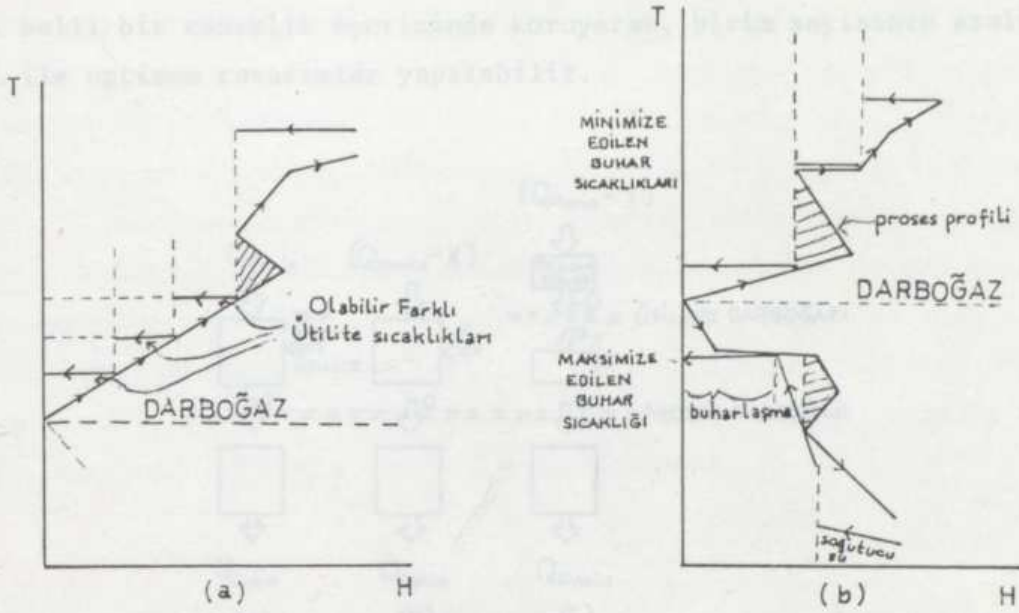
Enerji hedeflerini veren Problem Çizelge Algoritması'nda tüm sıcak ütilitenin en yüksek sıcaklıktaki soğuk akımı ısıtabilecek sıcaklıkta, tüm soğuk ütilitenin de en düşük sıcaklıktaki sıcak akımı soğutabilecek sıcaklıkta sağlandığı kabul edilir. Gerçekte, minimum sıcak ütilite tümüyle yalnızca en yüksek proses sıcaklığında değil de kısmen daha düşük sıcaklıklarda da sağlanabilir. Aynı durum soğuk üti-



Şekil 2.10. Tüm bileşik entalpi eğrisinin yorumu.

lite için de geçerlidir (Şek. 2.11 a). Yüksek sıcaklıktaki sıcak ütilite ile düşük sıcaklıktaki soğuk ütilite maliyetinin yüksek olması nedeni ile farklı sıcaklıklardaki ütilite kullanımından yararlanarak en az maliyeti olan ütilite kullanımının maksimize edilmesi gerekir (15,18). 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. Tüm bileşik eğrinin şekli çoğu kez ütilitelerin hangi sıcaklıklarda hangi yüklerle daha uygun kullanılabileceğini gösterir (Şek. 2.11 b).

Isı ağı probleminin kuyu bölgesine düşük sıcaklıkta yeni bir sıcak ütilitenin uygun olarak yerleştirilmesi Şekil 2.12 a'daki gibi gösterilebilir. Yüksek sıcaklıktaki ütilite yükü ($Q_{H_{min}} - X$), ikinci ütilitenin bulunduğu sıcaklığa kadar olan ısı gereksinimini ancak karşılayabilecek kadar değiştirilebilir ($Q_{H_{min}} - Y$). 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

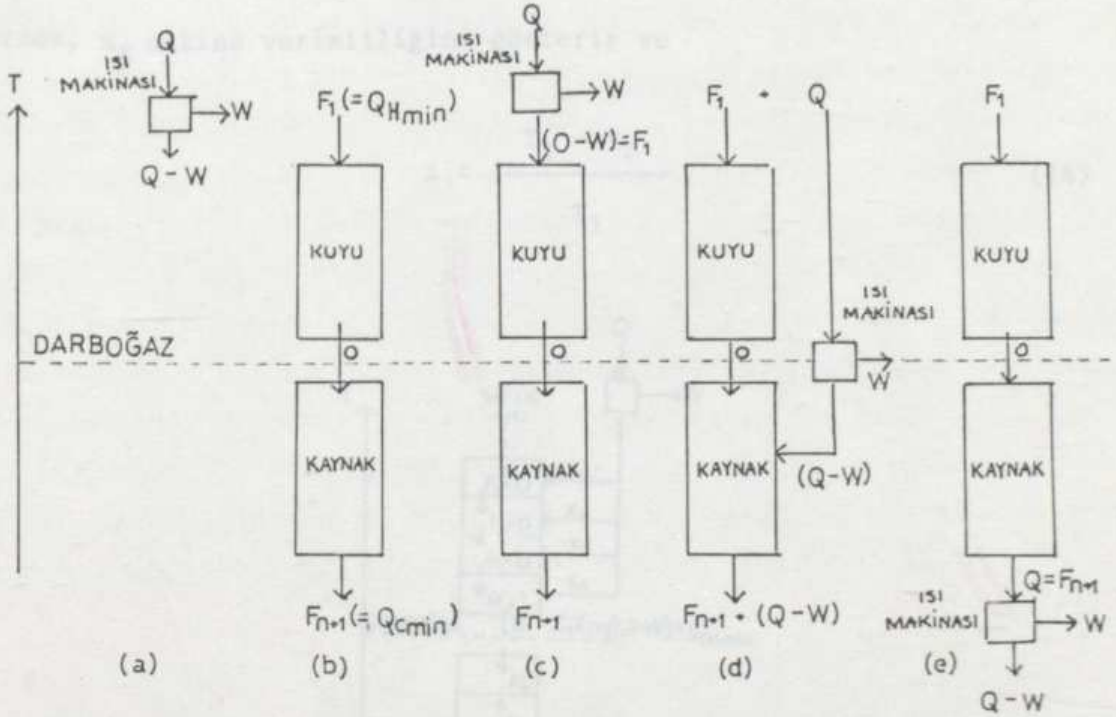


Şekil 2.11. Tüm bileşik entalpi eğrisinden yararlanılarak ütilite sıcaklıklarının saptanması.

bölgesi iki ayrı bölgeye ayrılır (Şek. 2.12). Kısaca, kuyu bölgesinde bir ütilite darboğazı yaratılması ile düşük sıcaklıktaki sıcak ütilite-nin 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 (Şek. 2.11 b).

Bu ısı aktarım ağı sentezi için, kuyu ve kaynak bölgelerinin ütilite darboğazları ile bölünmesiyle oluşturulan yeni bölgelerin ayrı ayrı tasarımları yapılır. Örneğin, Şekil 2.12'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. Ancak değişik ütiliteler ile tasarım yapılırken, farklı ütilite sıcaklık düzeylerinin kullanılması tasarımda karmaşıklık yaratır. 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 sıcaklık-

yukarısında yerleştirilmesi uygun olduğu için marjinal verimlilik % de 100'dür. Isı makinasının darboğazı geçecek şekilde yerleştirilmesi ise uygun değildir (Şek. 2.13 d). Bu konumda, makina ve ısı ağının ayrı ayrı gereksindikleri ısı miktarının toplamında bir azalma olmaz. Çünkü, makina darboğazın yukarısından ısı alıp darboğazın aşağısına vermektedir. Bir başka seçenek olarak, makina darboğazın aşağısına yerleştirmek uygun olur (Şek. 2.13 e) çünkü makina ve ağın entegre iken çevreye verdiği toplam ısı, ayrı ayrı verdikleri ısıların toplamından azdır. Isı denkliklerinden de görüleceği gibi, bu konumda da fazla ısı % de 100 verimlilikte işe çevrilmektedir.



Şekil 2.13. Isı makinasının darboğaza göre sisteme yerleştirilmesi.

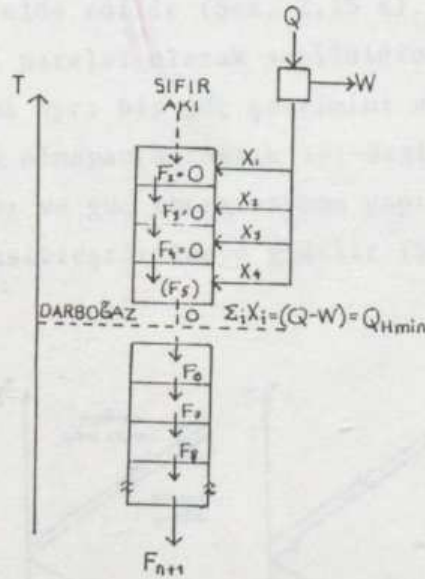
Darboğazın yukarısına yerleştirilen bir makinanın ürettiği ısı prosesin net sıcak ütilite gereksinimini aşarsa, darboğazdan ısı geçer ve soğuk ütilite gereksinimi artar. Böyle bir durumda, fazla ısının ısı ağından bağımsız olarak üretilmesi ve artık ısının doğrudan çevreye verilmesi seçilmelidir. Darboğazın aşağısına yerleştirilen bir makina için de benzer kurallar geçerlidir.

Darboğazın yukarısına entegre edilen bir ısı makinasının dışarıya verdiği ısıyı yalnızca en yüksek sıcaklıkta üretmesi zorunlu değildir; sistemin gereksindiği ısıyı, darboğazın yukarısındaki farklı sıcaklıklarda üretilebilir (Şek. 2.14). Düşük sıcaklıklarda ısı üretmesi itici kuvvetleri minimize ederek makinanın çevrim verimliliğini artırır. Ancak, uygun olarak yerleştirilen bir makina her zaman % de 100 marjinal verimlilikte çalışacağı için, böylece üretilen işin (W) miktarı artmaktadır.

$$W = \eta_E \ell Q \quad (13)$$

Burada, η_E makina verimliliğini gösterir ve

$$\ell = \frac{T_1 - T_2}{T_1} \quad (14)$$



Şekil 2.14. Isı makinasının uygun bir şekilde yerleştirilmesi için yük ve seviye sınırları.

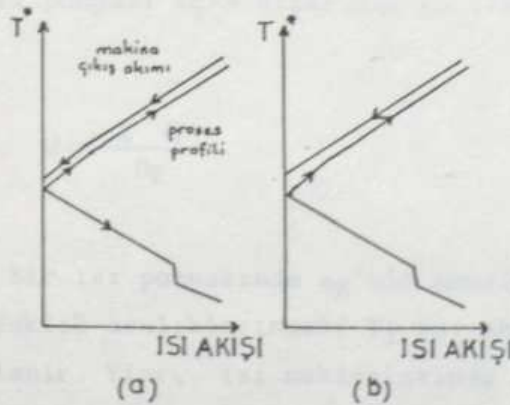
η_E 'yi büyüterek dışarı yapılan işi maksimize etmek için, üretilen ısının sisteme verildiği seviyeler minimize edilmelidir. Bunun için,

ısı makinasının darboğazın yukarısındaki her sıcak aralığına bu aralığın gereksindiği kadar ısı sağlamasına çalışılır (Şek. 2.14). Bu durumda kuyuya verilen toplam ısı miktarı değişmez ve toplam ısı denkliği şöyle yazılır:

$$Q - W = \sum_{i=1}^P \sum_j (\Delta H)_{ij} \quad (15)$$

Burada, j akımları i aralıkları gösterir.

Isı makinalarında kullanılan akışkan bir $T - H$ diyagramında gösterilebilir. Bir ısı makinası çevriminin ısıyı dışarı veren kısmı, tüm bileşik entalpi eğrisi diyagramında, prosesin kuyu profilinin üstüne, sıcak ütilite yerine çizilirse, prosesin ısınma gereksinimini tümüyle karşılayabilir. Makinanın akışkanı proses kuyu profiline ters yönde akıp proses kuyu profilinden $\Delta T_{\min}/2$ uzaklıkta yerleştirilebilir. Bu paralel profillerin oluşturulması, itici kuvvetlerin minimize edilmesinden dolayı dışarıdan yapılan işi maksimize ettiği için en verimli ısı makinası elde edilir (Şek. 2.15 a). Isı makinası akımı ile prosesin kuyu profili paralel olarak seçildiğinde, sıcaklık profilindeki her eğim değişimi ayrı bir güç çevrimini verir. Dolayısıyla, bu yerleşim şekli pratik olmayan karmaşık ısı-değiştirici ağlarını gerektirir. Bu nedenle, ısı ve güç entegrasyonu yapılırken güç çevrimlerinin sayısı azaltılarak basitleştirilmeye gidilir (Şek. 2.15 b).



Şekil 2.15. Isı makinası çıkış akımının darboğazın yukarısına entegrasyonu.

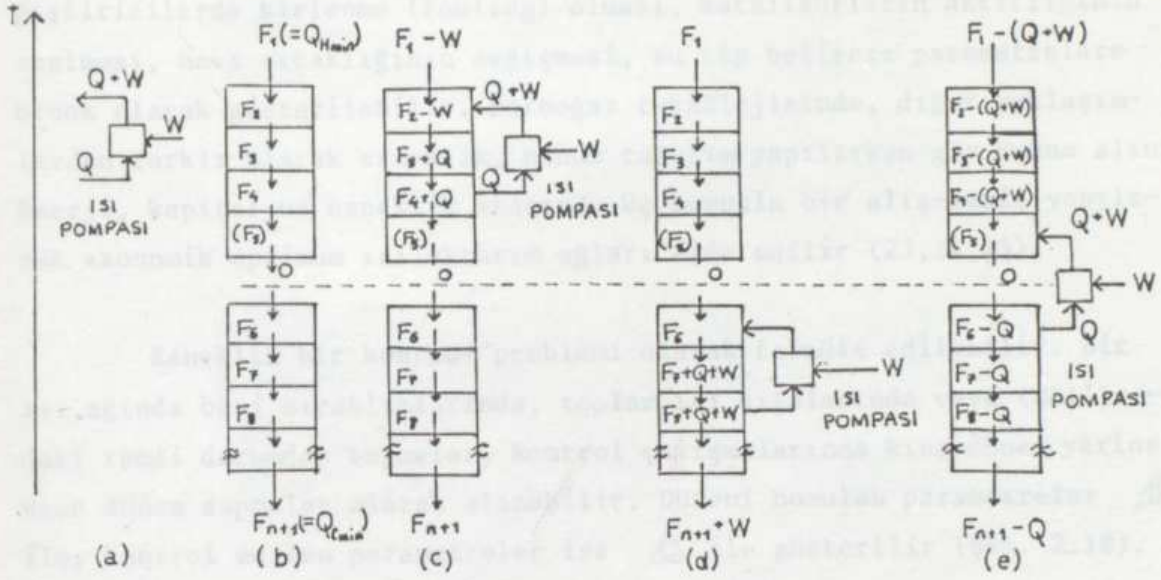
Proses kuyu profiline göre, bir ısı makinası çıkış profili varsayıldıktan sonra, proses akımlarına makina akımı da eklenerek problem çizelgesi yeniden hazırlanır. Yalnız makina akımı - proses eşleşmelerinde, proses - proses eşleşmelerinden farklı ΔT_{\min} değerleri kullanıldığı için makina çıkış akımının sıcaklık aralıkları ile sıcaklıkları ayrı bir kolona yazılır. Sonuçta, prosesin orijinal proses darboğazı değişmez. Ancak makina çıkış akımı ikincil darboğazlar yaratarak kuyuyu farklı kuyu bölgelerine bölebilir. Her bölgenin ısı ağı tasarımı darboğaz yöntemi ile ayrı ayrı yapıp tüm bölgelerin birleştirilmesi ile ısı makinası profilini de içine alan ısı-değiştirici ağları elde edilebilir. Benzer olarak, sistemin kaynak bölgesinde de ısı makinası ile ısı ağının bir aradaki tasarımı yapılabilir.

Isı pompalarının (Şek. 2.16 a) darboğaza göre yerleştirilmesinde ısı makinalarından farklı kriterler uygulanır. Eğer ısı pompası darboğazı geçecek şekilde yerleştirilmez ise enerji tasarrufu yapılamaz. (Şek. 2.16). Uygun bir konumdaki ısı pompası darboğazın aşağısından Q ısısını alır ve dışarıdan sisteme yapılan bir iş (W) ile $Q + W$ ısısını darboğazın yukarısına verir. Sonuçta, sıcak ütilite $Q + W$ ve soğuk ütilite de Q kadar azaltılmış olur. Uygun entegrasyon ile enerji kazanımı $Q + W \leq F_1$ veya $Q \leq F_{n+1}$ ile sınırlıdır. Eğer ısı pompasına giren ve çıkan ısı akıları bu sınırlardan büyük olursa, ısı pompasına verilen ek iş, bir entalpi denkleğinden de görüleceği gibi, soğuk ütiliteyi artırır.

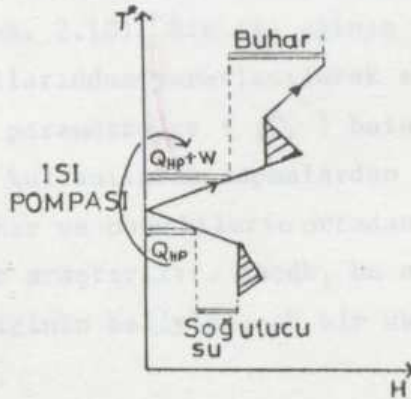
Gerçek bir ısı pompası için dışarıdan yapılan iş şöyle verilir:

$$W = \frac{l \cdot Q}{\eta_E} \quad (16)$$

Burada $l > \eta_E \geq 0$. Bir ısı pompasında η_E 'nin maksimize edilerek işin minimize edilmesi sıcaklık aralıklarındaki F_1 ısı akışlarının sıfıra indirgenmesi ile sağlanır. Yine, ısı makinalarında olduğu gibi, pratik olmayan karmaşık ısı ağlarını gerektireceği için basitleştirmeye gidilir (Şek. 2.17).



Şekil 2.16. Isı pompasının darboğaza göre yerleştirilmesi.



Şekil 2.17. Isı pompası çevrimlerinin tüm bileşik entalpi eğrisinde gösterilmesi.

2.3 ESNEK ISI AĞI TASARIMI VE DUYARLIK ÇİZELGELERİ

Pratikte bir tasarımın uygulanabilir olabilmesi için fabrikanın işletme sırasında olabilecek parametre değişikliklerini karşılayabilir esneklikte olması gerekir. Fabrikanın çalışma süresi içinde proses giren besleme akımlarının miktar ve kalitesinin değişmesi, ısı-de-

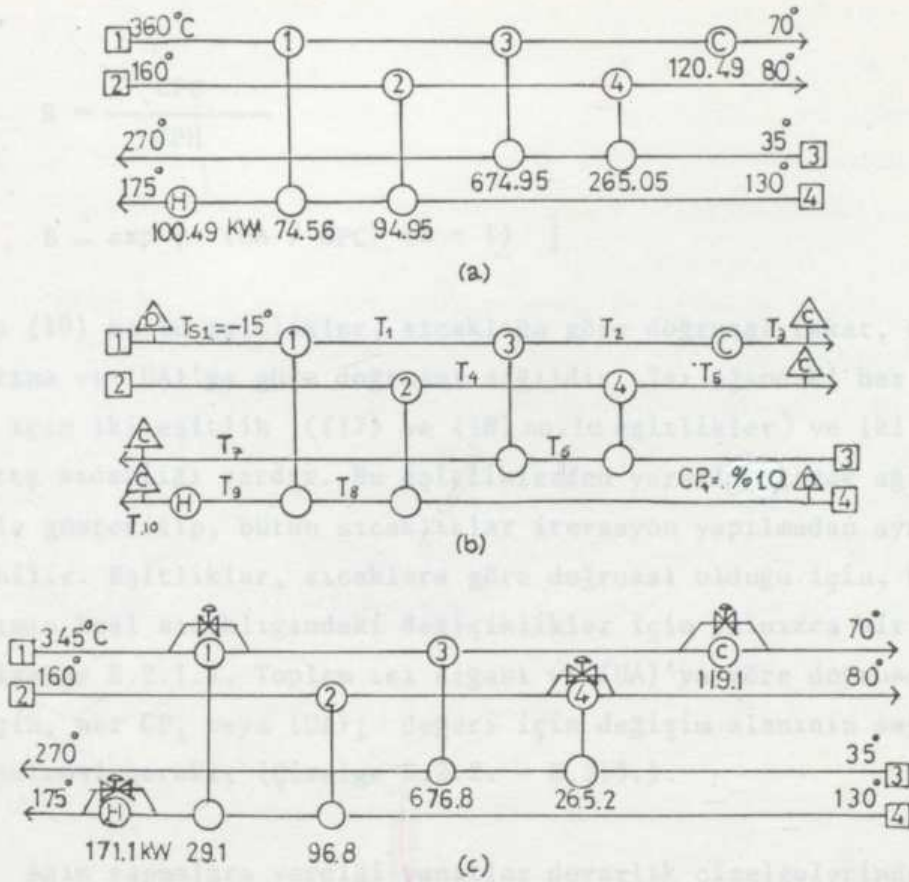
ğıştiricilerde kirlenme (fouling) olması, katalizörlerin aktifliğinin azalması, hava sıcaklığının değişmesi, bu tip belirsiz parametrelere örnek olarak gösterilebilir. Darboğaz teknolojisinde, diğer yaklaşımlardan farklı olarak esneklik, henüz tasarım yapılırken göz önüne alınır. Enerji, kapital ve esneklik arasında üç boyutlu bir alış-veriş yapılarak ekonomik optimum ısı aktarım ağları elde edilir (23,24,25).

Esneklik bir kontrol problemi olarak formüle edilebilir. Bir ısı ağında besî sıcaklıklarında, toplam ısı sığalarında veya (UA)'lardaki temel durumdan sapmalar, kontrol çalışmalarında kısa dönem yerine, uzun dönem sapmalar olarak alınabilir. Düzeni bozulan parametreler $\triangle D$ ile, kontrol edilen parametreler ise $\triangle C$ ile gösterilir (Şek. 2.18). Bir sapma, kontrol edilen bir parametreyi, yalnızca, eğer aralarında fiziksel bağlantı var ise, etkileyebilir. Ancak, bağlantı boyunca bir yol üzerinde gidiş, ısı ağındaki akımın akışına ters yönde değil de aynı yönde olmalıdır. Bu tür yollar akım yönü yolları (downstream paths) olarak tanımlanır (Şek. 2.18). Bir ısı ağının esnekliği incelenirken ilkönce akım yönü yollarından yararlanılarak sapmalardan ($\triangle D$) etkilenen kontrol edilen parametreler ($\triangle C$) bulunur. İkinci olarak da, duyarlık çizelgeleri kullanılarak sapmalardan etkilenen bu parametrelerin miktarları saptanır ve bu etkilerin ortadan kaldırılabilmesi için gereken değişiklikler araştırılır. Ancak, bu amaçla boyutları değiştirilecek ısı-değiştiricinin belirlenecek bir akım yönü yolu ile $\triangle C$ 'ye bağlı olması gerekir.

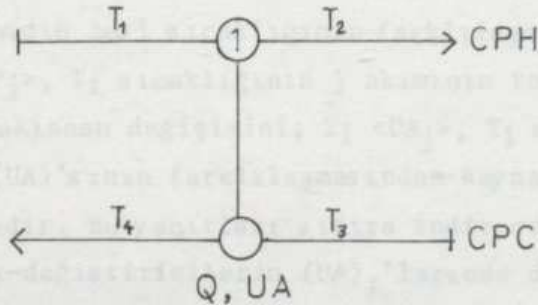
Duyarlık çizelgeleri, ısı aktarım eşitliklerine ve herhangi bir ağ için sıcaklıkları birbirine bağlayan eşitliklerin sayısı kadar, bilinmeyen ağ sıcaklıklarının var olduğu görüşüne dayanır. Duyarlık çizelgeleri aşağıda ısı-değiştiriciler (Şek. 2.19) için verilen eşitliklerden yararlanılarak hazırlanır (23).

$$(1 - RB)T_2 - (B - 1)RT_3 - (R - 1)T_1 = 0 \quad (17)$$

$$(1 - RB)T_4 - (B - 1)T_1 - (R - 1)BT_3 = 0 \quad (18)$$



Şekil 2.18. (a) Isı-değiştirici ağının temel durumu. (b) Isı ağında olabilecek değişiklikler ve duyarlık çizelgeleri için sıcaklıkların numaralandırılması. (c) Esnek ısı ağı.



Burada,

$$R = \frac{CPC}{CPH} \quad (19)$$

$$B = \exp \left[(UA / CPC) (R - 1) \right] \quad (20)$$

(17) ve (18) no.lu eşitlikler, sıcaklığa göre doğrusal fakat, toplam ısı sığalarına ve (UA)'ya göre doğrusal değildir. Isı ağındaki her ısı-değiştirici için iki eşitlik ((17) ve (18) no.lu eşitlikler) ve iki bilinmeyen çıkış sıcaklığı vardır. Bu eşitliklerden yararlanılarak ağıın tümü bir matrisle gösterilip, bütün sıcaklıklar iterasyon yapılmadan aynı anda çözülebilir. Eşitlikler, sıcaklara göre doğrusal olduğu için, hesaplamalar akımın besi sıcaklığındaki değişiklikler için yalnızca bir kez yapılır (Çizelge E.2.1.). Toplam ısı sığası ve (UA)'ya göre doğrusal olmadığı için, her CP_i veya $(UA)_i$ değeri için değişim alanının sayısal olarak çözülmesi gerekir (Çizelge E.2.2. - E.2.3.).

Ağıın sapsmalara verdiği yanıtlar duyarlık çizelgelerinden yararlanılarak şöyle bulunur:

$$\Delta T_i = \hat{T}_i = \sum_j^N \hat{T}_i \langle Ts_j \rangle - \sum_j^N \hat{T}_i \langle CP_j \rangle - \sum_j^{NE} T_i \langle UA_j \rangle \quad (21)$$

Burada, \hat{T}_i ; CP_j ve Ts_j gibi akım parametrelerinin veya UA_j gibi ısı-değiştirici parametrelerinin iki ayrı durum için farklılaşmasından kaynaklanan herhangi bir i noktasındaki sıcaklık değişimini gösterir. $\hat{T}_i \langle Ts_j \rangle$, T_i sıcaklığının j akımının besi sıcaklığının farklılaşmasından kaynaklanan değişimini; $\hat{T}_i \langle CP_j \rangle$, T_i sıcaklığının j akımının toplam ısı sığası farklılaşmasından kaynaklanan değişimini; $\hat{T}_i \langle UA_j \rangle$, T_i sıcaklığının j ısı-değiştiricisinin (UA)'sının farklılaşmasından kaynaklanan sıcaklık değişimini göstermektedir. Bu yanıtları sıfıra indirecek tasarım değişiklikleri ise ısı-değiştiricilerin $(UA)_i$ 'lerinde değişiklikler yapılarak sağlanır. $T(UA)$ duyarlık çizelgelerinden yararlanılarak şu eşitlik sağlanır:

$$\hat{T}_i = T_i |_{21 \text{ no.lu eşitlik}} - \sum T_i \langle UA_j \rangle = 0 \quad (22)$$

Burada, $\hat{T}_i \langle UA_j \rangle$, j ısı-değiştiricisinin (UA)'sında tasarımcı tarafından yapılan değişikliklerle T_i 'de ulaşılan sıcaklık değişimini gösterir.

Şekil 2.18 a'daki ısı ağının esneklik probleminde, 1. akım besisi sıcaklığı (T_{s1}) 15°C azaldığı ve 4. akımın CP'si % 10 arttığı zaman (Şek. 2.18 b) aynı hedef sıcaklıklarına ulaşılmasını sağlayan tasarım değişikliklerinin araştırılması istenir. İlkönce, ısıtıcı veya soğutucu ile doğrudan kontrol edilemeyen hedef sıcaklıklarındaki değişiklikler bulunur. $\hat{T}_7 \langle T_{s1} \rangle$, 1°C lik T_{s1} değeri için Çizelge E.2.1.'den 0.638 olarak okunur. $\hat{T}_{s1} = -15^\circ\text{C}$ olduğu için

$$\hat{T}_7 \langle T_{s1} \rangle = (0.638) (-15) = 9.6^\circ\text{C}$$

elde edilir. $\hat{T}_7 \langle CP_4 \rangle$ ise Çizelge E.2.2.'den okunur:

$$\hat{T}_7 \langle CP_4 \rangle = 0.2^\circ\text{C}$$

(UA)'yı içeren farklılaşma olmadığı için, (21) no.lu eşitlikten,

$$\hat{T}_7 = 9.8^\circ\text{C}$$

olarak bulunur. Benzer şekilde, $\hat{T}_5 = 0.2^\circ\text{C}$ olarak hesaplanır. Sonuçta, (22) no.lu eşitlik kullanılarak Çizelge E.2.3.'den (UA)₁'in % 57.2 ve (UA)₄'ün % 0.8 azaltılması gerektiği bulunur. 1 ve 4 no.lu ısı-değiştiricilerin (UA)_i'leri yan geçişlerle (by-pass) azaltılarak ısı ağının 2. durumda da çalışması sağlanır (Şek. 2.18 c).

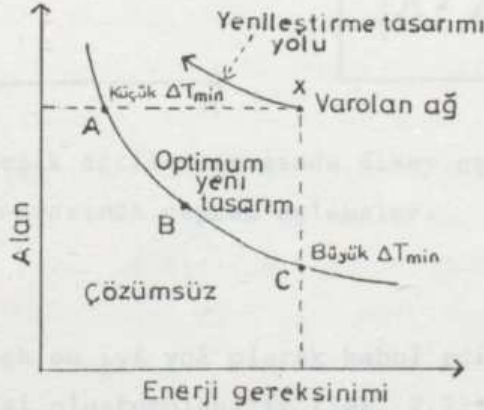
Şekil 2.28. Enerji hedefleriyle ısı-değiştiricili ağına hedeflere karşılık

2.4. KURULU FABRİKALARIN OPTİMUM ISI AĞI TASARIMI

Kurulu bir fabrikanın ısı aktarım ağı tasarımı yapılırken darboğaz teknolojisinin termodinamik prensiplerinden yararlanır. Yenileştirme tasarımı süresince, fabrikanın finans yönünden en etkili olacak

şekilde enerji tüketimini azaltacak bir yatırım stratejisinin saptanmasına çalışılır. Optimum yeni ısı ağı tasarımı yapabilmek için, var olan tasarımın özellikleri gözönüne alınarak, başlıca minimum enerji, yatırım maliyeti ve periyodik geri-ödeme süresi hedef alınır (14,26).

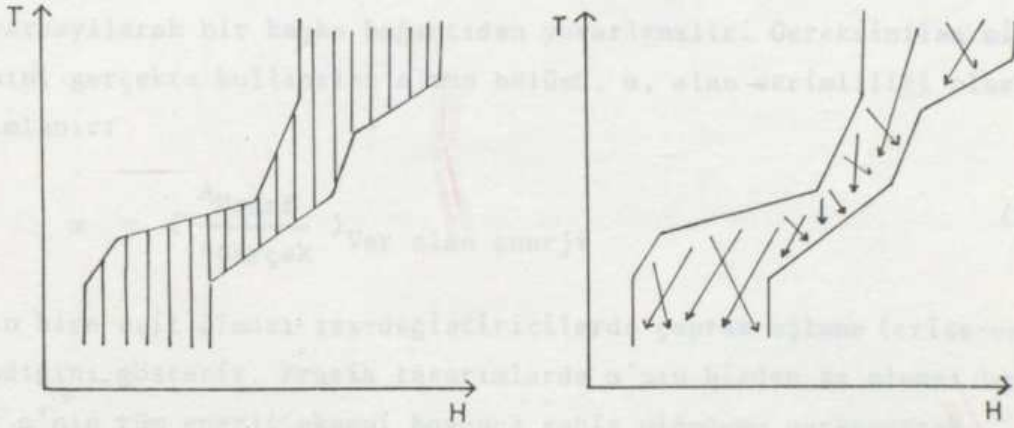
Yenileştirme hedefleri saptanırken, öncelikle, prosesin minimum ısı-değiştirici alanının minimum enerji kullanımı ile değişimini gösteren bir enerji/alan çizimine gerek duyulur (Şek. 2.20). Farklı ΔT_{min} 'lerdeki noktaların birleştirilmesi ile çizilen bu eğri yeni tasarımları gösterir. Kurulu fabrikanın bulunduğu yer, büyük bir olasılıkla, eğrinin dışında ve sağ taraftadır (X). Bu noktanın eğri üzerindeki yatay izdüşümünde (A), daha az enerji fakat aynı alan kullanılır. Dikey izdüşümünde ise aynı enerji fakat daha az alan kullanılır. Yeni kurulacak bir fabrika için yaklaşık optimum tasarım noktası ise eğri üzerindeki bu iki nokta arasındaki bir noktadır (B). Hedef edilenden daha iyi bir tasarıma ulaşmak olanaksız olduğu için eğrinin altındaki alan çözümsüzdür. Bu çerçevede içerisinde, fabrikada kullanılmakta olan tüm ısı-değiştirici alanı en iyi şekilde değerlendirilmemektedir. Başka bir deyişle, gerektiği kadar enerji geri kazanılmamaktadır.



Şekil 2.20. Enerji hedeflerinin ısı-değiştirici alanı hedefine karşılık çizimi.

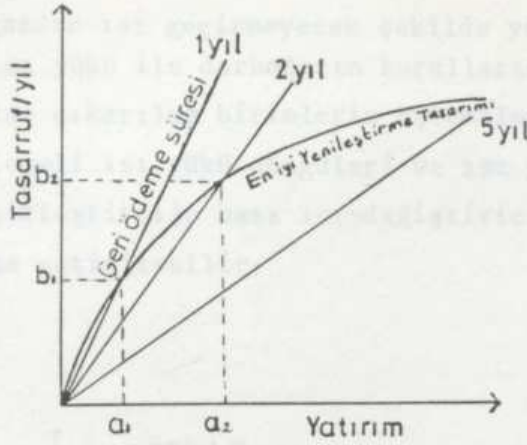
Kurulu fabrikanın optimum tasarımlarını yapmak için hedefler, optimum yeni tasarımı amaçlayarak alınamaz. Çünkü, yeni kurulacak bir

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 (Şek. 2.21) çözüm aranmalıdır. Örneğin, Şekil 2.20'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 2.20'deki yenileştirme tasarımı yoluna benzer bir yol izlenir.



Şekil 2.21. (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 (Şek. 2.22). Bu eğri, geri ödeme süresine bağlı olarak yatırım ile yıllık enerji tasarrufu arasındaki ilişkiyi gösterir. Projenin kapsamı, bu üç kriterden biri: tasarruf, yatırım, geri ödeme süresi ile saptanır. Örneğin, Şekil 2.22'de görüldüğü gibi, eğer a_1 yatırımı yapılırsa, 1 yıllık geri ödeme ile b_1 enerji tasarrufu yapılır. Eğer 2 yıllık geri ödeme süresi hedeflenirse, a_2 yatırımı ile b_2 tasarrufu yapılabilir.



Şekil 2.22. Geri-ödeme süresinin fonksiyonu olarak enerji tasarrufu ile yatırım arasındaki ilişki.

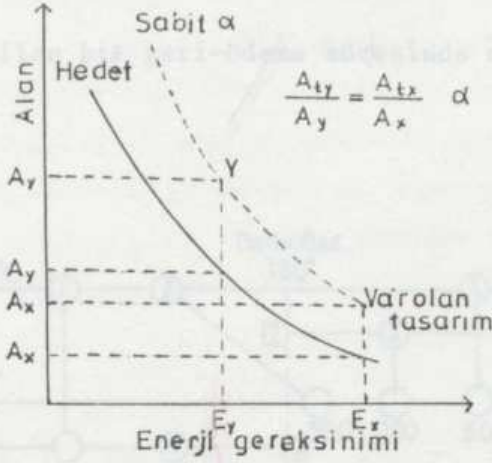
En iyi yenileştirme tasarımı yolunu önceden kestirmek güç olduğu için, tasarım yapılırken, en azından var olan alan verimliliğinin korunduğu varsayılarak bir başka bağıntıdan yararlanılır. Gereksinilen minimum alanın, gerçekte kullanılan alana bölümü, α , alan verimliliği olarak tanımlanır:

$$\alpha = \left(\frac{A_{\text{Hedef}}}{A_{\text{Gerçek}}} \right) \text{Var olan enerji} \quad (22)$$

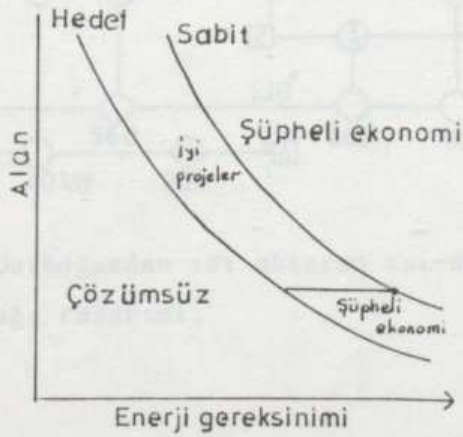
α 'nın bire eşit olması ısı-değiştiricilerde çapraz eşleme (criss-crossing) olmadığını gösterir. Pratik tasarımlarda α 'nın birden az olması beklenir. Eğer α 'nın tüm enerji eksenı boyunca sabit olduğunu varsayarsak, Şekil 2.23'deki sabit α eğrisini elde ederiz. Bu eğri tasarım için bir sınır oluşturur. Böylece, iyi yenileştirme tasarımlarının bulunduğu bölge diğerlerinden ayırt edilir (Şek. 2.24). Sabit α eğrisinin yıllık tasarruf ve yatırım maliyetine göre çizilmesi ile farklı yatırımlardan ne kadar tasarruf yapılabileceği saptanabilir (Şek. 2.25). Aynı eğri ile, istenilen geri ödeme süresi doğrusunun kesiştiği yer ΔT_{min} değerini verir.

Yukarıdaki hedefler saptandıktan sonra ısı ağının yenileştirilme tasarımına geçilir. İlk önce, kurulu ısı ağında darboğazdan ısı geçiren ısı-değiştiriciler belirlenir (Şek. 2.26). Bu ısı-değiştiriciler tasarımdan çıkarılır. Daha sonra, uygun yerlere yeni ısı-değiştiriciler yer-

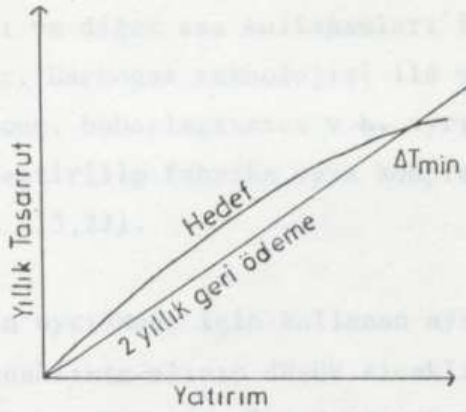
leştirilir. Darboğazdan ısı geçirmeyecek şekilde yapılan bu yeni eşlemlerde, yeterli ısı yükü ile darboğazın kurallarına uyulması şartı ile, daha önce tasarımdan çıkarılan birimlerin eşlemelerine öncelik verilir. Tasarım, geri-beslemeli ısı yükü döngüleri ve ısı yükü yollarından, yararlanılarak basitleştirilip bazı ısı-değiştiricilerin yüzey alanları eski durumlarına getirilebilir.



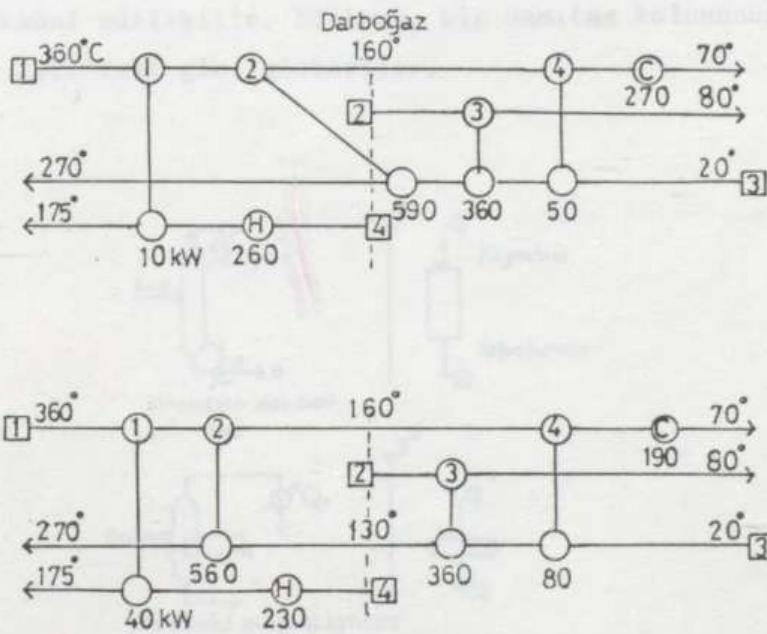
Şekil 2.23. Sabit alan verimliliği ile tasarım için sınır oluşturma.



Şekil 2.24. En iyi yenileştirme tasarımlarının bulunduğu bölge.



Şekil 2.25. İstenilen bir geri-ödeme süresinde optimum ΔT_{min} 'un bulunması.



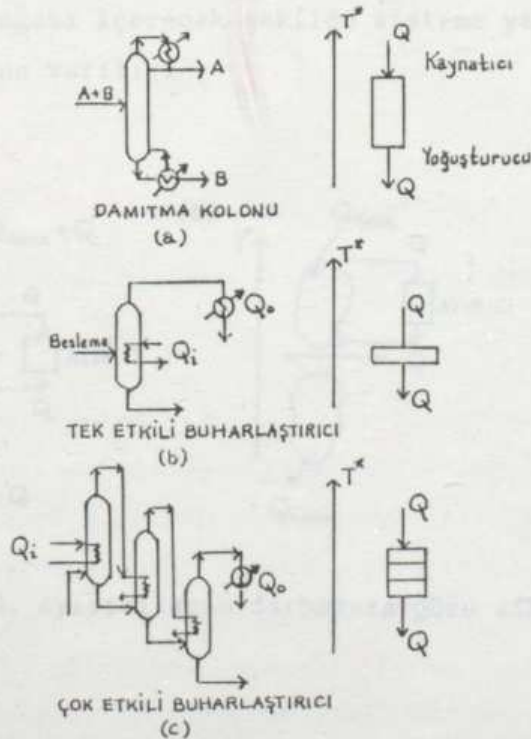
Şekil 2.26. (a) Darboğazdan ısı aktaran ısı-değiştirici ağı. (b) Yeni ısı ağı tasarımı.

2.5. AYIRICILARIN TÜM KİMYASAL PROSES İÇİNE ENTEGRASYONU

Ayırma prosesleri, kimyasal endüstrilerde enerjinin en çok kullanıldığı alanlardan biridir. Proses tasarımı, ayırıcıların prosesin

kimyasal reaksiyonları ve diğer ısı kullanımları ile birlikte değerlendirilmesini gerektirir. Darboğaz teknolojisi ile yapılan tasarım çalışmalarında damıtma kolonu, buharlaştırıcı v.b. ayırıcılar darboğaza göre uygun konumlarda yerleştirilip fabrika veya komplekslerde optimum enerji kullanımı sağlanır (13,27).

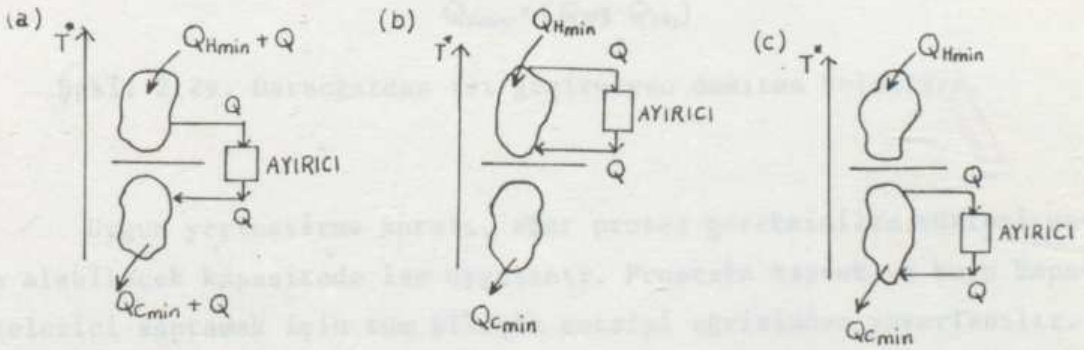
Isıyı kütlelerin ayrılması için kullanan ayırıcıların ortak özelliği ısının yüksek sıcaklıkta alınıp düşük sıcaklıkta verilmesidir. Bir damıtma kolonunda, ısı kaynatıcıda alınır ve yoğuşturucuda verilir. Pratikte kaynatıcıya ısı, genellikle, kaynatıcıyı terkeden buharın çiy noktasından daha yüksek sıcaklıkta verilir. Yoğuşturucunun alması gereken ısı ise sıvının kabarcık noktasından daha düşük sıcaklıkta alınır. Dolayısıyla, bir ön tasarımda, kaynama ve yoğunlaşmanın sabit sıcaklıklarda olduğu kabul edilebilir. Böylece, bir damıtma kolonunun sıcaklık profili Şekil 2.27'deki gibi gösterilir.



Şekil 2.27. Farklı ayırıcıların T-Q profilleri.

Buharlaştırma prosesinde, genellikle, tek bir bileşen uçucu olmayan bir maddeden ayrılır. Birçok durumda, buharlaşma ve yoğunlaşma sıcaklıklarını sabit kabul etmek kolaylık sağlayabilir. Buharlaştırıcılar tek etkili veya çok etkili oluşlarına göre Şek. 2.27 b, c'deki gibi gösterilebilir. ΔT_{\min} 'u sağlayan bir sıcaklık düşüşünden dolayı, iki ısı yükü farklı sıcaklıklarda gösterilir. Sıcaklık profillerinden dolayı damıtma ve buharlaşma arasında açık bir benzerlik vardır.

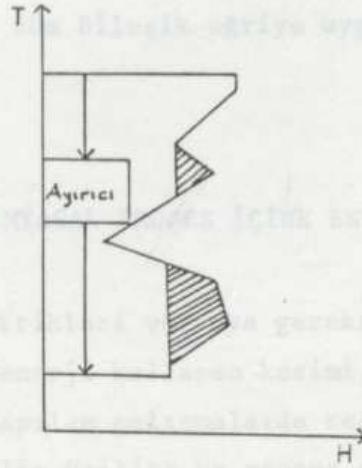
Ayırıcıların darboğaz noktasına göre farklı konumları Şekil 2.28'de gösterilmiştir. Örnekteki basit ayırıcıda kaynatıcı ve yoğunlaştırıcı yükleri birbirine eşittir. Eğer ayırıcı darboğazı içerecek şekilde yerleştirilirse, kaynatıcı Q ısını darboğazın yukarısındaki sıcaklıktan alır ve yoğunlaştırıcı ile darboğaz sıcaklığının aşağısında verir. Entegre sistemin tüm yerleşimine bakıldığında, ayırıcı boyunca darboğazdan ısı aktarıldığı görülür. Sistemin minimum ısıtma hedefi $Q_{H\min}$ iken, ayırıcı ile entegre edildiğinde Q kadar ekstra bir ısıya gereksinimi olmuştur; $Q_{C\min}$, minimum soğutma hedefi de yine Q kadar artmıştır. Dolayısıyla, ayırıcının darboğazı içerecek şekilde sisteme yerleştirilmesinin uygun olmadığı sonucuna varılır.



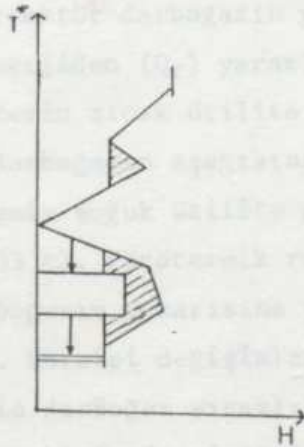
Şekil 2.28. Ayırıcıların darboğaza göre sisteme entegrasyonu.

Enerji tasarrufu ancak ayırıcı darboğazı içermeyecek şekilde entegre edilirse yapılır. Şekil 2.28b'de bir ayırıcı tümüyle darboğazın yukarısında yer alır. Ayırıcı Q ısısını prosesden alır ve darboğazın yukarısındaki bir sıcaklıkta sisteme geri verir. Prosesin tüm ütilite

ye uymadığı görülmektedir. Şekil 2.31'de gösterilen ayırıcı ise bileşik eğriye uymaktadır. Kaynatıcı yükünün proses ile entegrasyonu sağlanmaktadır. Yoğuşturucu yükünün bir kısmı da entegre edilip geriye kalan artık ısının soğuk ütiliteye verilebileceği görülmektedir.



Şekil 2.30. Tüm bileşik eğriyle uyuşmayan bir ayırıcı.



Şekil 2.31. Tüm bileşik eğriyle uyuşan bir ayırıcı.

Ayırıcıları, proses sistemi ile optimum enerji hedeflerine ulaşacak şekilde entegre etmek için çalışma koşulları değiştirilebilir. Örneğin, damıtma kolununu darboğaza göre uygun konuma taşımak için kolonun çalışma basıncı değiştirilebilir. Ara kaynatıcı ve yoğuşturucuları

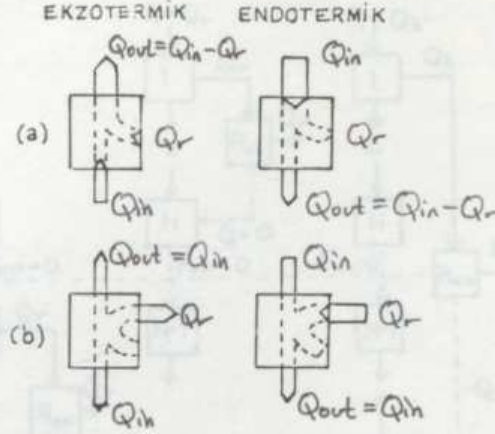
kullanılarak darboğazdan geçen ısı azaltılabilir. Eğer sistemin belirli sıcaklık seviyelerindeki ısı akışları entegrasyon için yeterli değil ise ara kaynatıcı ve yoğunlaştırucuları kullanılabilir veya yan akım zenginleştiricileri (rectifiers) kullanılarak kolonun ısı yükü gereksinimi azaltılabilir. Benzer şekilde buharlaştırıcıların da sıcaklık profilleri değiştirilebilir. Örneğin, buharlaştırıcıların basınçları ve/veya etki sayıları değiştirilerek tüm bileşik eğriye uygun yerleşimleri sağlanabilir.

2.6. REAKTÖRLERİN TÜM KİMYASAL PROSES İÇİNE ENTEGRASYONU

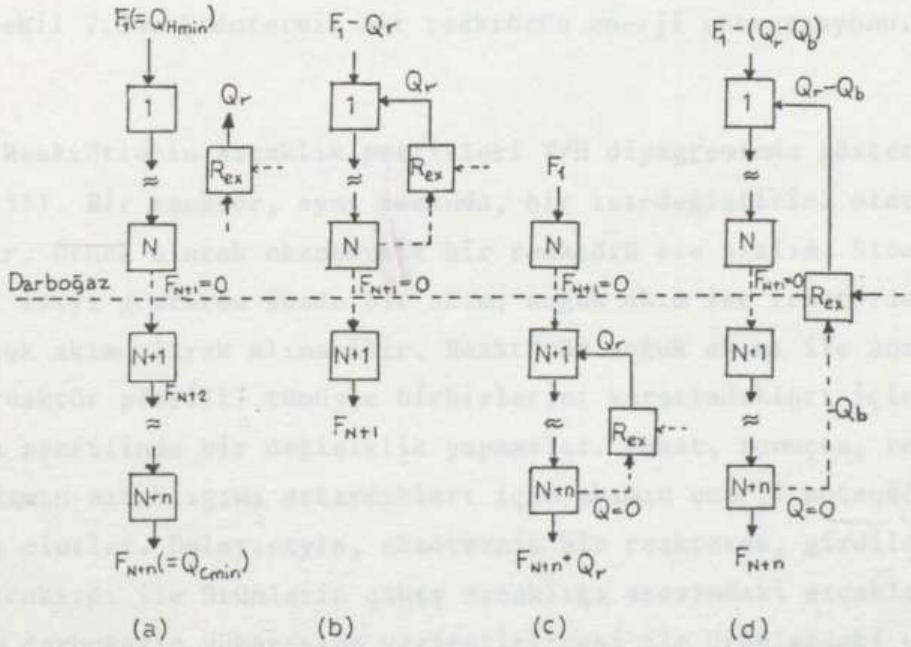
Reaktörler, ürettikleri ve/veya gereksindikleri ısı ile kimyasal proseslerde en çok enerji kullanan kesimi oluştururlar (28). Darboğaz teknolojisi ile yapılan çalışmalarda reaktörler darboğaza göre uygun olarak yerleştirilip ütilite ve proses sıcaklık profillerinin en iyi şekilde eşleştirilmesine çalışılır (29).

Şekil 2.32'de sürekli bir reaktörün enerji dengeleri verilmiştir. Eğer ekzotermik bir reaktör darboğazın yukarısına yerleştirilirse, dışarı verilen kimyasal enerjiden (Q_R) yararlanır (Şek. 2.33 b). Bu uygun konumda entegre sistemin sıcak ütilite gereksinimi Q_R kadar azalır. Ekzotermik reaktörü darboğazın aşağısına entegre etmek ise uygun değildir. Bu konumda sistemin soğuk ütilite gereksinimi kimyasal enerji (Q_R) kadar artar (Şek. 2.33 c). Ekzotermik reaktörü darboğazı içerecek şekilde entegre etmek darboğazın yukarısına yerleştirmekten daha az ekonomiktir (Şek. 2.33 d). Entalpi değişimleri yola bağımlı olmadığı için reaksiyon girdilerinin darboğaz sıcaklığına kadar ısıtıldığı (Q_b) ve reaksiyonun darboğaz sıcaklığında olduğu bir durumda bir enerji dengesi yapılırsa, sıcak ütilite gereksiniminin $Q_R - Q_b$ kadar azaldığı görülür.

Endotermik bir reaktörü darboğazın aşağısına yerleştirmek uygun bir seçimdir. Bu yerleşim ile reaksiyonun tükettiği enerji (Q_R) kadar soğuk ütilite miktarı azalır (Şek. 2.34 a). Darboğazın yukarısına yerleştirmek ise uygun değildir (Şek. 2.34 b). Bu durumda, reaksiyonun

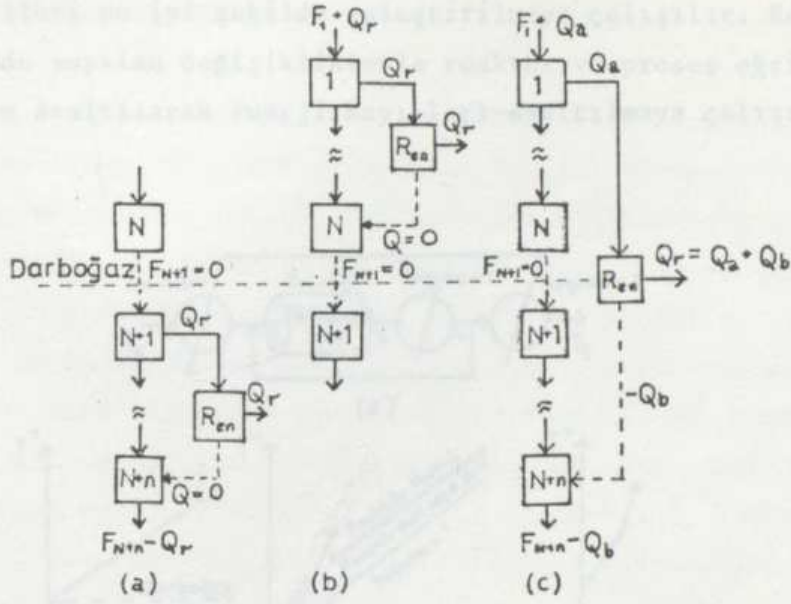


Şekil 2.32. Sürekli reaktörlerin enerji dengelerinin şematik gösterimi:
(a) adyabatik çalışma, (b) izotermal çalışma.



Şekil 2.33. Ekzotermik bir reaktörün enerji entegrasyonu.

oluşması için ek sıcak ütiliteye (Q_r) gereksinim vardır. Darboğazı içerecek şekilde yerleşim ise darboğazın aşağısına entegre edilmekten daha az ekonomiktir (Şek. 2.34 c) çünkü böyle bir yerleşimde soğuk ütilite tüketimi kısmen (Q_b) azalır ve sıcak ütilite tüketimi de kısmen (Q_a) çoğalır.

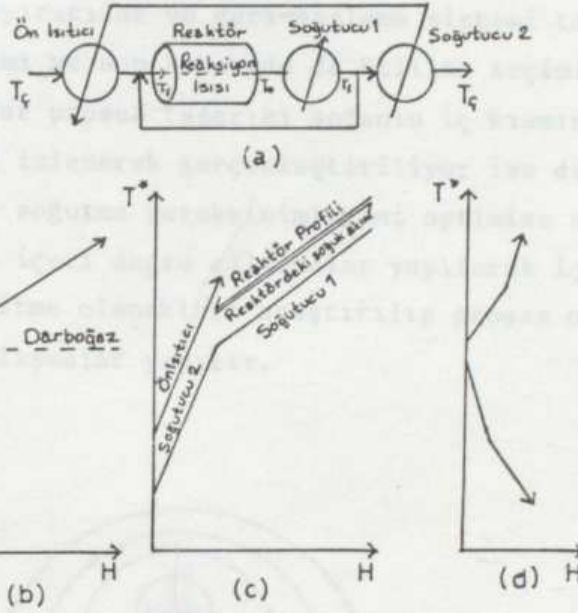


Şekil 2.34. Endotermik bir reaktörün enerji entegrasyonu.

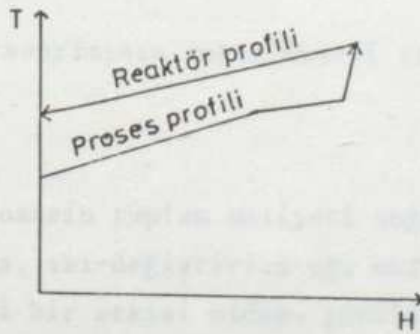
Reaktörlerin sıcaklık profilleri T/H diyagramında gösterilebilir (Şek. 2.35). Bir reaktör, aynı zamanda, bir ısı-değiştirici olarak düşünülebilir. Örnek olarak ekzotermik bir reaktörü ele alalım. Sıcak akım, kimyasal ısıyı gösteren sözde bir akım, soğuk akım ise reaktörden geçen gerçek akım olarak alınabilir. Reaktörün soğuk akımı ile sözde sıcak akımı (reaktör profili) tümüyle birbirlerini karşıladıkları için proses sıcaklık profilinde bir değişiklik yapmazlar. Fakat, sonuçta, reaktörden çıkan akımın sıcaklığını artırdıkları için akımın enerji potansiyelini artırmış olurlar. Dolayısıyla, ekzotermik bir reaktörde, girdilerin giriş sıcaklığı ile ürünlerin çıkış sıcaklığı arasındaki sıcaklık profil farkının darboğazın yukarısına yerleştirilmesi ile ürünlerdeki enerji potansiyelinden yararlanılarak dışarıdan ısıtma gereksinimi azaltılmış olur (Şek. 2.35). Endotermik reaktörler de benzer şekilde T/H diyagramında gösterilebilir.

Reaktörlerin T/H diyagramında ikinci bir gösterilme şeklinde ise reaktörlerdeki sözde sıcak akım (reaktör ısısı) tek olarak, geriye kalan akımlar ise proses akımları ile beraber çizilir (Şek. 2.36). Prosesin parametrik ve yapısal optimizasyonu için bu gösterme şekli daha uygundur. Ekserji kayıplarını azaltmak için kimyasal reaksiyon ısısı ve proses

sıcaklık profilleri en iyi şekilde eşleştirilmeye çalışılır. Reaksiyon parametrelerinde yapılan değişikliklerle reaktör ve proses eğrileri arasındaki alan azaltılarak enerji kayıpları azaltılmaya çalışılır.



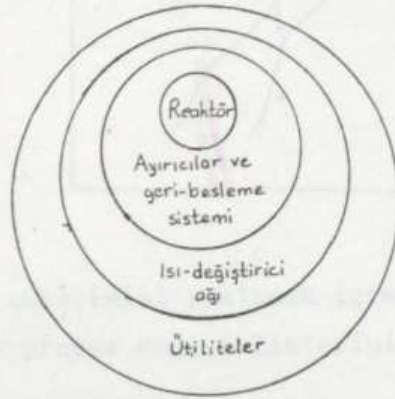
Şekil 2.35. (a) Ekzotermik reaktör sistemi, (b) proses sıcaklık profili, (c) reaktör akımları, (d) reaktörün darboğazın yukarısına entegrasyonu.



Şekil 2.36. Reaktör profili ile proses profilinin eşleştirilmesi.

2.7. SOĞAN MODELİ VE PROSES ENTEGRASYONU

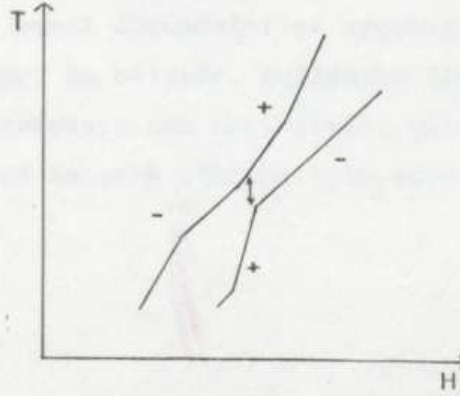
Darboğaz teknolojisinde kimyasal proseslerin hiyerarşik yapısı bir soğanın tabakaları üzerinde gösterilir (30,13) (Şek. 2.37). Proses tasarımı en iç tabakadaki reaktör tasarımı ile başlar. Daha sonraki katmanlarda sırasıyla ayırıcılar ve geri-besleme sistemi tasarımı, ısı-değiştirici ağı tasarımı ve son tabakada da ütilite seçimi ve tasarımı yer alır. Her ne kadar proses tasarımı soğanın iç kısmından en dış tabakaya doğru olan sıra izlenerek gerçekleştiriliyor ise de, darboğaz teknolojisinde, ısıtma ve soğutma gereksinimlerini optimize etmek için soğanın dış kısmından da içeri doğru çalışmalar yapılarak iç tabakalardaki parametreleri değiştirme olanakları araştırılıp proses optimizasyonunu sağlamaya yönelik çalışmalar yapılır.



Şekil 2.37. Proses tasarımının soğan modeli ile gösterilmesi.

Bir kimyasal prosesin toplam maliyeti soğan modelinin tabakalarına göre ayrıştırılırsa, ısı-değiştirici ağı maliyetinin optimum ürün dönüşümü üzerinde önemli bir etkisi olduğu görülür. Kimyasal prosesin optimum tasarımına ulaşmak için farklı şartlardaki tüm tabakaları içeren tasarımların yapılması gerekir. Ancak, darboğaz teknolojisini içeren çalışmalarda ısı ağlarının toplam maliyet hedefleri kolaylıkla bulunarak, ısı ağlarının tasarımı yapılmadan farklı reaktör tasarımlarına ait optimum dönüşümler kestirilebilir.

Bir kimyasal prosesin ısı entegrasyonu, proses soğanının bütün tabakaları boyunca değişiklikler yapılarak geliştirilebilir (1,2). Örneğin, reaktörler, ayırıcılar, geri-besleme akıları v.b.'lerinin tasarım parametrelerinde değişiklikler yapılarak darboğazın kurallarına uygun konumlara ulaşılabilir ve ekserji kayıpları azaltılarak proses-birim eşleşmesi sağlanabilir. Darboğaz yöntemi, enerji optimizasyonu için en iyi ön koşulları veren proses değişikliklerini artı/eksi prensibine göre yönlendirir. Aşağıdaki artı/eksi prensiplerini içeren proses değişikliklerinin biri veya birkaçı ile sistemin gereksindiği ütilite miktarı azaltılabilir (Şek. 2.38):



Şekil 2.38. Ütilite tüketimini azaltmak için artı/eksi prensibine göre yönlendirilebilir proses değişikliklerinin yönlendirilmesi.

- darboğazın yukarısında toplam sıcak akım ısı yükünü artırmak;
- darboğazın yukarısında toplam soğuk akım ısı yükünü azaltmak;
- darboğazın aşağısında toplam sıcak akım ısı yükünü azaltmak;
- darboğazın aşağısında toplam soğuk akım ısı yükünü artırmak

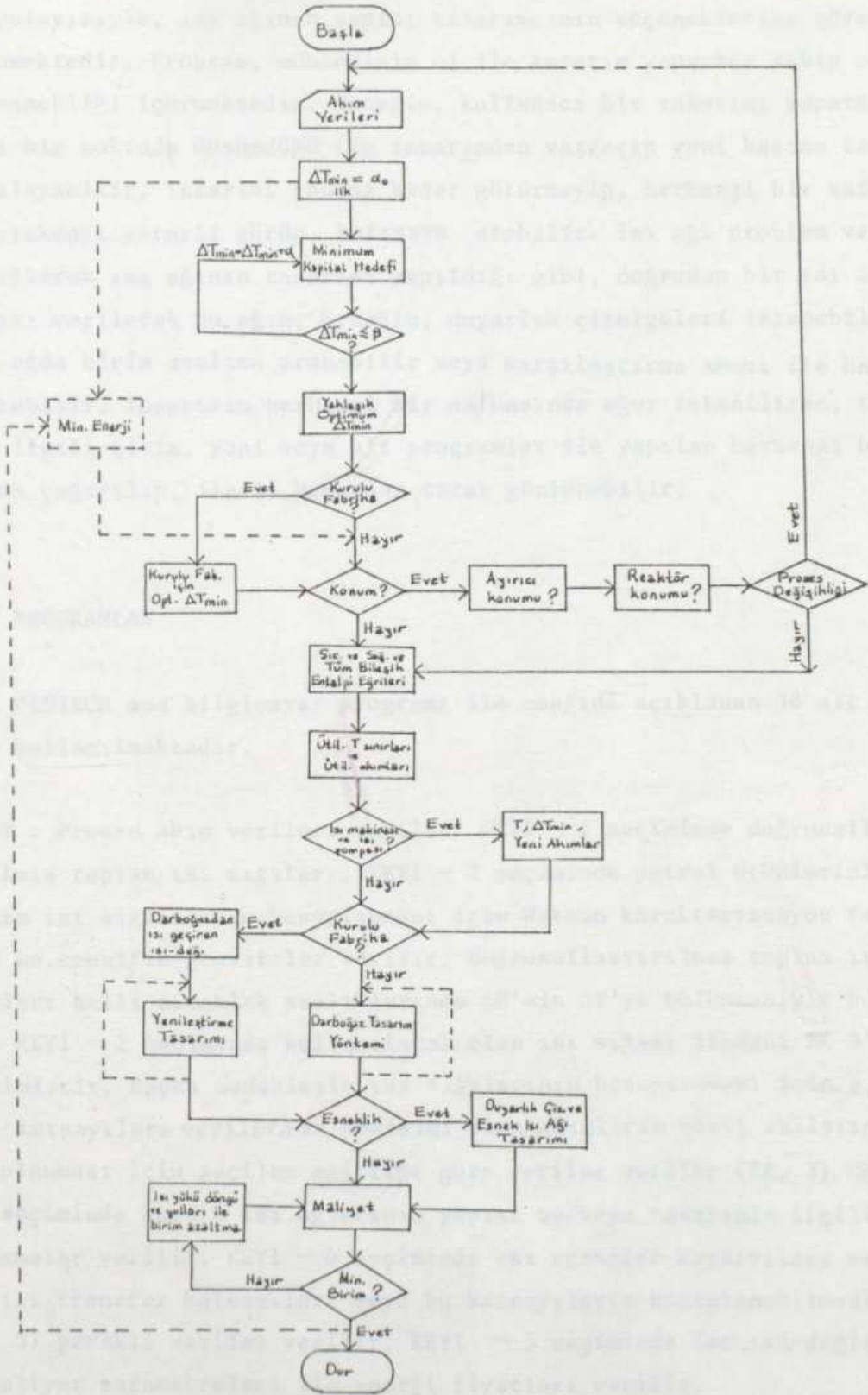
3. DARBOĞAZ TEKNOLOJİ İÇİN GELİŞTİRİLEN PİNTECH BİLGİSAYAR PROGRAMININ İÇERİĞİ

Sahip olduğu bir çok ayrıntısı ile darboğaz teknolojisi 2. bölümden de anlaşılacağı gibi tasarımcının düşünce ve seçeneklerine bağlı olarak çözümler getirebilmektedir. Bu teknoloji ile yapılan tasarımların yalın matematiksel yöntemlerde olduğu gibi doğrudan bilgisayara veri verip sonuçları alma yolu ile yapılamayacağı savunulduğu için, bugüne kadar yapılan entegrasyon çalışmaları el ile yapılan tasarımlarla yürütülmüştür (12,13,14,). Bu tezde, aynı esneklikte bir çalışmanın bilgisayar ile de yapılabileceği düşünülerek darboğaz teknolojisi için PİNTECH adıyla bir bilgisayar programı hazırlanmıştır. Program, öncelikle, tasarımcının kendi düşüncelerini uygulayabileceği bir anafikir üzerine oturtulmuştur. Bu bölümde, kullanıcı ile soru-cevap şeklinde çalışan PİNTECH programının ana hatlarıyla, çalışma akışı anlatılmış ve ek olarak da darboğaz tasarım yöntemi için açıklayıcı bir örnek uygulama verilmiştir.

3.1 ANA PROGRAM

PİNTECH tasarım programı Şekil 3.1'de görülen akım şemasına göre çalışmaktadır. Programın başında, ΔT_{min} için yaklaşık bir optimum değer hesaplatılabildiği gibi kullanıcının istediği bir ΔT_{min} değerinde de uygulamalar yapılabilmektedir. Kurulu bir fabrika için ise en iyi yerleştirme eğrisinden (Bölüm 2.4) yararlanarak yaklaşık optimum ΔT_{min} değerinin bulunması istenebilir. Daha sonra ayırıcı ve reaktör konumları incelenerek bazı proses değişiklikleri önerilebilir veya farklı projeler karşılaştırılabilir. Tüm bileşik entalpi eğrileri incelenerek farklı sıcaklıklarda ütilite kullanımı veya ısı ve güç entegrasyonu gerekli görülüp, proses akımlarına ek ütilite akımları eklenebilir. Kurulu bir fabrikanın ısı ağı tasarımı için ayrı, yeni kurulacak bir tesisin ısı ağı için ise ayrı komut verilir.

PİNTECH tasarım programı, kullanıcının tasarımıyla ilgili düşüncelerini kendi kararları doğrultusunda işleyebilmesine olanak sağlamak-



Şekil 3.1. PINTECH tasarım programının akım şeması.

tadır. Dolayısıyla, ısı ağıının yapısı tasarımcının seçeneklerine göre şekillenmektedir. Program, mühendisin el ile tasarım yaparken sahip olduğu esnekliği içermektedir. Örneğin, kullanıcı bir tasarımı yaparken herhangi bir noktada düşündüğü tip tasarımdan vazgeçip yeni baştan tasarıma başlayabilir. Tasarımı sonuna kadar götürmeyip, herhangi bir safhasında bırakmayı yeterli görüp, hafızaya atabilir. Isı ağı problem verileri verilerek ısı ağıının tasarımı yapıldığı gibi, doğrudan bir ısı ağıının yapısı verilerek bu ağıın, örneğin, duyarlık çizelgeleri istenebilir veya bu ağıda birim azaltma aranabilir veya karşılaştırma amacı ile hafızaya geçirebilir. Tasarımın herhangi bir safhasında eğer istenilirse, tasarımla ilgili çizim, yapı veya alt programlar ile yapılan herhangi bir hesaplama çağırılıp, ilgili hesaplar terar gözlenebilir.

3.2 ALT PROGRAMLAR

PINTECH ana bilgisayar programı ile aşağıda açıklanan 38 alt program kullanılmaktadır.

1. INPUT : Proses akım verileri verilir. KEY1 = 1 seçiminde doğrusallaştırılmış toplam ısı sığaları, KEY1 = 2 seçiminde petrol ürünlerinin toplam ısı sığalarının hesaplanması için Watson karakterizasyon faktörü ve spesifik graviteler verilir. Doğrusallaştırılmış toplam ısı sığaları belli sıcaklık aralıklarında ΔH 'nin ΔT 'ye bölünmesiyle bulunur. KEY1 = 2 seçiminde kullanılacak olan ısı sığası ifadesi EK 3'de verilmiştir. Başka maddelerin ısı sığalarının hesaplanması için a, b ve c katsayıları verilir. Faz değişimi olan akımların gizli ısılarının hesaplanması için seçilen eşitliğe göre veriler verilir (EK. 3). KEY1 = 3 seçiminde kurulu ısı ağlarının yapısı ve/veya tasarımla ilgili kısıtlamalar verilir. KEY1 = 4 seçiminde ısı transfer katsayıları ve toplam ısı transfer katsayıları veya bu katsayıların hesaplanabilmesi için (EK. 3) gerekli veriler verilir. KEY1 = 5 seçiminde ise ısı-değiştirci maliyet parametreleri ile enerji fiyatları verilir.
2. HFCOEF : Sıvı ve/veya gaz fazındaki akımların ısı sığalarını veya faz değiştiren akımların gizli ısılarını hesaplar.

3. HEATCOE : Isı transfer katsayılarını hesaplar (EK. 3).
4. ENERTAR : Isı ağı probleminin darboğaz noktasını bulur ve minimum enerji hedeflerini verir (Bölüm 2.1.1).
5. AMİN : Bir sayı kümesinin en küçük sayısını bulur.
6. AMAX : Bir sayı kümesinin en büyük sayısını bulur.
7. SETAREA : Çizilmesi istenin grafiğin alanı belirlenir.
8. POINT : Çizilecek olan grafiğin noktaları yüklenir.
9. PLOT : Grafik çizimi yapılır.
10. REACT : Reaktörlerin darboğazına göre konumları test edilir (Bölüm 2.6).
11. SEPARAT : Ayırıcıların darboğaza göre konumları test edilir (Bölüm 2.5).
12. CHANGE : Yapılması önerilen proses değişikliklerinin listesini verir (Bölüm 2.7).
13. AREATAR : Minimum enerji tasarımı minimum alan hedefini hesaplar (Bölüm 2.1.5).
14. CAPTAR : Minimum enerji tasarımı yatırım hedefini hesaplar (Bölüm 2.1.5).
15. MINUNI : Kuyu, kaynak ve tüm sistemin ayrı ayrı minimum birim sayılarını hesaplar (Bölüm 2.1.5).
16. DTOPTNE : Minimum enerji tasarımı için yaklaşık optimum ΔT_{min} 'u hesaplar (Bölüm 2.1.5).

17. GRIDSTR : Kuyu ve kaynak bölgeleri ve/veya tüm ağıdaki yatay akımları gösterir.
18. UTILIM : Sıcak ve soğuk ütilitelerin olabilir sıcaklık ve yük sınırlarını verir. Ütilite akımları eklenir (Bölüm 2.2).
19. PINCDES : Darboğaz tasarım yöntemi uygulanır (Bölüm 2.1.4).
20. RETDTM : Kurulu ısı ağının yenileştirme tasarımı için enerji/alan ve tasarruf/yatırım bağıntılarından, tasarımın başında belirlenen kriterlere göre optimum ΔT_{min} 'u bulur (Bölüm 2.4).
21. RETROFIT : Kurulu fabrikanın ısı ağı tasarımı yapılır (Bölüm 2.4).
22. PINCRIT : Darboğazda olabilirlik kriterlerini gösterir (Bölüm 2.1.4).
23. QAREA : Alanı belli olan ısı-değiştiricilerin ısı yüklerini hesaplar (EK. 4).
24. BRANCH : Akımları dallara ayırır.
25. HEATBAL : Darboğazdan uzaktaki eşlemelerde ΔT_{min} 'u koruyarak, ısı-değiştirici yüklerini saptar.
26. DESGRID : Isı ağı tasarımını yatay akımlar üzerinde gösterir.
27. UNIDEC : Isı ağı birimi bir azaltılır (Bölüm 2.1.5).
28. LOOP : Döngüler içerisinde en küçük ısı-değiştirici yükü olan birimin bulunduğu geri-beslemeli ısı yükü döngüsünü bulur. Kullanıcının belirlediği döngüyü ortadan kaldırır (Bölüm 2.1.5)
29. DTCHECK : Sıcaklık farkları ΔT_{min} 'dan küçük olan ısı-değiştiricileri bulur. Azalan farkları eski değerlerine getirir.
30. PATH : Isı yükü yollarını bulur (Bölüm 2.1.4).

31. COST : Isı aktarım ağının yatırım maliyeti ile sıcak ve soğuk ütilite maliyetlerini hesaplar. Kurulu ısı ağları için kurulacak ısı birimlerinin maliyetini ve azaltılan enerji kullanımının maliyetini hesaplar.
32. FSHELL : Çok geçişli kabuk ve boru ısı-değiştiricilerinin kabuk sayısını ve sıcaklık düzeltme faktörünü hesaplar.
33. ENGINE : Isı aktarım ağına ısı makinası entegre edilir (Bölüm 2.2.3).
34. PUMP : Isı aktarım ağına ısı pompası entegre edilir (Bölüm 2.2.3).
35. FLEX : Esnek ısı ağı tasarımı yapılır (Bölüm 2.3).
36. SENTAB : Isı aktarım ağının duyarlık çizelgelerini hazırlar (Bölüm 2.3).
37. SUBPROG : Alt programların bir veya birkaçının çağrılmasını sağlar.
38. MEMORY : Tasarımı hafızaya aktarır veya hafızadaki tasarımların çağrılmasını sağlar.

3.3. PINTech TASARIM PROGRAMI İLE ÖRNEK UYGULAMA

PINTech bilgisayar programında "Darboğaz Tasarım Yöntemi"nin uygulandığı kısım (Şek. 3.1), Çizelge 2.1'deki örnek problemin ısı ağı tasarımına ek açıklamalarıyla birlikte şöyle uygulanmaktadır:

```

* * * * *
*
*          DARBOĞAZ TASARIM YÖNTEMİNİ UYGULAMA SAFHASINDASINIZ !
*
* * * * *

```


PROBLEM NO = 1

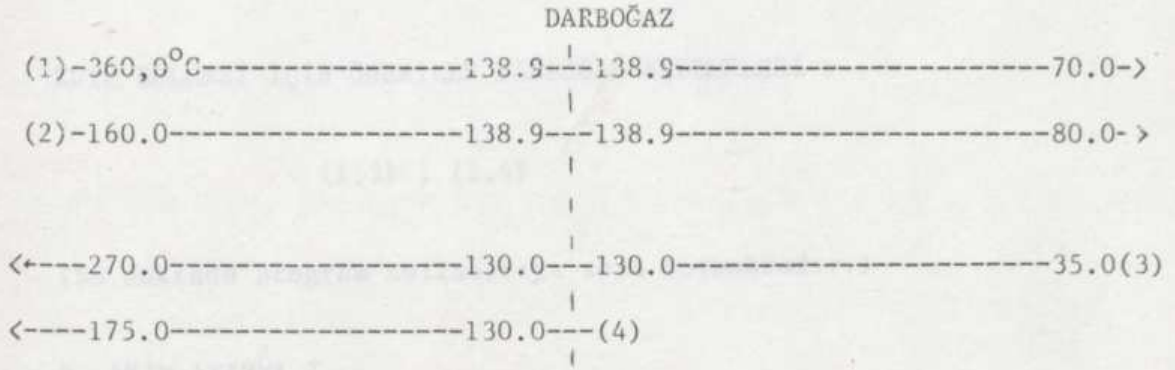
$\Delta T(\text{MİN}) = 8.9^{\circ}\text{C}$

DARBOĞAZ NOKTASI = 134.5°C

MİN. SICAK ÜTİLİTE HEDEFİ = 71.75 KW

MİN. SOĞUK ÜTİLİTE HEDEFİ = 91.75 KW

DARBOĞAZA GÖRE AKIMLARIN GÖSTERİLMESİ



KUYU BÖLGESİNDEKİ AKIMLARIN İNCELENMESİ

<u>CP(KW/$^{\circ}\text{C}$)</u>	DARBOĞAZ
3.0 (1) -360.0°C -----	$Q = 663.30\text{-KN}$ -----138.9-->
4.5 (2) -160.0 -----	$Q = 94.95$ -----138.9-->
4.0 <---270.0-----	$Q = 560.00$ -----130.0-(3)
6.0 <---175.0-----	$Q = 270.00$ -----130.0-(4)

KUYU BÖLGESİNDE : SICAK AKIM SAYISI = 2

SOĞUK AKIM SAYISI = 2

KUYU BÖLGESİNDE CP OLABİLİRLİK KRİTERİ

$$CP (1) < CP (3)$$

$$CP (1) < CP (4)$$

$$CP (2) < CP (4)$$

KUYU BÖLGESİ İÇİN ÖNERİLEN DARBOĞAZ EŞLEMELERİ :

(1,3) ; (2,4)

(Bu noktada program kullanıcıya soru sormaktadır.)

* AKIM AYIRMA ?

? HAYIR

(Hayır yanıtı, düşünülen eşleme için akım kapasitelerinin uygun olduğunu göstermektedir.)

* 1. DARBOĞAZ EŞLEMESİNİ YAPINIZ

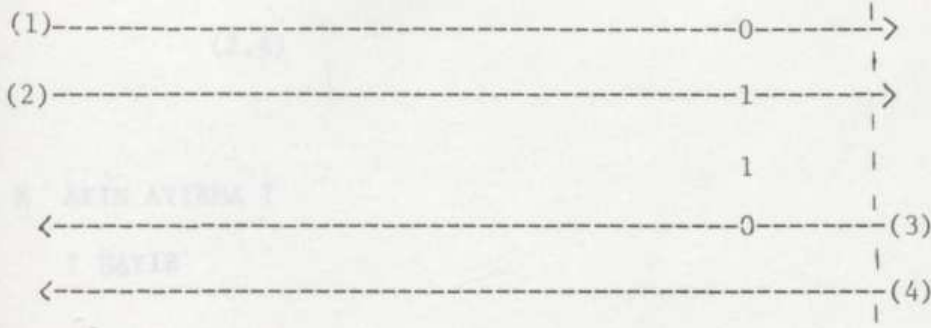
? 1,3

* ISI YÜKÜNÜ SINIRLAMA ?

? HAYIR

(Burada özel durumlar için, ısı-değiştiricinin yükü giriş veya çıkış sıcaklığı ile yüzey alanına bağlı olarak sınırlanabilir.)

1 NO.LU ISI AĞI KUYU BÖLGESİ TASARIM ÇALIŞMASI



ISI-DEĞİŞTİRİCİ NO	YÜKÜ (KW)	GİRİŞ T (°C)	ÇIKIŞ T (°C)
-----------------------	--------------	-----------------	-----------------

1	560.00	320.6	70.0
		130.0	270.0

GERİYE KALAN AKIMLAR :

CP (KW/°C)	DARBOĞAZ
3.0 (1)-360.0°C---Q = 103.30-KW-----325.6-->	
4.5 (2)-160.0-----Q = 94.95-----138.9-->	
6.0 <---175.0-----Q = 270.00-----130.0-(4)	

* BİR SONRAKİ ADIM ?

? EVET

KUYU BÖLGESİNDE CP OLABİLİRLİK KRİTERİ

$$CP (2) < CP (4)$$

KUYU BÖLGESİ İÇİN ÖNERİLEN DARBOĞAZ EŞLEMELERİ

(2,4)

* AKIM AYIRMA ?

? HAYIR

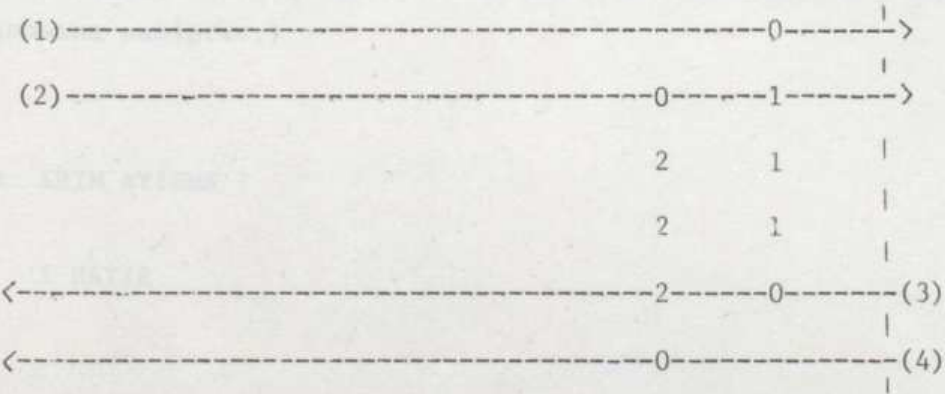
* 2. DARBOĞAZ EŞLEMESİNİ YAPINIZ

? 2,4

* ISI YÜKÜNÜ SINIRLAMA ?

? HAYIR

1 NO.LU ISI AĞI KUYU BÖLGESİ TASARIM ÇALIŞMASI



ISI-DEĞİŞTİRİCİ NO	YÜKÜ (KW)	GİRİŞ T (°C)	ÇIKIŞ T (°C)
-----------------------	--------------	-----------------	-----------------

* * * * *

1	560.00	320.6	70.0
		130.0	270.0
2	94.95	160.0	138.9
		130.0	153.7

GERİYE KALAN AKIMLAR :

CP (KW/°C)

DARBOĞAZ

3.0 (1)-360.0°C-----Q = 103.30 KW---325.6-->

6.0 ←175.0-----Q 175.05-----153.7--(4)

* BİR SONRAKİ ADIM ?

? EVET

(Eğer tasarımcı darboğaz yöntemini uygularken sorulan: "Bir sonraki adım ?" sorusuna olumsuz yanıt verirse, son yaptığı eşlemeyi veya daha önce yaptığı bir eşlemeyi tekrarlama veya tasarıma yeni baştan başlama şansına sahiptir.)

* AKIM AYIRMA ?

? HAYIR

* 3. EŞLEMİYİ YAPINIZ

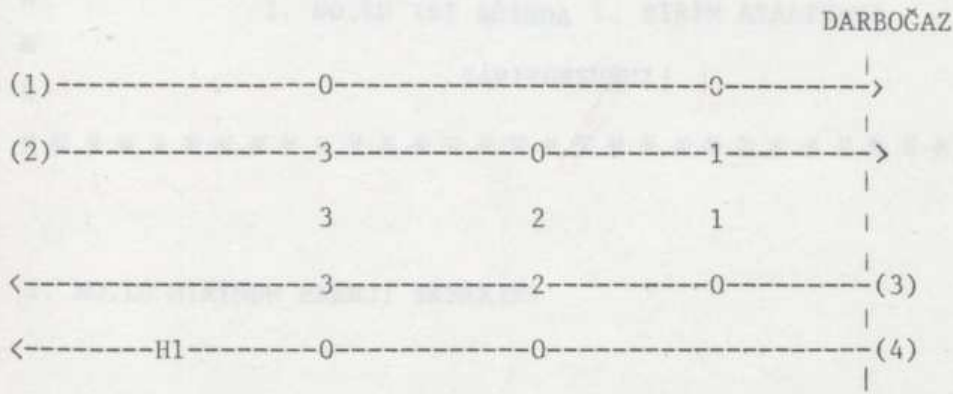
? 1,4

* ISI YÜKÜNÜ SINIRLAMA ?

? HAYIR

 * KUYU BÖLGESİ ISI AĞI TASARIMI SONUÇLARI *
 *

1. NO'LU ISI AĞI KUYU BÖLGESİ TASARIMI



ISI-DEĞİŞTİRİCİ NO	YÜKÜ (KW)	GİRİŞ T (°C)	ÇIKIŞ T (°C)
-----------------------	--------------	-----------------	-----------------

1	560.00	320.6	70.0
		130.0	270.0
2	94.05	160.0	138.9
		130.0	153.7
3	103.30	360.0	325.6
		170.9	153.7
H1	71.75	190.0	190.0
		170.9	175.0

Kaynak bölgesi ısı ağı tasarımı da benzer şekilde yapılır. Bu şekilde minimum enerji tasarımı çalışması bitirilir. Uygulama süresince, kullanıcı aykırı bir eşleme yaptığı zaman uyarılır. Daha sonra, esnek ısı ağı tasarımı çalışması seçilirse, ulaşılamayan hedef sıcaklıklarını karşılamak için tasarımcı değiştirmek istediği ısı-değiştiricileri

belirtir.

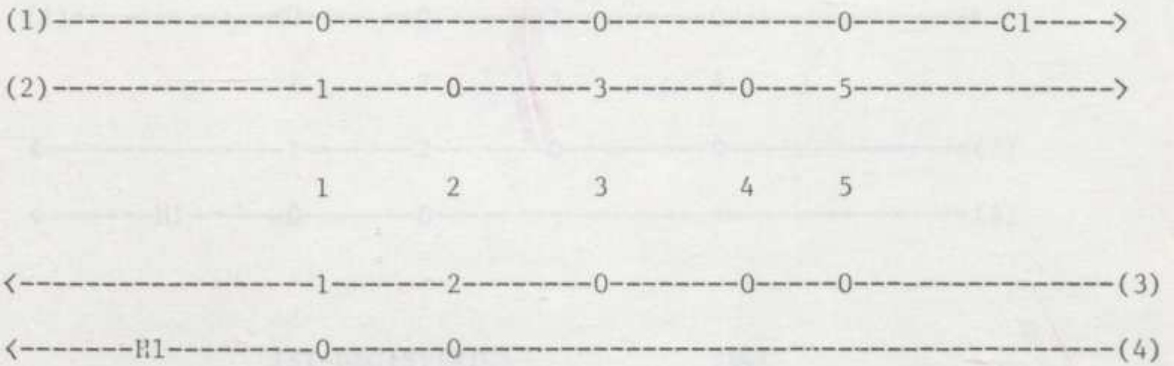
Birim sayısını azaltma ise şöyle yapılır:

```

* * * * *
* 1. NO.LU ISI AÇINDA 1. BİRİM AZALTMAYI *
*                                     *
*                               YAPIYORSUNUZ ! *
* * * * *

```

1. NO.LU MİNİMUM ENERJİ TASARIMI



ISI-DEĞİŞTİRİCİ

YÜKÜ

NO

(KW)

* * * * *

1	103.30
2	94.95
3	560.00
4	265.05
5	114.95
H1	71.75
C1	91.75

* YARDIM ?

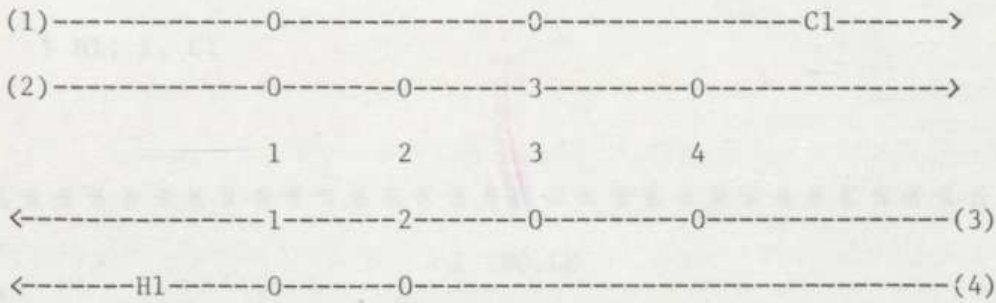
? HAYIR

(Burada eğer yardım istenilirse, döngüler içerisinde en küçük ısı-değiştirici yükü olan birimin bulunduğu döngü gösterilir.)

* GERİ-BESLEMELİ ISI YÜKÜ DÖNGÜSÜNÜ BELİRLEYİNİZ !

? 3,5

DÖNGÜ KIRILDIKTAN SONRA ISI AĞININ DURUMU :



ISI-DEĞİŞTİRİCİ

YÜKÜ

NO

(KW)

* * * * *

1

103.30

2

94.95

3

674.95

4

265.05

H1

71.75

C1

91.75

* * * 3. NO.LU ISI-DEĞİŞTİRİCİDE ΔT (MIN)'E ULAŞILAMIYOR

!!

$$\Delta T(\text{MIN}) = 8.9^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T(3) = -0.7^{\circ}\text{C}$$

* BİR SONRAKİ ADIM ?

? EVET

* YARDIM ?

? HAYIR

(Eğer yardım istenilirse, bir örnek ısı yükü yolu önerilir.)

* ISI YÜKÜ YOLUNU BELİRLEYİNİZ !

? H1, 1, C1

* * * * *
 * 1 NO.LU *
 * U = 6 ISI AĞI TASARIMI SONUÇLARI *
 * * * * *

(1)-----0-----0-----C1-->

(2)-----1-----0-----3-----0----->

1 2 3 4

<-----1-----2-----0-----0----->(3)

<-----H1-----0-----0----->(4)

ISI-DEĞİŞTİRİCİ NO	YÜKÜ (KW)	GİRİŞ T (°C)	ÇIKIŞ T (°C)
1	74.56	360.0	335.2
		145.8	158.2
2	94.95	160.0	138.9
		130.0	145.8
3	674.95	335.2	110.2
		101.3	270.0
4	265.05	138.9	80.0
		35.0	101.3
H1	100.49	185.0	185.0
		158.2	175.0
C1	120.49	110.2	70.0
		20.0	40.0

Mevcut bir sistemin tasarım değişikliği örnek uygulamadakine benzer bir şekilde yapılır. Yalnız, bu kez bağımsız ve darboğazdan ısı geçirmeyen ısı-değiştiriciler tasarım çalışması dışında bırakılabilir. Ayrıca, mevcut alanlar karşılaştırılarak tasarım geliştirilir. Örneğin, EK 4'de verilen formüllerden yararlanılarak var olan alana göre gerekli ısı yükleri bulunabilir. Tüm tasarım bittikten sonra ise ısı döngü ve yollarından yararlanılarak, yüzey alanları değişmiş bulunan ısı-değiştiricilerden bazıları eski durumlarına getirilebilir.

4. UYGULAMALAR VE TARTIŞMA

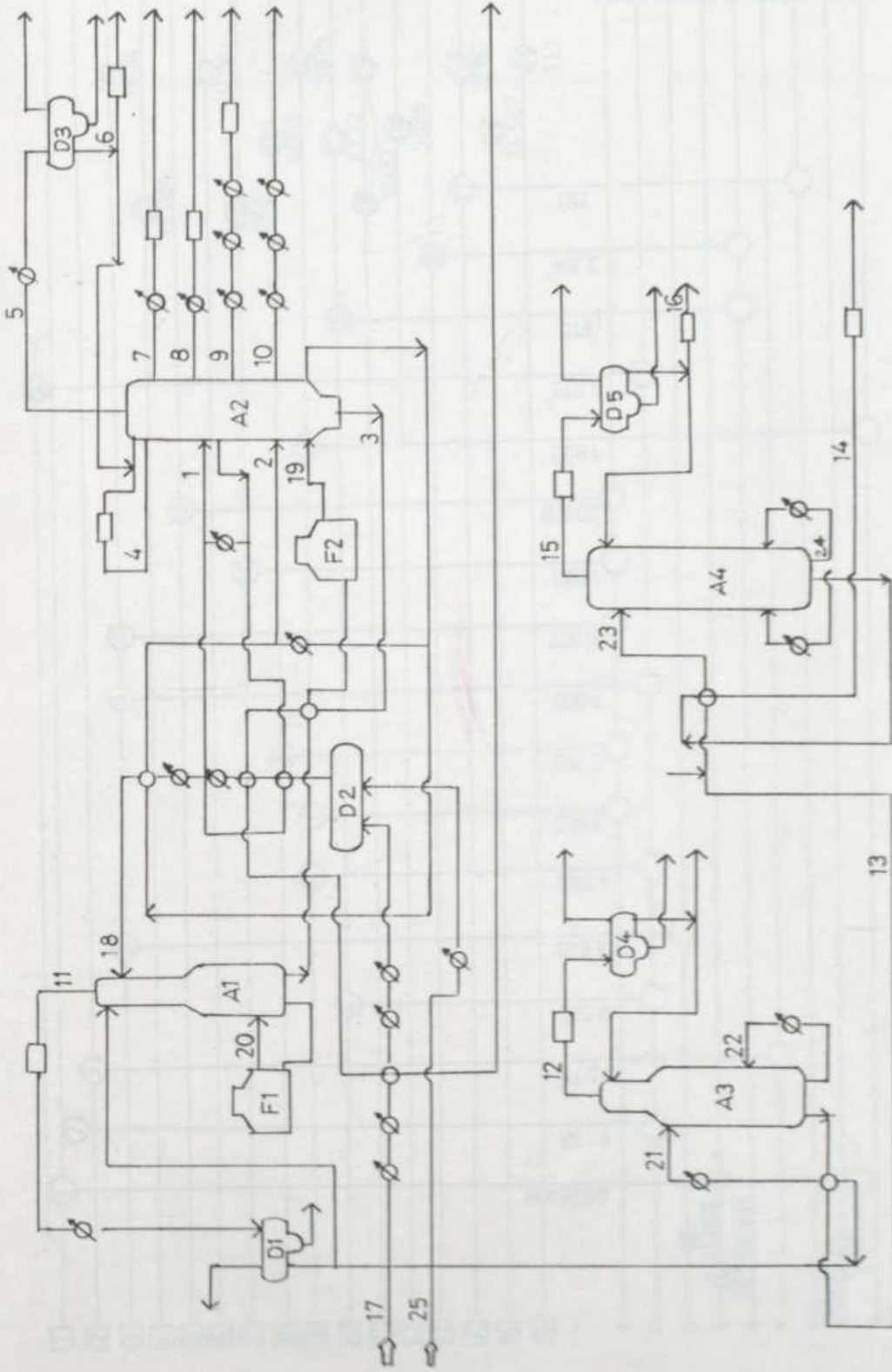
PINTECH tasarım programının gerçek sistemlere uygulanışını görmek için petrol arıtma ve petrokimya endüstrilerinden birer örnek fabrika incelenmiştir. Bu amaçla, TÜPRAŞ'ın İzmit rafinerisindeki Ham Petrol Ünitesi ile YARPET'in Stiren Monomer Fabrikası kullanılmıştır. Bu örnekler, özellikle karmaşık olmaları nedeni ile seçilmiştir. Bu bölümde bu üniteler için enerji tasarrufu sağlayabilen çeşitli tasarımlar önerilmiş ve uygulamalarla ilgili tartışmalar yapılmıştır.

4.1. HAM PETROL ÜZERİNE BİR UYGULAMA (TÜPRAŞ, 25 Nolu Fabrika)

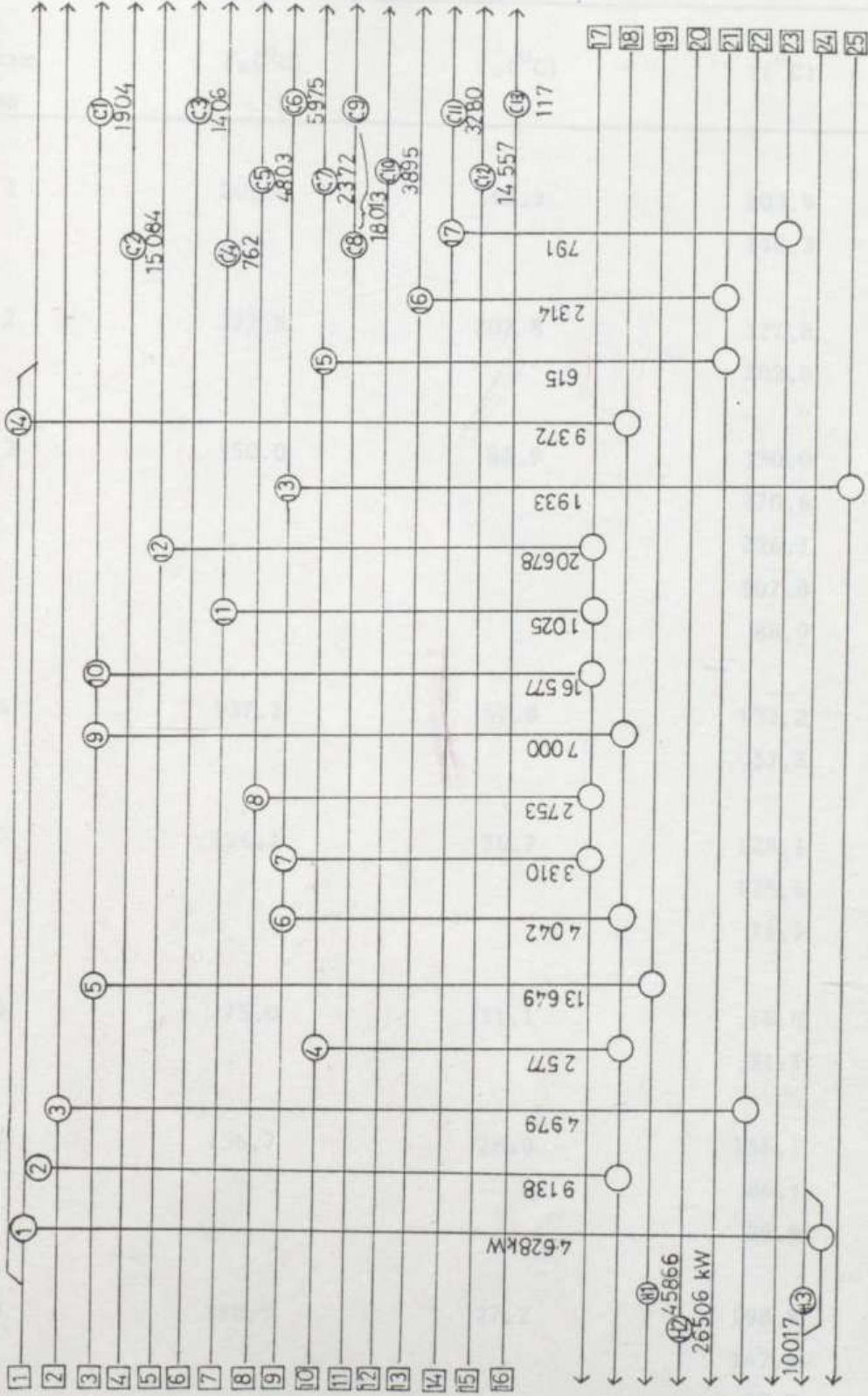
Ham petrol, TÜPRAŞ ham petrol ünitesinde LPG, izopentan, kerodist, dizel v.b. kesimlere ayrılmaktadır. Fabrika Şekil 4.1.'de gösterilen basitleştirilmiş temel akım şemasına göre çalışmaktadır. Burada, A1 öndamıtma, A2 atmosferik damıtma, A3 debütanizer, A4 deizopentanizer kolonlarını, D6 desalter, D5-D7-D8-D9 ise riflaks dramlarını göstermektedir. Kurulu fabrikanın mevcut ısı aktarım sistemi Şekil 4.2.'de görüldüğü gibi 16 sıcak akım ve 9 soğuk akım (Çizelge 4.1) üzerindeki 17 ısı-değiştirici, ikisi fırın (F1,F2) olmak üzere 3 ısıtıcı ve 13 soğutucudan oluşmaktadır. Ünitelerdeki mevcut ısı-değiştiricilere ait bilgiler Çizelge 4.2 ve 4.3.'de verilmiştir. Görüldüğü gibi tüm fabrikada 82 390 kW değerinde dışarıdan ısıtma ve 72 168 kW değerinde dışarıdan soğutma yapılmaktadır.

Mevcut fabrikanın, PINTECH programı kullanılarak Problem Çizelge Algoritması ile yapılan ısı akış analizleri daha çok enerji tasarrufu yapılabileceğini göstermiştir. Şekil 4.3.'den de görüldüğü gibi ΔT_{min} azaldıkça minimum ısıtma gereksinimi de azalmaktadır. Şekil 4.4. ise prosesin 20°C minimum sıcaklık farkı için sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrilerini göstermektedir. Sistemin darboğaz noktası $T_{116.1}^{\circ}\text{C}$ 'de olup dışarıdan ısıtma hedefi 70 375 kW ve dışarıdan soğutma hedefi ise 60 189 kW değerindedir. Tüm bileşik entalpi eğrisi, darboğaz bölgesinde yaklaşık

† Darboğaz noktası sıcaklığı darboğazdaki soğuk ve sıcak akımların sıcaklık ortalamalarından bulunur.



Şekil 4.1. Ham petrol ünitesinin proses akım şeması.



Şekil 4.2. Ham petrol ünitesinin mevcut ısı-değiştirici ağı.

Çizelge 4.1 Ham Petrol Ünitesinde Proses Akım Verileri[†]

Akım No	T _s (°C)	T _o (°C)	T(°C)	H (kW)
1	203.9	148.3	203.9 148.3	14 000 0
2	327.8	202.8	327.8 202.8	14 117 0
3	350.0	88.9	350.0 270.6 226.7 107.8 88.9	39 130 25 481 18 481 1 904 0
4	137.2	57.8	137.2 57.8	15 084 0
5	126.1	76.7	126.1 125.6 76.7	20 678 4 291 0
6	75.0	31.1	75.0 31.1	1 406 0
7	156.7	28.9	156.7 86.1 28.9	1 787 762 0
8	198.9	27.2	198.9 142.8 27.2	7 556 4 803 0

Akım No	$T_s(^{\circ}\text{C})$	$T_o(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	H (kW)
9	228.9	57.2	228.9	15 260
			186.7	11 218
			150.0	7 908
			57.2	0
10	229.4	58.9	294.4	5 565
			196.1	2 987
			171.1	2 372
			58.9	0
11	112.2	55.0	112.2	18 013
			111.7	5 577
			55.0	0
12	66.1	48.9	66.1	3 895
			65.6	492
			48.9	0
13	152.8	97.8	152.8	2 314
			97.8	0
14	107.2	12.8	107.2	4 071
			88.9	3 280
			12.8	0
15	52.8	45.0	52.8	14 557
			52.2	498
			45.0	0
16	45.0	21.1	45.0	117
			21.1	0

Akım No	$T_s(^{\circ}\text{C})$	$T_o(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	H (kW)
17	18.9	146.1	18.9	0
			87.8	21 703
			138.9	41 034
			146.1	44 343
18	140.6	211.1	140.6	0
			166.1	9 372
			181.7	16 372
			190.6	20 414
			211.1	32 130
19	256.1	362.8	256.1	0
			291.7	13 649
			362.8	59 515
20	231.1	256.1	231.1	0
			255.6	13 039
			256.1	26 506
21	55.0	117.2	55.0	0
			112.2	2 314
			117.2	2 929
22	148.9	152.8	148.9	0
			152.2	193
			152.8	4 979
23	85.6	95.0	85.6	0
			95.0	791

Akım No	$T_s (^{\circ}\text{C})$	$T_o (^{\circ}\text{C})$	$T (^{\circ}\text{C})$	H (kW)
24	97.2	112.8	97.2	0
			112.2	1 757
			112.8	14 644
25	57.8	125.0	57.8	0
			125.0	1 933

† TÜPRAŞ tarafından sağlanan verilerden elde edilmiştir.

Çizelge 4.2 Ham Petrol Ünitesinde Mevcut Isı-değiştiriciler

Isı-değ.† No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	U (W/m ² oC)	$\Delta T_{lmc}^{\dagger\dagger}$ ($^{\circ}\text{C}$)	A _{birim} (m ²)	A _{kabuk} (m ²)
1	1/2	4628	361.9	67.1	190.66	95.33
2	1/2	9138	290.8	33.2	947.32	473.66
3	1/2	4979	301.4	102.0	161.95	80.98
4	2/2	2577	266.3	30.4	318.32	79.58
5	2/2	13649	223.2	27.1	2256.51	564.13
6	2/2	4042	291.9	15.3	905.05	226.26
7	1/2	3310	264.0	22.7	552.03	276.02

Isı-Değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	U (W/m ² °C)	ΔT_{lmc} [†] (°C)	A _{birim} (m ²)	A _{kabuk} (m ²)
8	1/2	2753	314.0	26.3	333.62	166.81
9	1/2	7000	160.1	73.6	594.06	297.03
10	3/2	16577	180.0	24.5	3762.11	627.02
11	2/1	1025	182.8	16.5	399.10	169.55
12	2/2	20678	243.6	37.6	2261.91	565.48
13	1/1	1933	425.9	35.6	127.56	127.56
14	3/2	9372	319.7	19.0	1675.26	279.21
15	1/1	615	267.4	22.8	100.89	100.89
16	2/1	2314	345.8	38.4	174.57	174.57
17	2/1	791	447.5	5.6	315.64	157.82

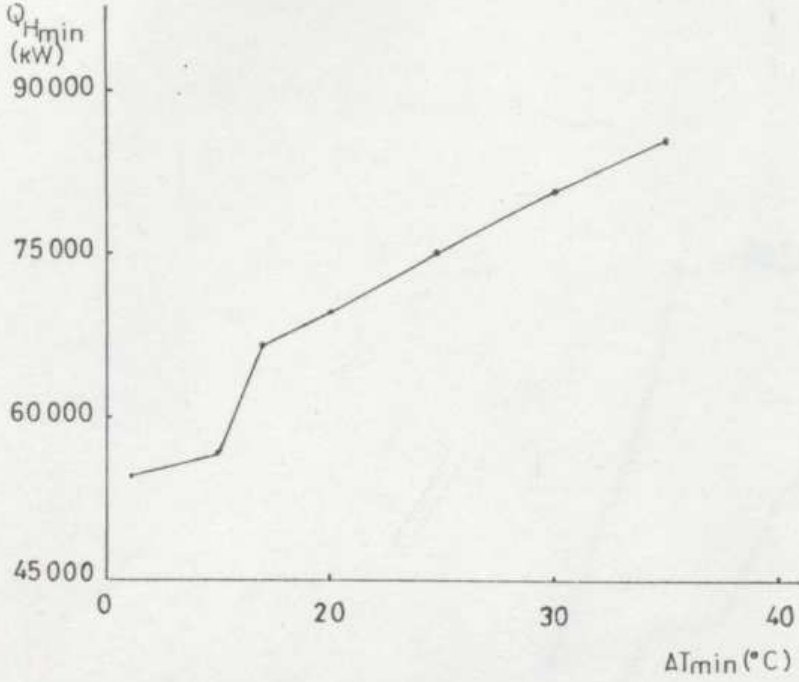
† Çok boru geçişli ısı-değiştirici; $F_{Tmin} = 0.80$; $A_{kabuk(max)} = 1000 \text{ m}^2$ alınmıştır.

†† Düzeltilmiş logaritmik ortalama sıcaklık farkı

Çizelge 4.3. Ham Petrol Ünitesinde Dışarıdan Enerji Kullanan Mevcut Isı-değiştiriciler

Birim No	Q (kW)	U^{\dagger} (W/m ² °C)	ΔT_{lmC} (°C)	A^{\ddagger} (m ²)
C1*	1904	254.2	63.8	117.40
C2	15084	426.7	56.3	627.89
C3	1406	518.8	20.3	130.29
C4	762	428.8	24.6	72.24
C5	4803	419.2	41.2	278.10
C6	5975	319.8	52.4	291.03
C7	2372	486.2	68.6	71.12
C8	18013	336.1	45.3	1183.09
C9				
C10	3895	535.5	22.9	317.62
C11	3220	540.5	16.1	376.92
C12	14557	326.5	14.4	3096.18
C13	117	452.8	11.1	23.28
H3	10017	451.0	99.2	223.90

† Çıplak boru yüzeyi için. †† Çıplak boru yüzeyi alanı. * C1 no.lu soğutucu soğutma suyu ile diğeri soğutucular ise hava ile soğutma yapmaktadır.

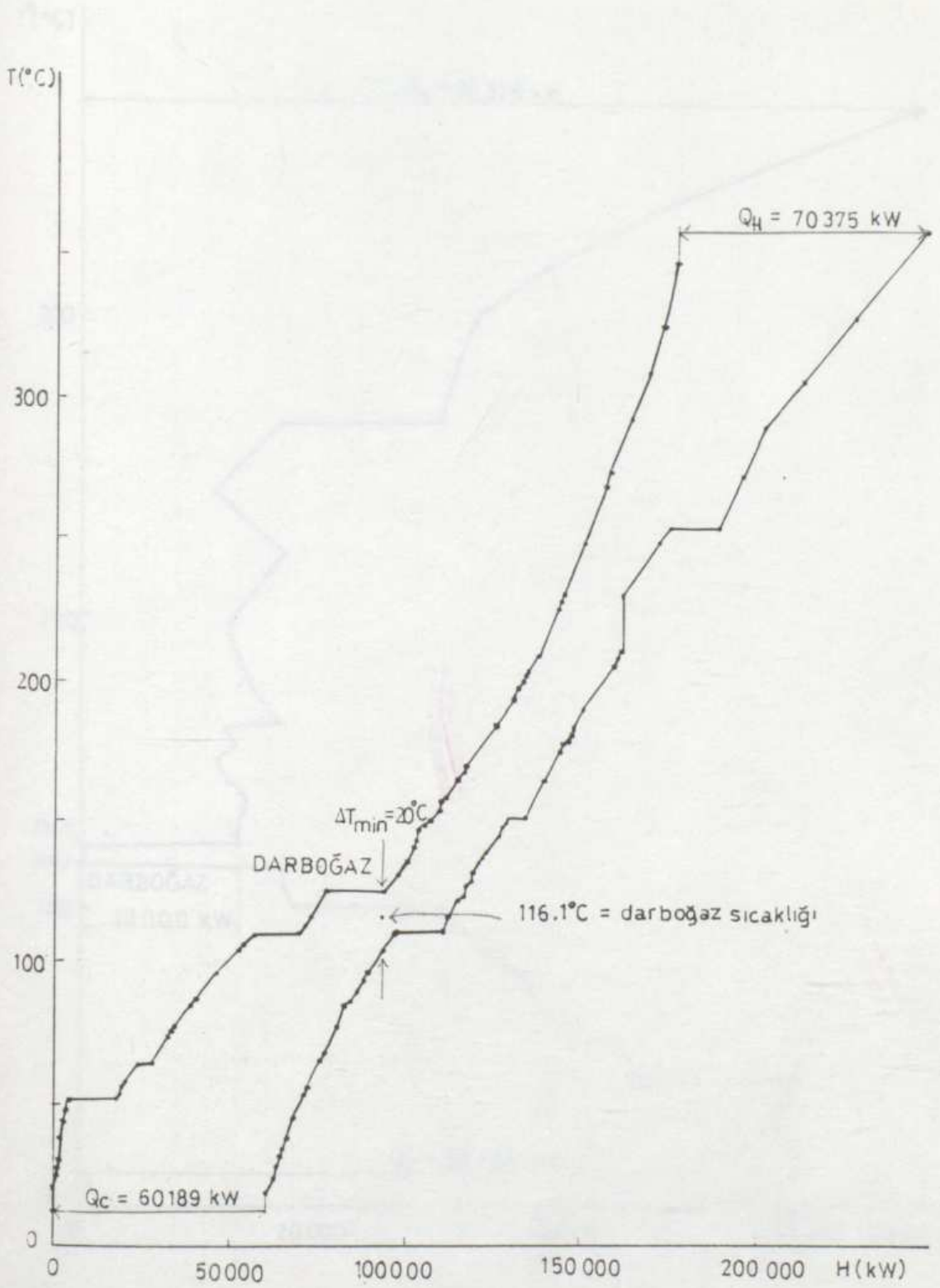


Şekil 4.3. Ham petrol ünitesinde minimum sıcaklık farkının minimum ısıtma gereksinimine etkisi.

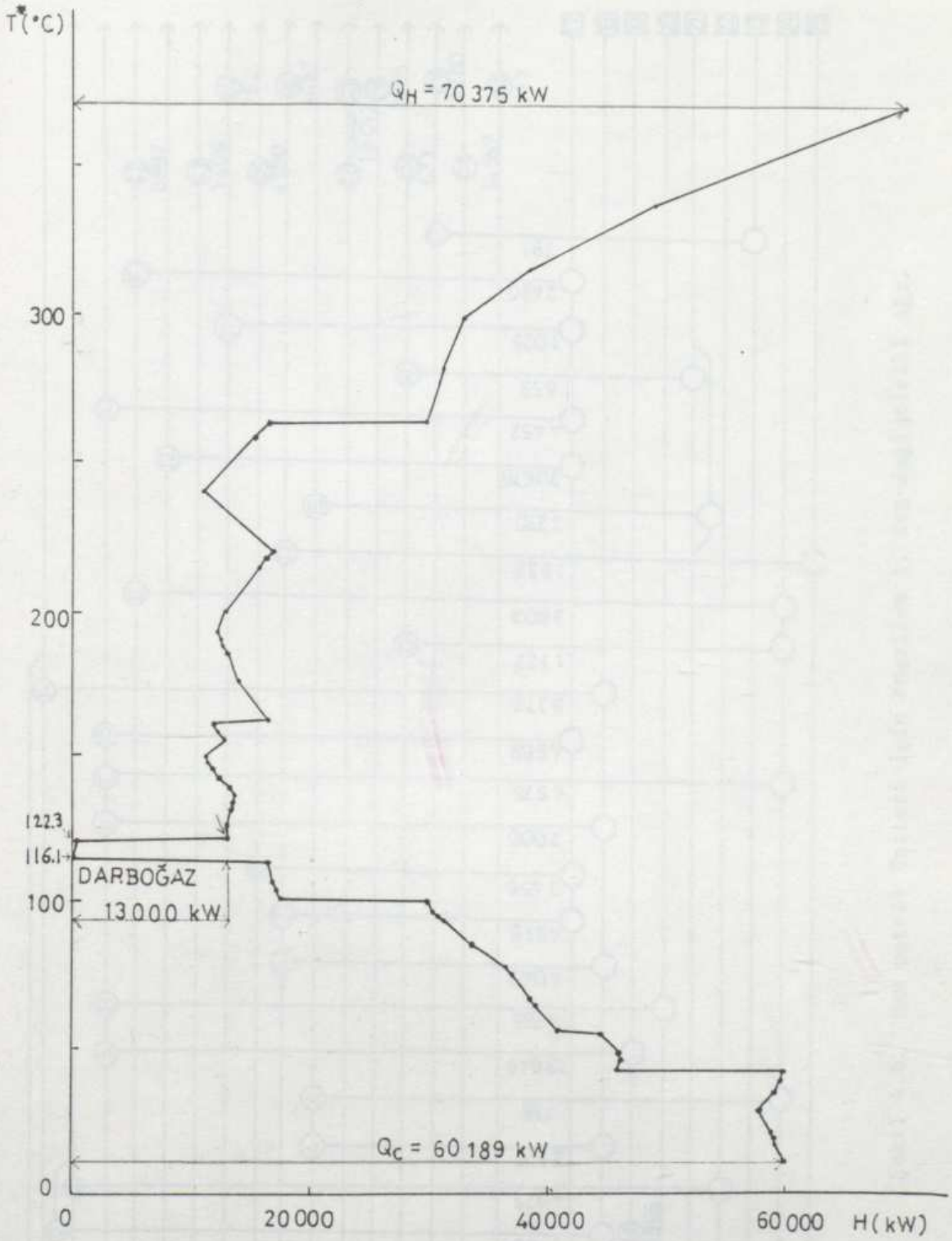
13 000 kW değerindeki ısının da yeterli sıcaklık farkından dolayı ısı pompasından yararlanılarak geri kazanılabileceğini göstermektedir. (Şekil 4.5.).

PINTECH tasarım programı ile yapılan çalışmalar sonucunda başlıca 3 ayrı yenileştirme tasarımı önerilmiştir. 2. ve 3. tasarımlarda 1. tasarımdan farklı olarak ısı ve güç entegrasyonundan yararlanılmıştır. Proses akım verileri ile yeni kurulabilecek bir fabrika için ise, örnek bir ısı entegrasyonu çalışması yapılmıştır.

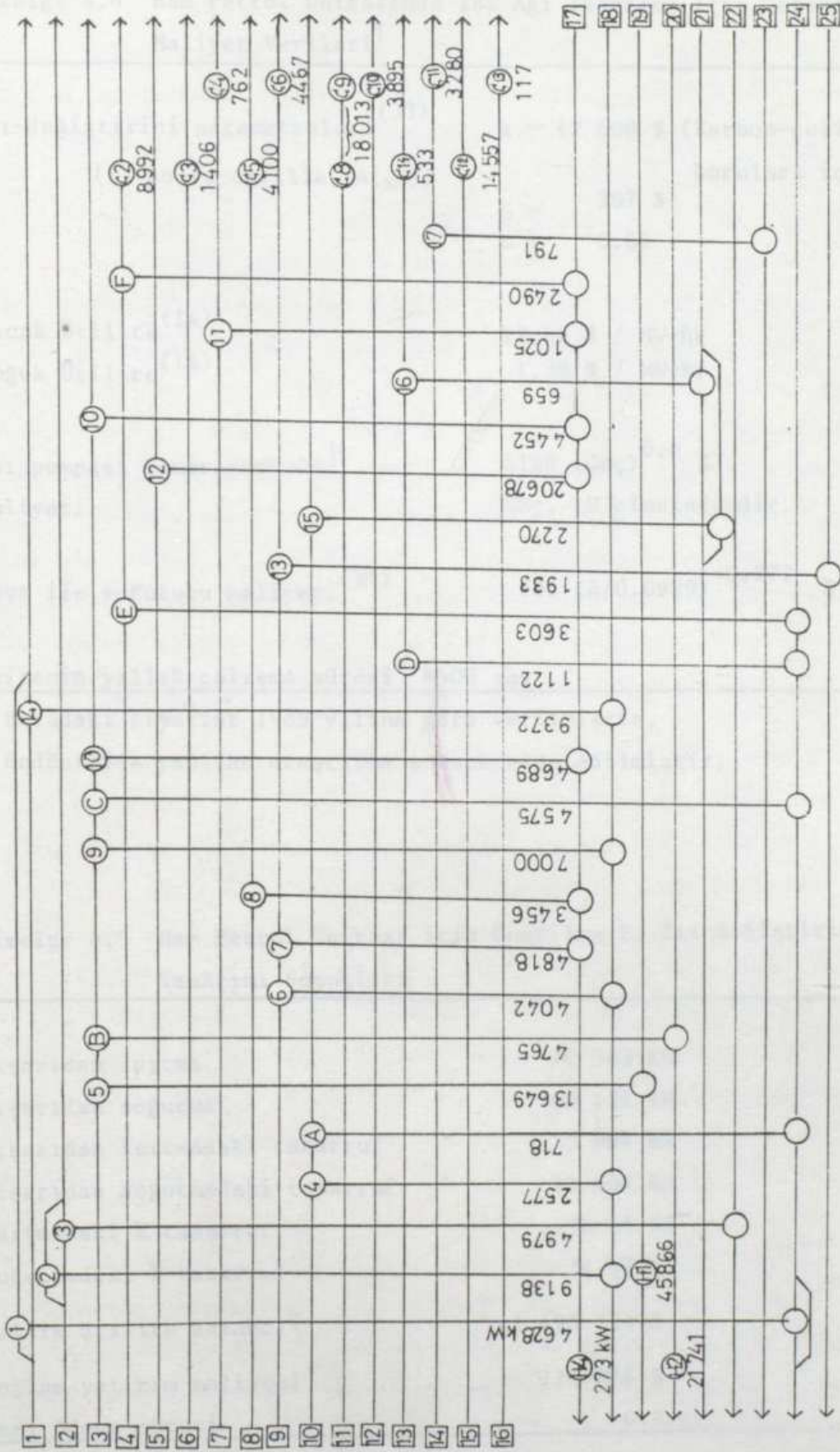
Önerilen 1. ısı ağında (Şekil. 4.6) Çizelge 4.4.'deki maliyet verileri kullanılarak yapılan hesaplar sonucunda 6.2 ay geri-ödeme süresi ile tüm üniteye % 14.62 ısıtma ve % 17.47 soğutma tasarrufu yapılabilmektedir. Böylece yılda 1 490 234 \$ 'lık ütilite kazancı sağlanmaktadır (Çizelge 4.5.). 1, 2, 3, 4, 5, 6, 14, 17 no.lu ısı-değiştiriciler ile C3, C4, C8-C9, C10, C11, C12, C13 soğutucularının ve H1 ısıtıcısının boyutları değiştirilmemiş, diğer 6 ısı-değiştiricinin, ise boyutları büyül-



Şekil 4.4. Ham petrol ünitesi sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri.



Şekil 4.5. Ham petrol ünitesi tüm bileşik entalpi eğrisi.



Şekil 4.6. Ham petrol ünitesi için önerilen 1. ısı-değiştirici ağı.

Çizelge 4.4 Ham Petrol Ünitesinde Isı Ağı Tasarımı için Gerekli Olan Maliyet Verileri[†]

Isı-değiştirici parametreleri ⁽³³⁾ (12 no.lu eşitlik, $A_{(m^2)}$)	$a = 12\ 600$ \$ (Karbon-çelik kabuk ve boruları için) $b = 307$ \$ $c = 0.81$
Sıcak Ütilite ⁽¹⁴⁾	12.53 \$ / MW-hr
Soğuk Ütilite ⁽¹⁴⁾	1.38 \$ / MW-hr
Isı pompası kompresörünün ^{††} maliyeti	5168 (Güç) ^{0.4} \$ Güç, kW cinsindedir.
Hava ile soğutucu maliyeti ⁽³⁴⁾	231 (A/0.0929) ^{-0.272} \$

Ünitenin yıllık çalışma süresi 8500 saat

† Buradaki fiyatlar 1989 yılına göre verilmiştir.

†† Endüstride yapılan araştırma sonucu elde edilmiştir.

Çizelge 4.5 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 1. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları

Dışarıdan ısıtma	70 343 kW
Dışarıdan soğutma	60 121 kW
Dışarıdan ısıtmadaki tasarruf	12 604 kW
Dışarıdan soğutmadaki tasarruf	12 604 kW
Isıtmadaki % tasarruf	% 14.62
Soğutmadaki % tasarruf	% 17.47
Yıllık ütilite kazancı [†]	1 490 234 \$
Toplam yatırım maliyeti [†]	775 074 \$
Geri ödeme süresi	6.2 ay

† 1989 fiyatlarına göre hesaplanmıştır.

tülmüştür (Çizelge 4.6.). Sisteme 6 yeni ısı-değiştirici ile bir ısıtıcı ve bir soğutucu eklenirken (Şekil 4.6.); C1, C7 soğutucuları ile H3 ısıtıcısı uygulamadan kaldırılmıştır. 3 ısı-değiştirici ile 3 soğutucu ve 1 ısıtıcının ise boyutları küçültülmüştür (Çizelge 4.7.).

Isı ve güç entegrasyonundan yararlanılan 2. ısı ağı (Şekil 4.7.) 7.9 ay geri ödeme süresi ile tüm ünite de % 17.53 ısıtma ve % 20.78 soğutma tasarrufu sağlamaktadır (Çizelge 4.8.). Bu, yılda yaklaşık 1 744 000 \$ ütilite kazancına denk gelmektedir. Mevcut ısı ağına 6 yeni ısı-değiştirici ile 1 soğutucu ve de ısı pompası çevriminde yer alan 2 ısı-değiştirici yerleştirilmiştir (Çizelge 4.9.). 6 ısı-değiştiricinin boyutları büyütülürken (Çizelge 4.10.), 3 ısı değiştiricinin ve C2, C5, C6, C8-C9 soğutucularının boyutları küçültülmüş, H2 fırınının ise ısı yükü azaltılmıştır (Çizelge 4.10.). 2 soğutucu ve 1 ısıtıcı ise uygulamadan kaldırılmıştır. Bu ısı ağında kullanılan ısı pompası akışkanı P2 ısı-değiştiricisinde 106.7°C'de gizli ısı alıp, P1 ısı-değiştiricisinde 118.3°C'de ise bu ısıyı darboğazın yukarisına vermektedir.

Önerilen 3. ısı ağı (Şekil 4.8.) 8.1 ay içerisinde geri ödenebilecek yatırımlarla % 23.9 ısıtma ve % 24.50 soğutma tasarrufu yapabilmektedir. Isı ve güç entegrasyonunun birlikte yapıldığı bu ağ ile yılda yaklaşık 2 256 500 \$'lık ütilite tasarrufu sağlanabilmektedir (Çizelge 4.11.). Bu tasarımda mevcut ısı ağında var olan H3 no.lu ısıtıcı ile C1 ve C7 soğutucuları tasarımdan kaldırılmıştır. Buna karşılık H5 ısıtıcısı ve C14 soğutucusu sisteme alınmıştır. 10 ısı-değiştiricinin boyutları büyütülüp 6 yeni ısı değiştirici ile ısı pompası sistemine ait P1 ve P2 ısı-değiştiricileri eklenmiştir (Çizelge 4.12.). Yine 3 ısı-değiştirici ve 4 soğutucunun boyutları küçültülürken (Çizelge 4.13.), H2 fırınının ısı yükü azaltılmıştır.

Önerilen 3 yenileştirme tasarımında da tüm ünite de, % 15-23 arasında değişen enerji tasarruflarının yapılabilmesi ve geri ödemelerin 6-9 ay gibi kısa sürede sağlanabilmesi bu tasarımların endüstride uygulanabileceğini göstermektedir. Yenileştirme tasarımlarının kendi aralarında karşılaştırılması yapıldığı zaman 1 no.lu tasarımdan 3 no.lu tasarıma doğru yıllık enerji tasarruflarının arttığı, buna karşılık geri ödeme süre-

Çizelge 4.6 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 1. Isı Ağında Boyutları
Büyültülen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	ΔT_{lmc} (°C)	A_{birim} (m ²)	ΔA (m ²)	A_{yeni} A_{kabuk} (m ²)	Maliyet ^{††} (₺)
7	2/2	4818	13.6	1341.46	789.43	394.72	103 033
8	2/2	3456	22.2	496.10	162.48	81.24	46 831
9	2/2	7000	39.7	1101.33	507.27	253.63	79 597
12	3/2	20678	23.5	3613.75	1351.84	675.92	72 766
13	3/1	1933	19.1	238.41	110.85	55.43	41 071
15	5/1	2270	14.5	587.02	486.13	121.53	110 350
A	1/1	718	67.3	33.98	33.98	33.98	17 937
B	1/2	4765	61.8	339.51	339.51	169.76	64 495
C	1/1	1122	24.3	208.46	208.46	208.46	35 803
D	1/1	439	25.6	67.12	67.12	67.12	21 866
E	1/1	3603	20.4	622.11	622.11	622.11	68 856
F	1/2	2490	88.7	149.80	149.80	74.90	45 453
H4	1/2	2736	13.9	401.70	401.70	401.70	52 079
C14	1/1	533	105.0	12.29	12.29	12.29	14 943

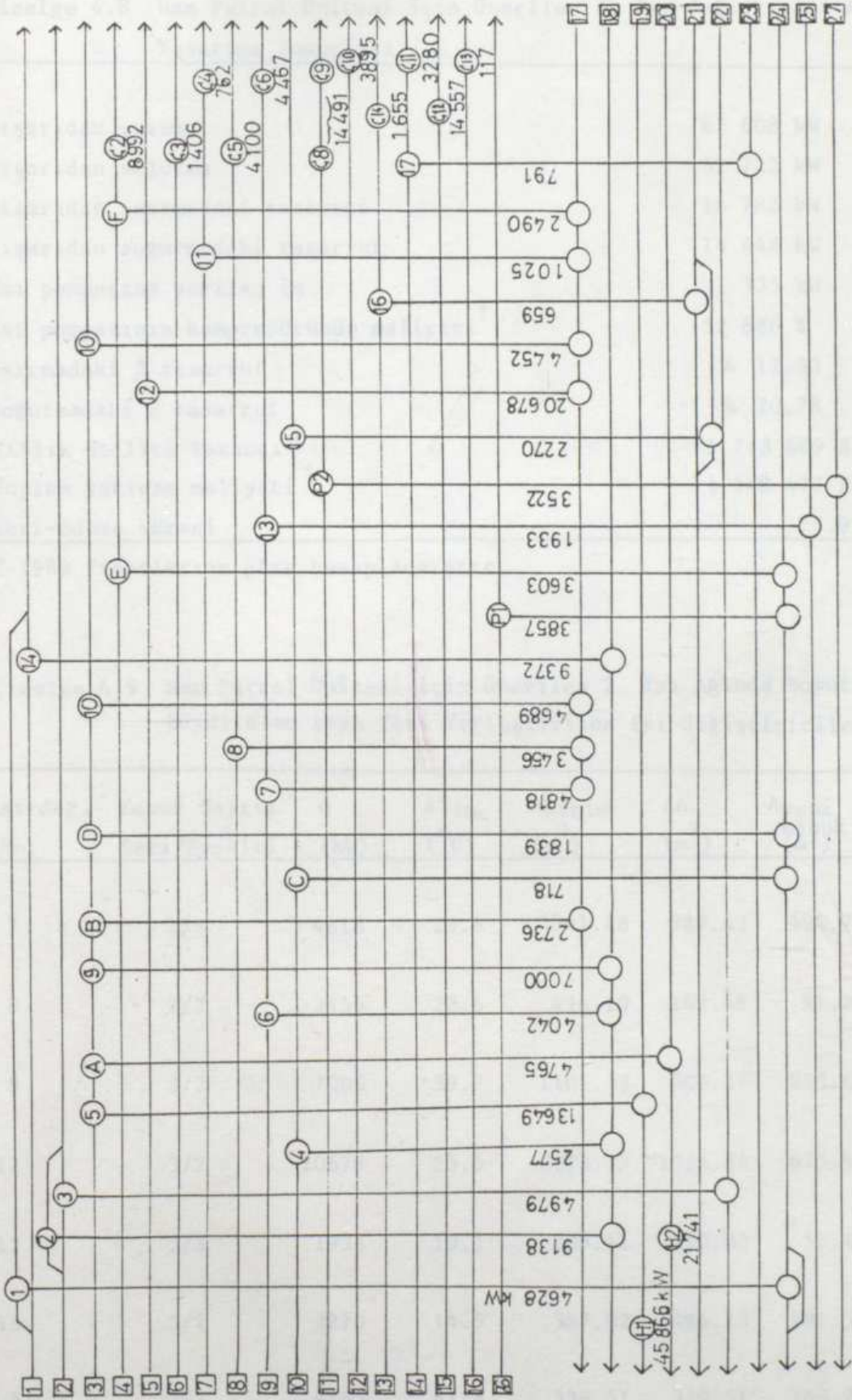
† Çok boru geçişli ısı-değiştirici; $F_{Tmin} = 0.80$; $A_{kabuk(max)} = 1000 \text{ m}^2$
alınmıştır. †† 1989 fiyatlarına göre hesaplanmıştır.

Çizelge 4.7 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 1. Isı Ağında Boyutları Küçültülecek Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	ΔT_{lmc} (°C)	Abirim (m ²)	ΔA (m ²)
10	1/2	4689	25.3	1030.10	-2370
10'	1/2	4452	68.5	361.54	
11	1/1	1025	88.3	63.50	-275.60
16	2/1	659	23.2	82.10	- 92.47
C2	1/1	8992	81.2	259.52	-114.56
C5	1/1	4100	68.7	142.37	- 11.84
C6	1/1	3910	80.0	124.75	- 44.32
H2	-	21741	23.8	1791.15	-112.61

† Çok boru geçişli ısı-değiştirici; $F_{Tmin} = 0.80$; $A_{kabuk(max)} = 1000 \text{ m}^2$ alınmıştır.

sinin de arttığı görölmektedir. Tüm bileşik entalpi eğrisinin darboğaz bölgesinde, darboğazın yukarisına pompalanmaya uygun olan ısıdan yararlanıldığı 2 ve 3 no.lu ısı ağı tasarımları ile, ısı ve güç entegrasyonu yapılmayan 1 nolu tasarımdan daha çok enerji tasarrufu sağlanmıştır. Her ne kadar yenileştirme tasarımları için $\Delta T_{min} = 20^\circ\text{C}$ olarak alınmış ise de konumları ve boyutları olduğu gibi korunan mevcut bazı ısı-değiştiricilerin itici güçleri bu sıcaklık farkının altındadır. Dolayısıyla, yeni tasarlanan ısı-değiştiricilerde de mevcut ısı ağı tasarımına uygun bir düzen getirebilmek için, zorunlu olarak 20°C 'den daha düşük itici güçlerden de yararlanılmıştır.



Şekil 4.7. Ham petrol ünitesi için önerilen 2. ısı-değiştirici ağı.

Çizelge 4.8 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 2. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları

Dışarıdan ısıtma				67 608 kW
Dışarıdan soğutma				57 722 kW
Dışarıdan ısıtmadaki tasarruf				14 782 kW
Dışarıdan soğutmadaki tasarruf				14 446 kW
Isı pompasına verilen iş				335 kW
Isı pompasının kompresörünün maliyeti [†]				52 886 \$
Isıtmadaki % tasarruf				% 17.53
Soğutmadaki % tasarruf				% 20.78
Yıllık ütilite kazancı [†]				1 743 809 \$
Toplam yatırım maliyeti [†]				1 148 477 \$
Geri-ödeme süresi				7.9 ay

† 1989 fiyatlarına göre hesaplanmıştır.

Çizelge 4.9 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 2. Isı Ağında Boyutları Büyültülen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	ΔT_{lmc} (°C)	Abirim (m ²)	ΔA (m ²)	Ayeni kabuk (m ²)	Maliyet \$
7	2/2	4818	13.6	1341.46	789.43	394.72	103 033
8	2/2	3456	22.6	496.10	162.48	81.24	46 831
9	2/2	7000	39.7	1101.33	507.27	253.63	79 597
12	3/2	20678	23.5	3613.75	1351.84	675.92	72 766
13	3/1	1933	19.1	238.41	110.85	55.43	41 071
15	5/1	2270	14.5	587.02	486.13	121.53	110 350
A	1/2	4765	61.8	339.51	339.51	169.76	64 495

Isı-değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	ΔT_{lmc} (°C)	A_{birim} (m ²)	ΔA (m ²)	A_{yeni} A_{kabuk} (m ²)	Maliyet (\$)
B	1/1	2736	39.0	389.74	389.74	389.74	51 118
C	1/1	718	67.3	33.98	33.98	33.98	17 939
D	1/1	1839	53.58	114.41	114.41	114.41	26 872
E	1/1	3603	20.4	622.11	622.11	622.11	68 856
F	1/2	2490	88.7	149.80	149.80	74.90	45 453
C14	1/1	1655	118.0	33.96	33.96	33.96	17 936
P1	3/1	3857	5.5	1460.99	1460.99	487.00	176 207
P2	3/1	3515	5.5	1420.20	1420.20	473.40	173.067

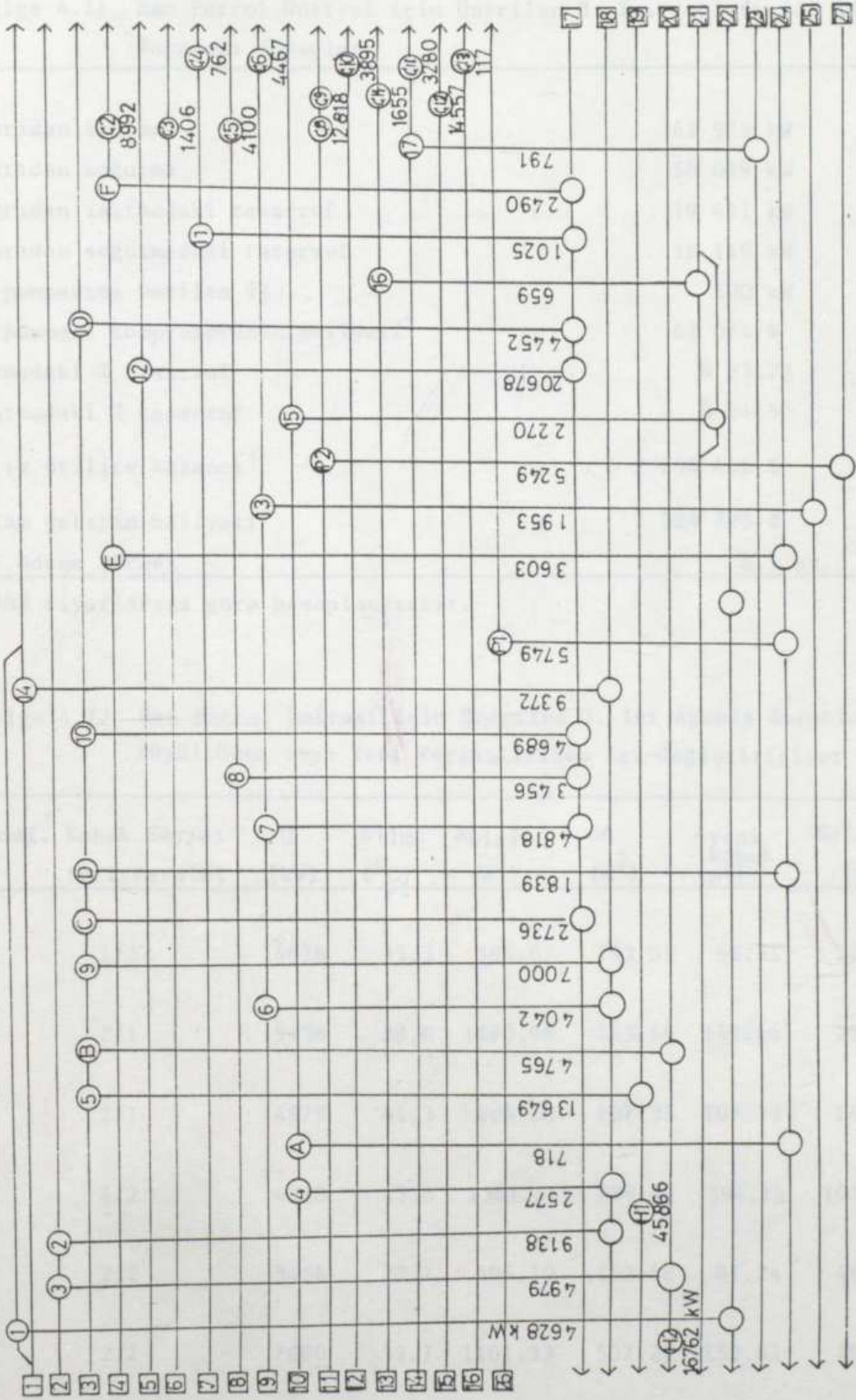
† Çok boru geçişli ısı-değıştirici; $F_{Tmin} = 0.80$; $A_{kabuk(max)} = 1000 \text{ m}^2$ alınmıştır.

ABC

Çizelge 4.10 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 2. Isı Ağında Boyutları
Küçültülecek Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	ΔT_{lmC} (°C)	A _{birim} (m ²)	ΔA (m ²)
10	1/2	4689	25.3	1030.10	-2370
10'	1/2	4452	68.5	361.54	
11	1/1	1025	88.3	63.50	-275.60
16	2/1	659	23.2	82.10	- 92.47
C2	1/1	8992	81.2	259.52	-114.56
C5	1/1	4100	68.7	142.37	- 11.84
C6	1/1	3910	80.0	124.75	- 44.32
C8-C9	2/1	14491	82.61	553.34	-134.48
H 2	-	21741	23.8	1791.15	-112.61

† Çok boru geçişli ısı-değiştirici; $F_{Tmin}=0.80$; $A_{kabuk(max)}=1000 \text{ m}^2$ alınmıştır.



Şekil 4.8. Ham petrol ünitesi için önerilen 3. ısı-değiştirici ağı.

Çizelge 4.11 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 3. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları

Dışarıdan ısıtma	62 979 kW
Dışarıdan soğutma	56 049 kW
Dışarıdan ısıtmadaki tasarruf	19 411 kW
Dışarıdan soğutmadaki tasarruf	16 119 kW
Isı pompasına verilen iş	500 kW
Isı pompası kompresörünün maliyeti [†]	62 074 \$
Isıtmadaki % tasarruf	% 23.29
Soğutmadaki % tasarruf	% 24.50
Yıllık ütilite kazancı [†]	2 256 445 \$
Toplam yatırım maliyeti [†]	1 524 725 \$
Geri ödeme süresi	8.1 ay

[†] 1989 fiyatlarına göre hesaplanmıştır.

Çizelge 4.12 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 3. Isı Ağında Boyutları Büyültülen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	ΔT_{lmC} (°C)	A _{birim} (m ²)	ΔA (m ²)	A _{yeni} kabuk (m ²)	Maliyet (\$)
1	1/2	4628	33.3	383.67	193.01	96.51	50 070
2	2/1	9138	28.8	1090.96	143.64	143.64	29 760
3	2/1	4979	61.3	269.28	107.33	107.33	26 153
7	2/2	4818	13.6	1341.46	789.43	394.72	103 033
8	2/2	3456	22.2	496.10	162.48	81.24	46 831
9	2/2	7000	39.7	1101.33	507.27	253.63	79 597

Isı-değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	ΔT_{lmc} (°C)	A_{birim} (m ²)	ΔA (m ²)	A_{eni} A_{kabuk} (m ²)	Maliyet (₺)
12	3/2	20678	23.5	3613.75	1351.84	675.92	72 766
13	3/1	1933	19.1	238.41	110.85	55.43	41 071
14	4/2	9372	12.6	2327.58	652.32	326.16	91 888
15	5/1	2270	14.5	587.02	486.13	121.13	110 350
A	1/1	718	67.3	33.98	33.98	33.98	17 939
B	1/2	4765	16.8	339.51	339.51	169.76	64 495
C	1/1	2736	39.0	389.74	389.74	389.74	51 118
D	1/1	1839	53.6	114.41	114.41	114.41	26 872
E	1/1	3603	20.4	622.11	622.11	622.11	68 856
F	1/2	2490	88.7	149.80	149.80	74.90	45 453
C14	1/1	1655	118.0	33.96	33.96	33.96	17 936
P1	4/1	5749	5.5	2177.65	2177.65	544.41	252 375
P2	4/1	5249	5.5	2120.81	2120.81	530.20	248 095
H5	1/1	351	20.0	34.41	34.41	34.41	17 993

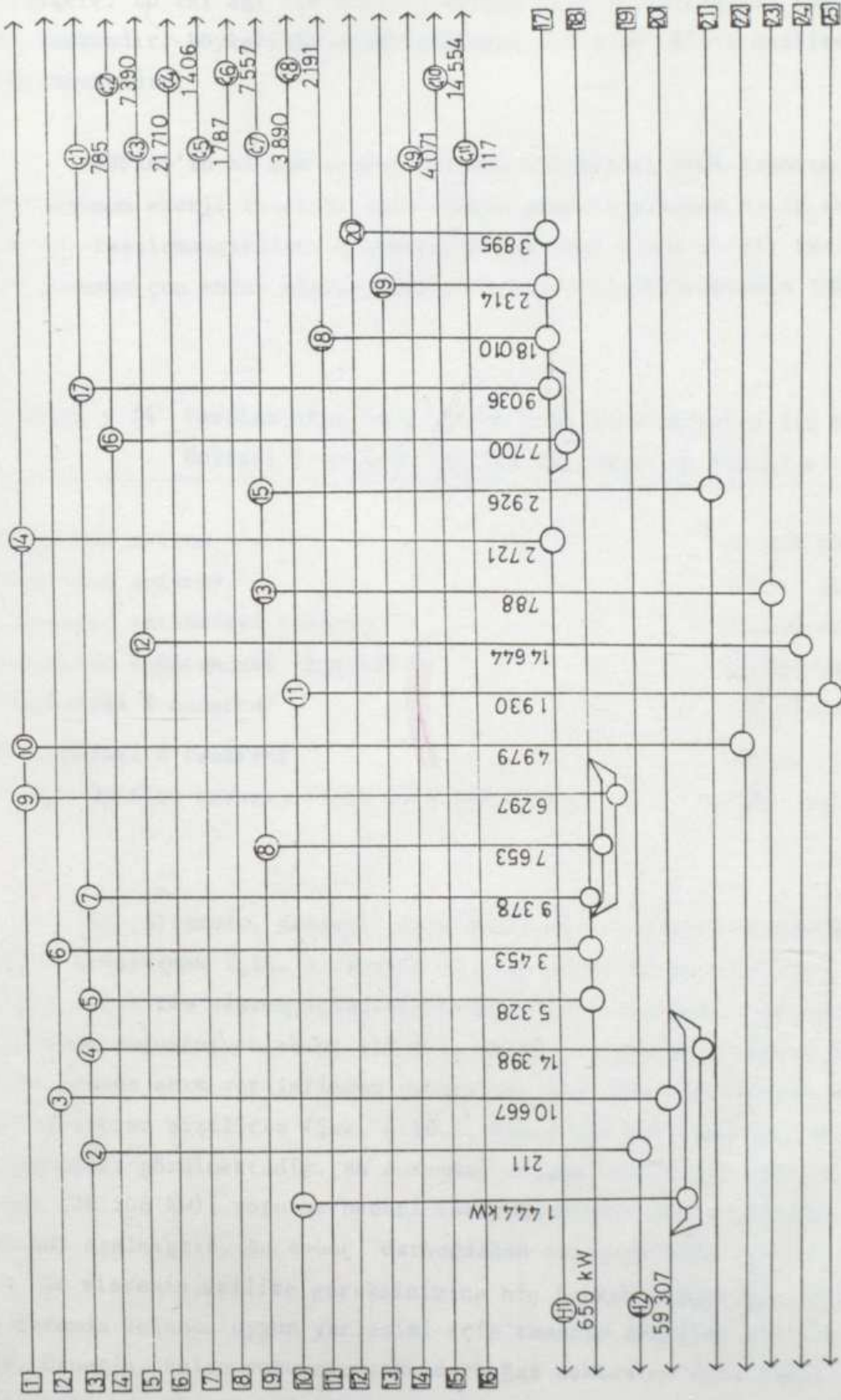
† Çok boru geçişli ısı-değiştirici; $F_{Tmin} = 0.80$; $A_{kabuk(max)} = 1000 \text{ m}^2$ alınmıştır.

Çizelge 4.13 Ham Petrol Ünitesi için Önerilen 3. Isı Ağında Boyutları Küçültülecek Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Kabuk Sayısı Seri/Paralel	Q (kW)	ΔT_{1mC} (°C)	A_{birim} (m ²)	ΔA (m ²)
10	1/2	4689	25.3	1030.10	-2370
10'	1/2	4452	68.5	361.54	
11	1/1	1025	88.3	63.50	-275.60
16	2/1	659	23.2	82.10	- 92.47
C2	1/2	8992	81.2	259.52	-114.56
C5	1/1	4100	68.7	142.37	- 11.84
C6	1/1	3910	80.0	124.75	- 44.32
C8-C9	1/1	12818	82.6	489.47	-198.36
H2	-	16762	25.1	1309.43	-594.33

† Çok boru geçişli ısı-değiştirici; $F_{Tmin} = 0.80$; $A_{kabuk(max)} = 1000 \text{ m}^2$ alınmıştır.

PINTECH programı ile, ayrıca, varolan akım verileriyle yeni kurulabilecek bir ham petrol ünitesi için önerilebilecek bir ısı ağı tasarımı yapılmıştır (Şekil 4.9.). Bu ısı ağı 20 ısı-değiştirici, 11 soğutucu ve 2 ısıtıcıdan oluşmaktadır. $\Delta T_{min} = 2.2^{\circ}\text{C}$ alınarak yapılan bu tasarımdaki toplam birim sayısı mevcut ısı ağındaki birim sayısına eşittir. Ancak, sistem dışından enerji alış-verişi yapan birimler azalırken, sistem içinde ısı alış-verişi yapan ısı değiştiricilerin sayısı 17'den 20'ye çıka-



Şekil 4.9. Varolan akım verileriyle yeni kurulabilecek bir ham petrol ünitesi tasarımı için önerilen ısı ağı.

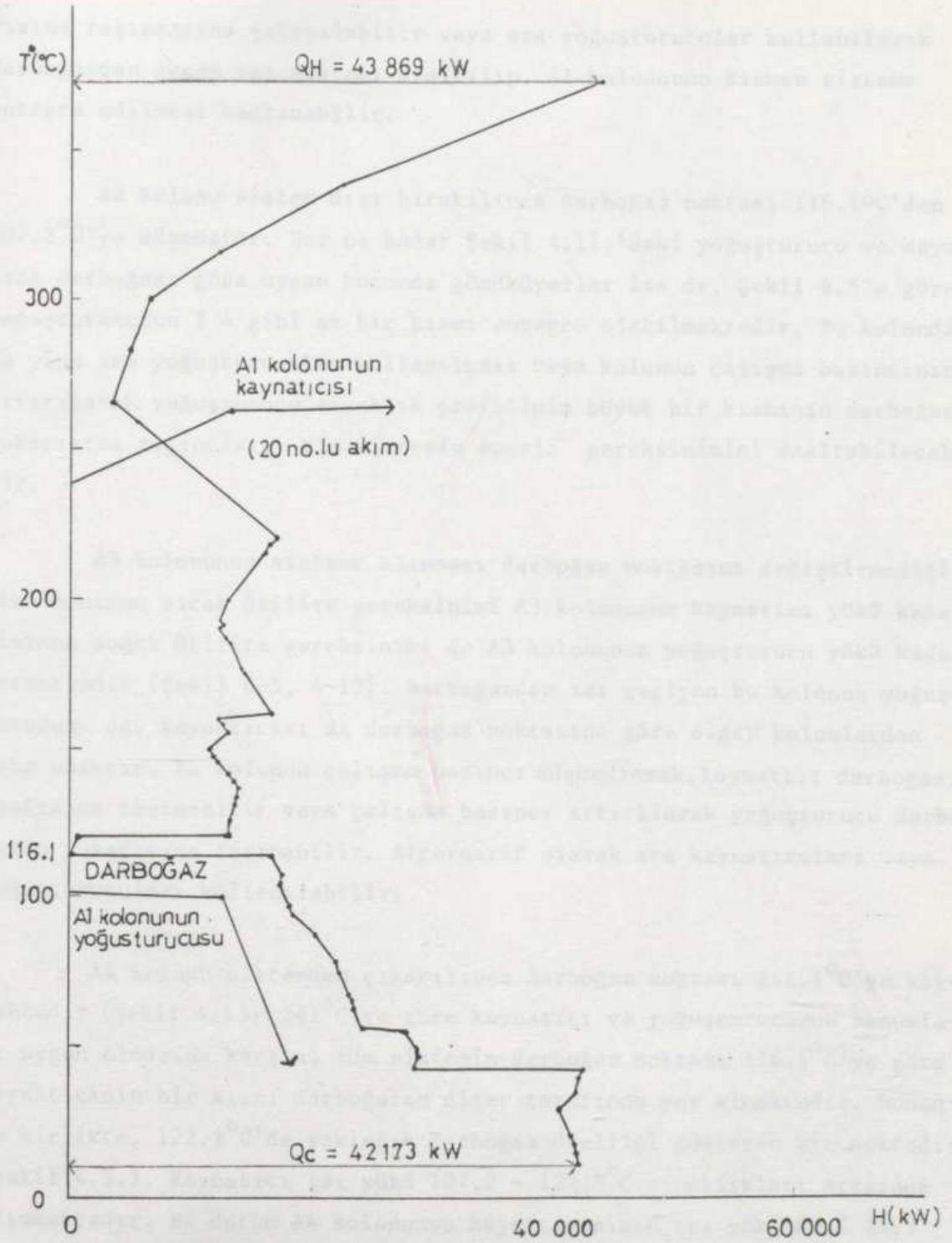
rılmıştır. Bu ısı ağı ile % 27.23 ısıtma ve % 31.03 soğutma tasarrufu yapılmaktadır. Böylelikle yılda yaklaşık 2.5×10^6 \$'lık ütilite kazancı sağlanmaktadır.

TÜPRAŞ'ın bu ham petrol ünitesi örneğinde, yeni tasarım yapılırken minimum enerji tasarımı için olması gereken minimum birim sayısına (28'e) ulaşamamaktadır. Linnhoff'un çalışmalarında da bir tür değişik bir durumun çon ender olarak görülebileceği belirtilmektedir (32).

Çizelge 4.14 Varolan Akım Verileriyle Yeni Kurulabilecek Bir Ham Petrol Ünitesi için Önerilen Isı Ağı Tasarımı Sonuçları

Dışarıdan ısıtma	59 957 kW
Dışarıdan soğutma	49 777 kW
Dışarıdan ısıtmadaki tasarruf	22 432 kW
Dışarıdan soğutmadaki tasarruf	22 391 kW
Isıtmadaki % tasarruf	% 27.23
Soğutmadaki % tasarruf	% 31.03
Yıllık ütilite kazancı (1989 yılı temelinde)	2 495 931 \$

Bu çalışmada, proseste daha çok enerji tasarrufu yapma olasılıklarını araştırmak için, sırasıyla A1, A2, A3 ve A4 ayırıcılarının (Şekil 4.1.) tüm sistem içindeki konumları incelenmiştir. Al öndamıtma kolonunun yoğunlaştırucu akımı (11 nolu akım) ile kaynatıcı akımı (20 nolu akım) proses akım verilerinden çıkarılıp, sistemin tüm bileşik entalpi eğrisi tekrar çizilirse (Şek. 4.10.), Şekil 4.5'deki darboğaz noktasının değişmediği görülmektedir. Bu durumda, ısıtma hedefi kaynatıcı ısı yükü kadar (26 506 kW), soğutma hedefi ise yoğunlaştırucu ısı yükü kadar (26 506 kW) azalmıştır. Bu sonuç, darboğazdan ısı geçirdiği için A1 kolonunun tüm sistemin ütilite gereksinimine hiç katkısı olmadığını göstermiştir. Bu durumda kolonun uygun yerleşimi için tasarım değişiklikleri yapılabilir. Örneğin, kolon yoğunlaştırucusu darboğaz noktasına daha yakın olduğu için kolonun çalışma basıncı artırılarak yoğunlaştırucunun darboğazın yuka-



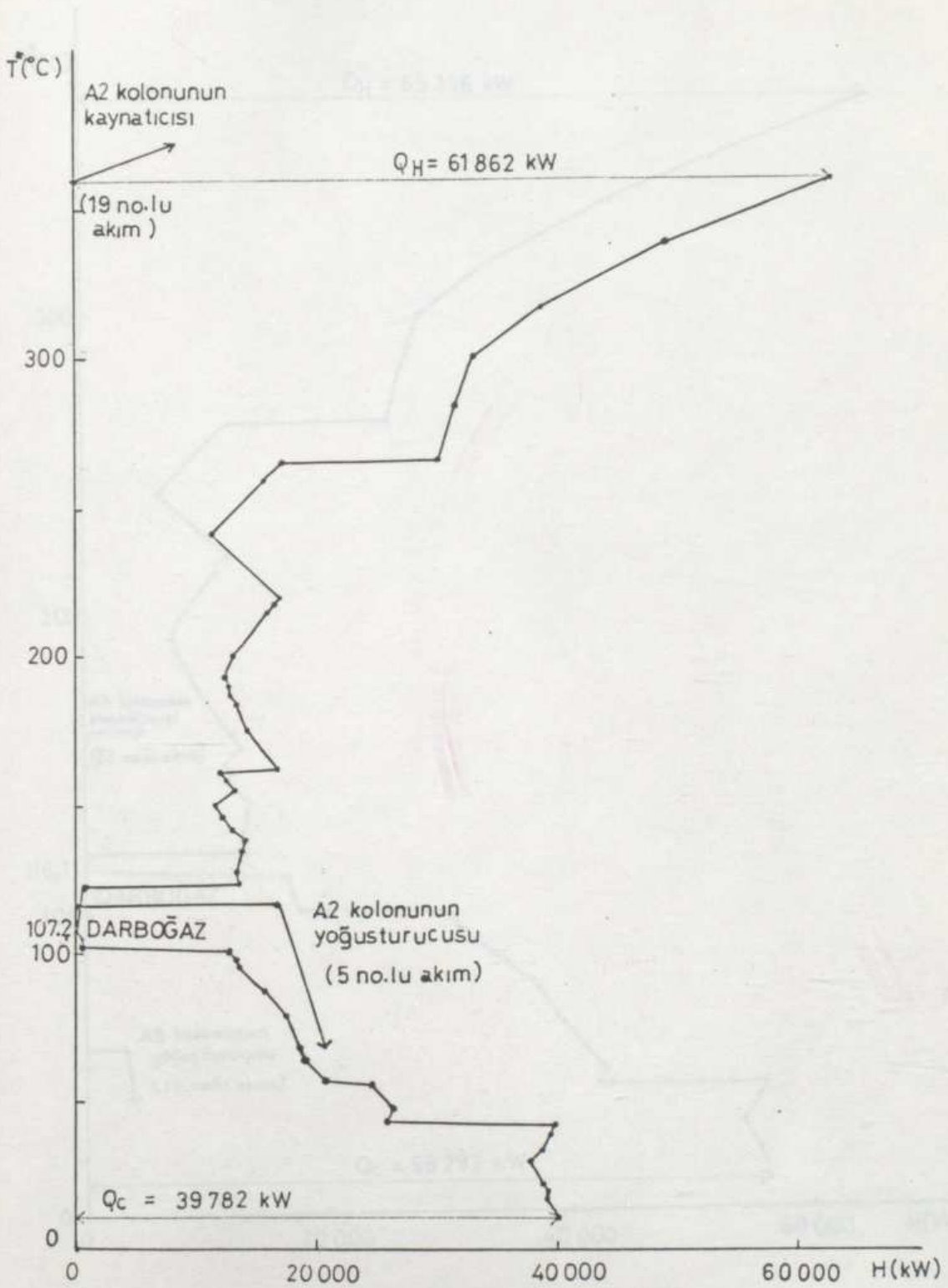
Şekil 4.10. Ham petrol ünitesinde A1 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.

rısına taşınmasına çalışılabilir veya ara yoğuşturucular kullanılarak darboğazdan geçen ısı miktarı azaltılıp, A1 kolununun kısmen sisteme entegre edilmesi sağlanabilir.

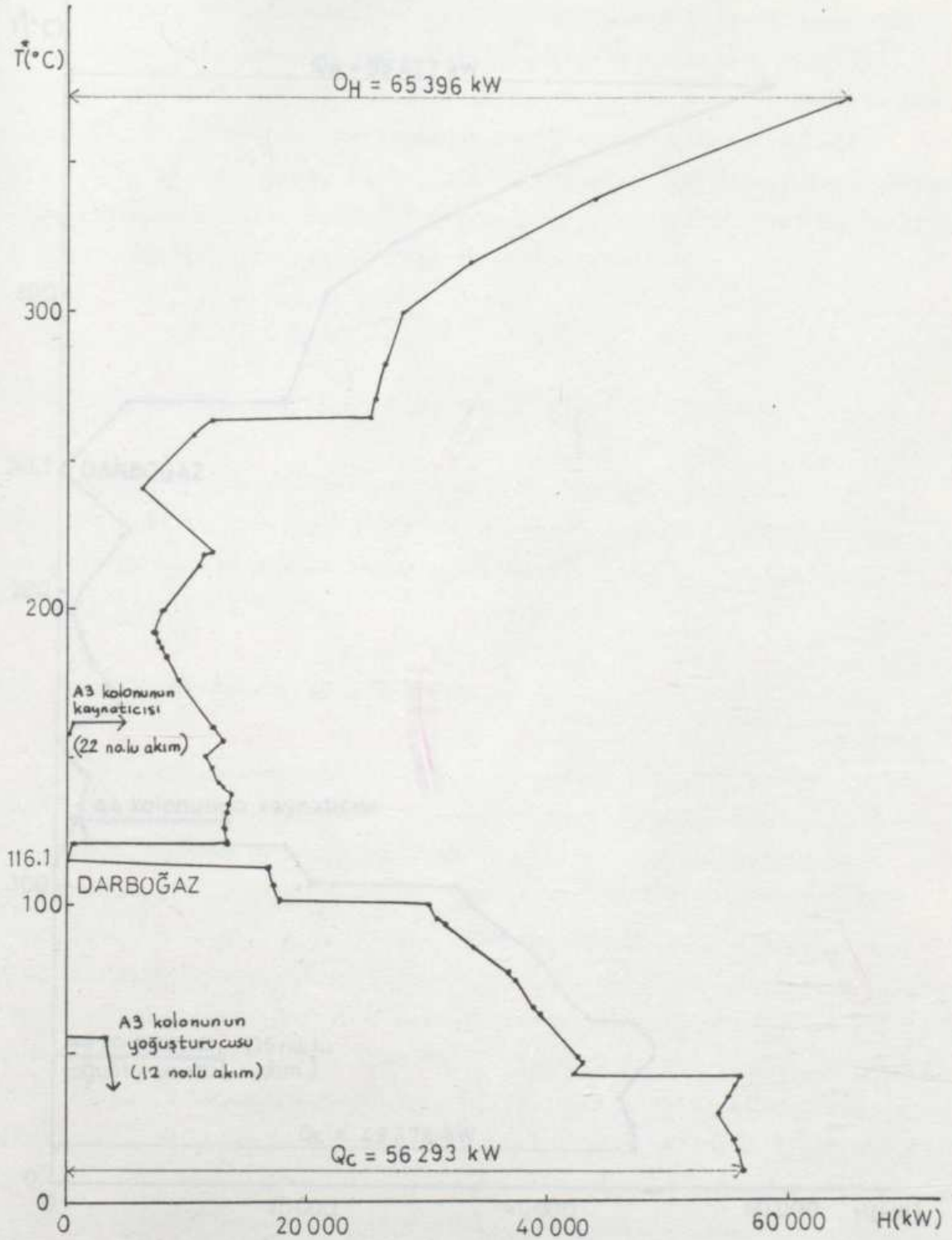
A2 kolunu sistem dışı bırakılınca darboğaz noktası 116.1°C 'den 107.2°C 'ye düşmüştür. Her ne kadar Şekil 4.11.'deki yoğuşturucu ve kaynatıcı darboğaza göre uygun konumda gözüküyorlar ise de, Şekil 4.5'e göre yoğuşturucunun % 4 gibi az bir kısmı entegre olabilmektedir. Bu kolonda da yine ara yoğuşturucular kullanılması veya kolunun çalışma basıncının artırılarak yoğuşturucu sıcaklık profilinin büyük bir kısmının darboğazın yukarısına taşınması, tüm sistemin enerji gereksinimini azaltabilecektir.

A3 kolununun sisteme alınması darboğaz noktasını değiştirmedeği gibi minimum sıcak ütilite gereksinimi A3 kolununun kaynatıcı yükü kadar, minimum soğuk ütilite gereksinimi de A3 kolununun yoğuşturucu yükü kadar artmaktadır (Şekil 4-5, 4-12). Darboğazdan ısı geçiren bu kolunun yoğuşturucusu da, kaynatıcısı da darboğaz noktasına göre diğer kolonlardan daha uzaktır. Bu kolunun çalışma basıncı düşürülerek, kaynatıcı darboğazın aşağısına taşınabilir veya çalışma basıncı artırılarak yoğuşturucu darboğazın yukarısına taşınabilir. Alternatif olarak ara kaynatıcıları veya yoğuşturucuları kullanılabilir.

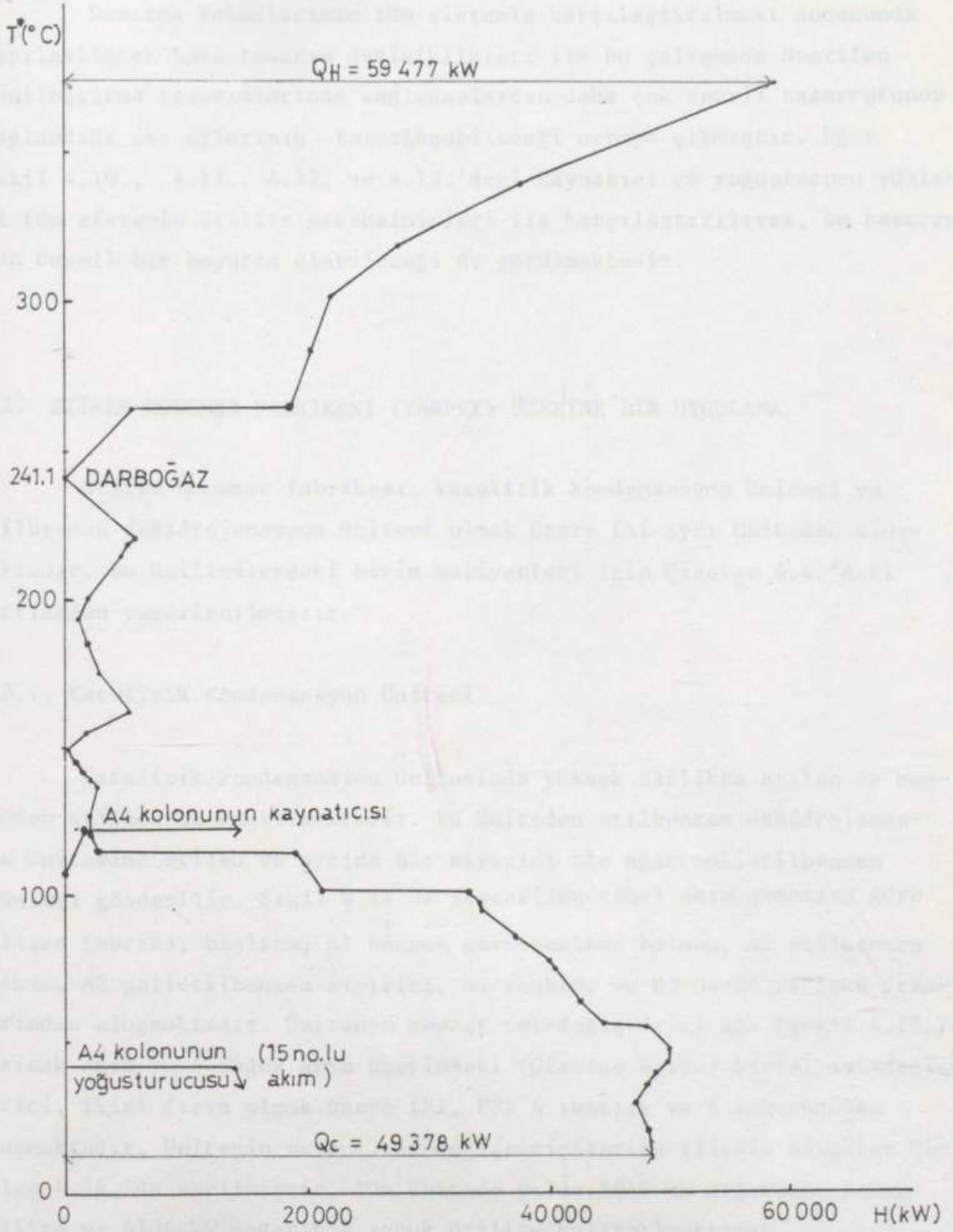
A4 kolunu sistemden çıkarılınca darboğaz noktası 241.1°C 'ye kalmaktadır (Şekil 4.13). 241°C 'ye göre kaynatıcı ve yoğuşturucunun konumları uygun olmasına karşın, tüm sistemin darboğaz noktası 116.1°C 'ye göre kaynatıcısının bir kısmı darboğazın diğer tarafında yer almaktadır. Bununla birlikte, 122.3°C 'de yaklaşık darboğaz özelliği gösteren bir noktadır (Şekil 4.5.). Kaynatıcı ısı yükü $107.2 - 122.8^{\circ}\text{C}$ sıcaklıkları arasında alınmaktadır. Bu durum A4 kolununun kaynatıcısının ısı yükünün % 25.3'ünün sistemle enerji tasarrufu yapacak şekilde entegre edilmesini sağlamaktadır. Kolon ve sistem bir arada iken minimum ısıtma hedefi 10 898 kW, minimum soğutma hedefi ise 10811 kW artmıştır. Enerjiden daha çok kâr edebilmek için bu kolonda ara yoğuşturucular kullanılmalı veya kolunun çalışma basıncı artırılmalıdır.



Şekil 4.11. Ham petrol ünitesinde A2 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.



Şekil 4.12. Ham petrol ünitesinde A3 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.



Şekil 4.13. Ham petrol ünitesinde A4 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.

Damıtma kolonlarının tüm sistemle karşılaştırılması sonucunda yapılabilecek bazı tasarım değişiklikleri ile bu çalışmada önerilen yenileştirme tasarımlarında sağlananlardan daha çok enerji tasarrufunun sağlandığı ısı ağlarının tasarlanabileceği ortaya çıkmıştır. Eğer Şekil 4.10., 4.11., 4.12. ve 4.13.'deki kaynatıcı ve yoğunlaştırıcı yükleri tüm sistemin ütilite gereksinimleri ile karşılaştırılırsa, bu tasarrufun önemli bir boyutta olabileceği de görülmektedir.

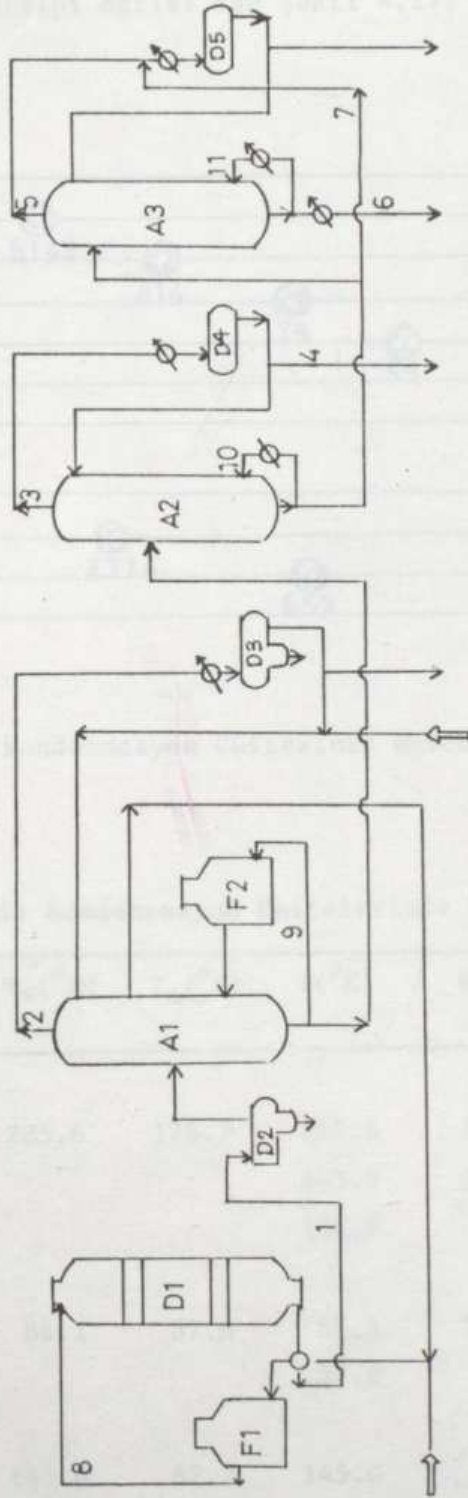
4.2. STİREN MONOMER FABRİKASI (YARPET) ÜZERİNE BİR UYGULAMA

Stiren monomer fabrikası, katalitik kondensasyon ünitesi ve etilbenzen dehidrojenasyon ünitesi olmak üzere iki ayrı üniteden oluşmaktadır. Bu ünitelerdeki birim maliyetleri için Çizelge 4.4.'deki verilerden yararlanılmıştır.

4.2.1. Katalitik Kondensasyon Ünitesi

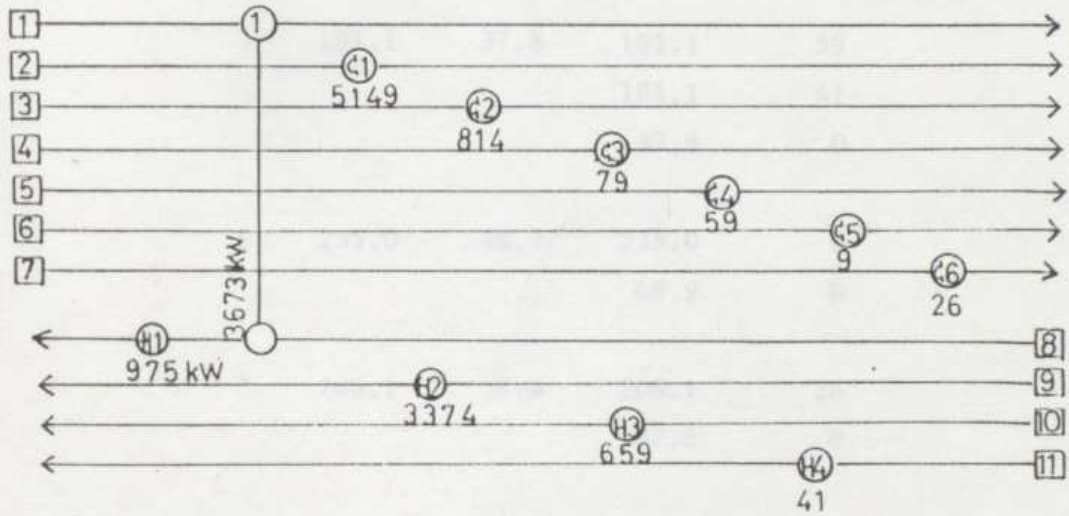
Katalitik kondensasyon ünitesinde yüksek saflıkta etilen ve benzen etilbenzen üretilmektedir. Bu üniteden etilbenzen dehidrojenasyon ünitesine etilen ve ayrıca bir sıyırıcı ile ağır polietilbenzen ürünleri gönderilir. Şekil 4.14'de gösterilen temel akım şemasına göre çalışan fabrika, başlıca; A1 benzen geri-besleme kolonu, A2 etilbenzen kolonu, A3 polietilbenzen sıyırıcı, D1 reaktör ve D3-D4-D5 riflaks dramlarından oluşmaktadır. Ünitenin mevcut ısı-değiştirici ağı (Şekil 4.15.) 7 sıcak akım ve 4 soğuk akım üzerindeki (Çizelge 4.15.) birisi ısı-değiştirici, ikisi fırın olmak üzere (F1, F2) 4 ısıtıcı ve 6 soğutucudan oluşmaktadır. Ünitenin mevcut ısı-değiştiricilerine ilişkin bilgiler Çizelge 4.16.'da verilmiştir. Tüm üniteye yılda 5049 kW değerinde sıcak ütilite ve 6136 kW değerinde soğuk ütilite kullanılmaktadır.

Problemin (Çizelge 4.15.), PINTECH bilgisayar programı ile yapılan termodinamik analizi sonucunda ünitenin daha çok enerji tasarrufu yapabileceği belirlenmiştir. ΔT_{min} değeri mevcut ısı ağının minimum sıcaklık farkına (10°C) eşdeğer alınarak çizilen sistemin sıcak ve soğuk



Şekil 4.14. Katalitik kondensasyon ünitesinin proses akım şeması.

bileşik entalpi eğrileri Şekil 4.16.'da görülmektedir. İki eğrinin birbirine en yakın olduğu yer 100°C 'de darboğaz noktasının bulunduğu yerdir. Sistemin tüm bileşik entalpi eğrisi ise Şekil 4.17.'de gösterilmiştir.



Şekil 4.15. Katalitik kondensasyon ünitesinin mevcut ısı-değiştirici ağı.

Çizelge 4.15 Katalitik Kondensasyon Ünitelerinde Proses Akım Verileri[†]

Akım No	$T_s(^{\circ}\text{C})$	$T_o(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	H (kW)
1	285.6	176.7	285.6	3673
			243.9	1875
			176.7	0
2	86.1	37.8	86.1	5149
			37.8	0
3	145.0	82.2	145.0	814
			135.0	261
			82.2	0

Akım No	T _s (°C)	T _o (°C)	T(°C)	H(kW)
4	82.2	37.8	82.2	79
			37.8	0
5	191.1	37.8	191.1	59
			181.1	41
			37.8	0
6	235.0	48.9	235.0	9
			48.9	0
7	206.1	37.8	206.1	26
			37.8	0
8	95.0	260.0	95.0	0
			205.6	2706
			260.0	4648
9	160.0	161.1	160.0	0
			161.1	3374
10	208.3	209.4	208.3	0
			209.4	659
11	235.0	238.3	235.0	0
			238.3	41

† YARPET tarafından sağlanan verilerden elde edilmiştir.

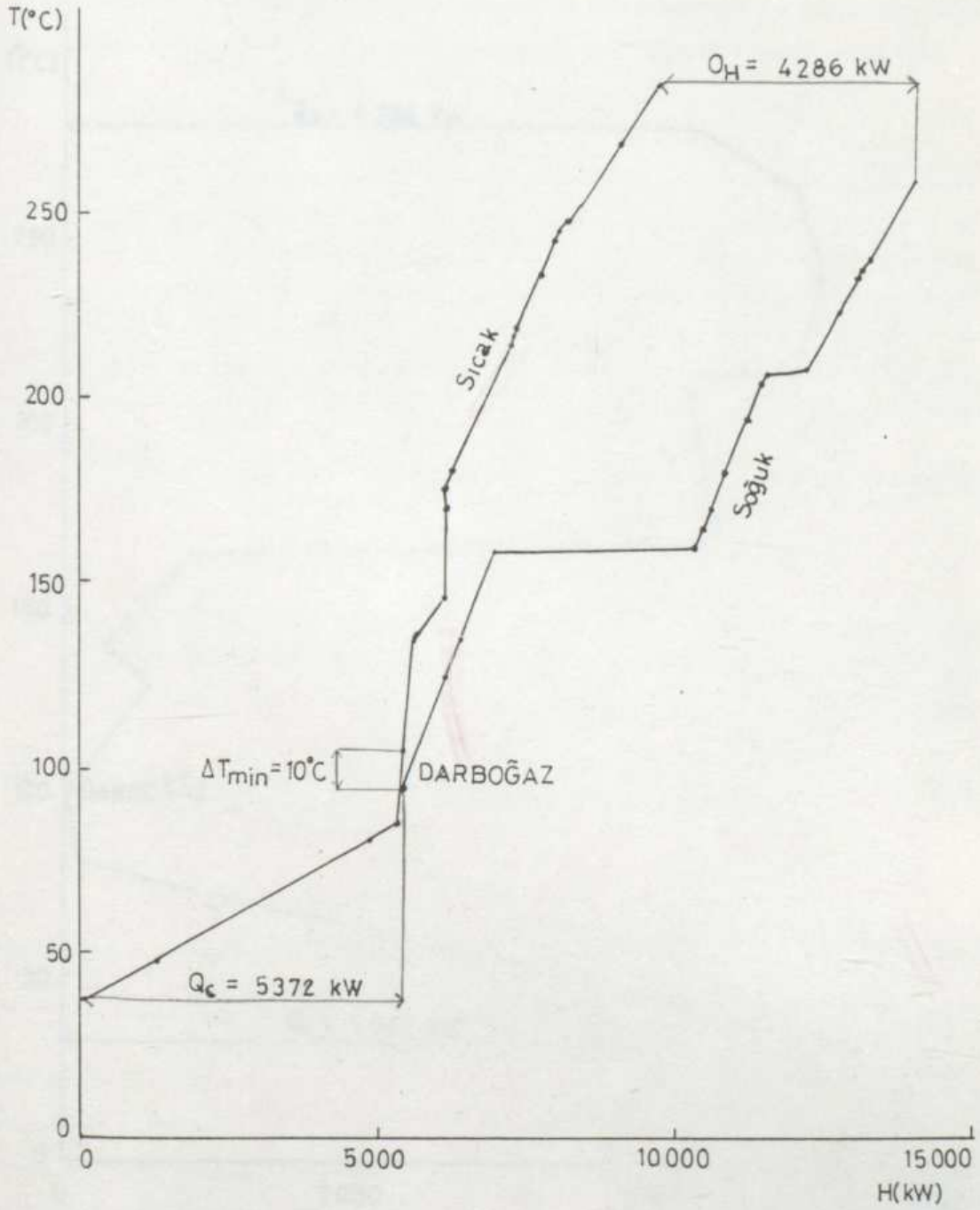
Çizelge 4.16 Katalitik Kondensasyon Ünitesinde Mevcut Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Q (kW)	U (W/m ² °C)	ΔT _{lmc} (°C)	A _{birim} (m ²)
1	3673	626.9	55.4	105.76
C1	5149	230.0	29.7	753.77
C2	814	384.4	81.8	25.89
C3	79	422.0	28.3	6.62
C4	59	286.4	62.3	3.31
C5	9	120.4	87.0	0.86
C6	26	99.0	66.4	3.92
H3	659	467.3	10.1	139.63
H4	41	194.3	11.7	18.04

†1 nolu ısı-değiştirici çok boru geçişli ısı-değiştiricidir.

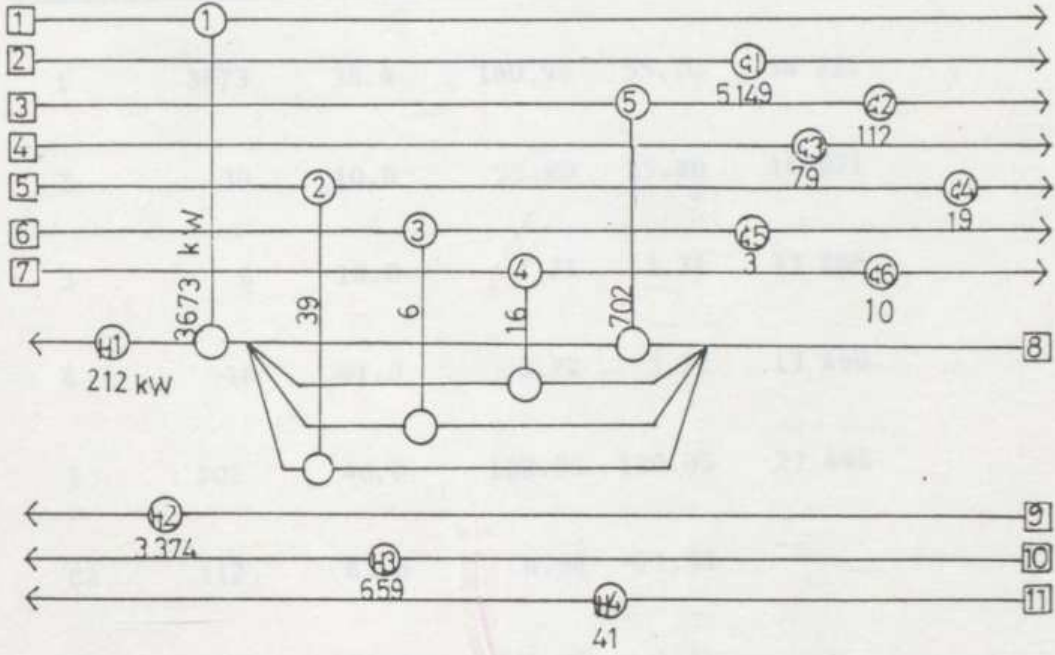
(F_{Tmin}) = 0.80; A_{kabuk(min)} = 10 m². Diğerleri ise tek boru geçişli ısı-değiştiricilerdir.

PINTECH bilgisayar programı ile yapılan tasarım çalışmaları sonucunda başlıca 2 ayrı ısı-değiştirici ağı önerilmiştir. Örneğin 1. ısı-değiştirici ağı ile (şekil 4.18.) dışarıdan enerji kullanımında % 15.1 ve dışarıdan soğutma kullanımında % 12.4 tasarruf yapılabilir. Böylece, yıllık ütilite kullanımında 84 905 \$'lık bir tasarruf sağlanabilmektedir (Çizelge 4.17.). Sisteme 4 yeni ısı-değiştirici eklenirken,



Şekil 4.16. Katalitik kondensasyon ünitesinin sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri.

1 no.lu ısıtıcının (F1 fırını) yükü 763 kW azaltılmakta, yine 1 no.lu ısı-değiştiricinin alanı büyütülürken, 4 soğutucunun da alanları küçültülmektedir (Çizelge 4.18.). Bu tasarımın geri ödeme süresi yaklaşık 15 aydır.



Şekil 4.18. Katalitik kondensasyon ünitesi için önerilen 1. ısı-değiştirici ağı.

Çizelge 4.17 Katalitik Kondensasyon Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları

Dışardan ısıtma	4 286 kW
Dışardan soğutma	5 372 kW
Dışardan ısıtmadaki tasarruf	763 kW
Dışardan soğutmadaki tasarruf	763 kW
Isıtmadaki % tasarruf	% 15.11
Soğutmadaki % tasarruf	% 12.44
Yıllık Ütilite kazancı [†]	84 905 \$
Toplam yatırım maliyeti [†]	105 311 \$
Geri ödeme süresi	14.9 ay

[†]1989 fiyatlarına göre hesaplanmıştır.

Çizelge 4.18 Katalitik Kondensasyon Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı Ağında Boyutları Değiştirilen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiricilerin Tanımları

Isı-değ. [†] No	Q (kW)	ΔT_{lm_c} (°C)	A _{birim} (m ²)	ΔA (m ²)	Maliyet (₺)
1	3673	36.4	160.96	55.20	34 222
2	39	10.0	25.80	25.80	16 871
3	6	18.0	2.71	2.71	13 288
4	16	41.3	3.72	3.72	13 490
5	702	40.0	120.05	120.05	27 440
C2	112	63.6	4.58	-21.31	-
C4	19	36.6	1.81	-1.50	-
C5	3	44.5	0.56	-0.30	-
C6	10	36.4	2.75	-1.17	-

†1 nolu ısı-değiştirici çok boru geçişli ısı-değiştiricidir.

($F_{Tmin} = 0.80$; $A_{kabuk (min)} = 10 \text{ m}^2$). Diğerleri ise tek boru geçişli ısı-değiştiricilerdir.

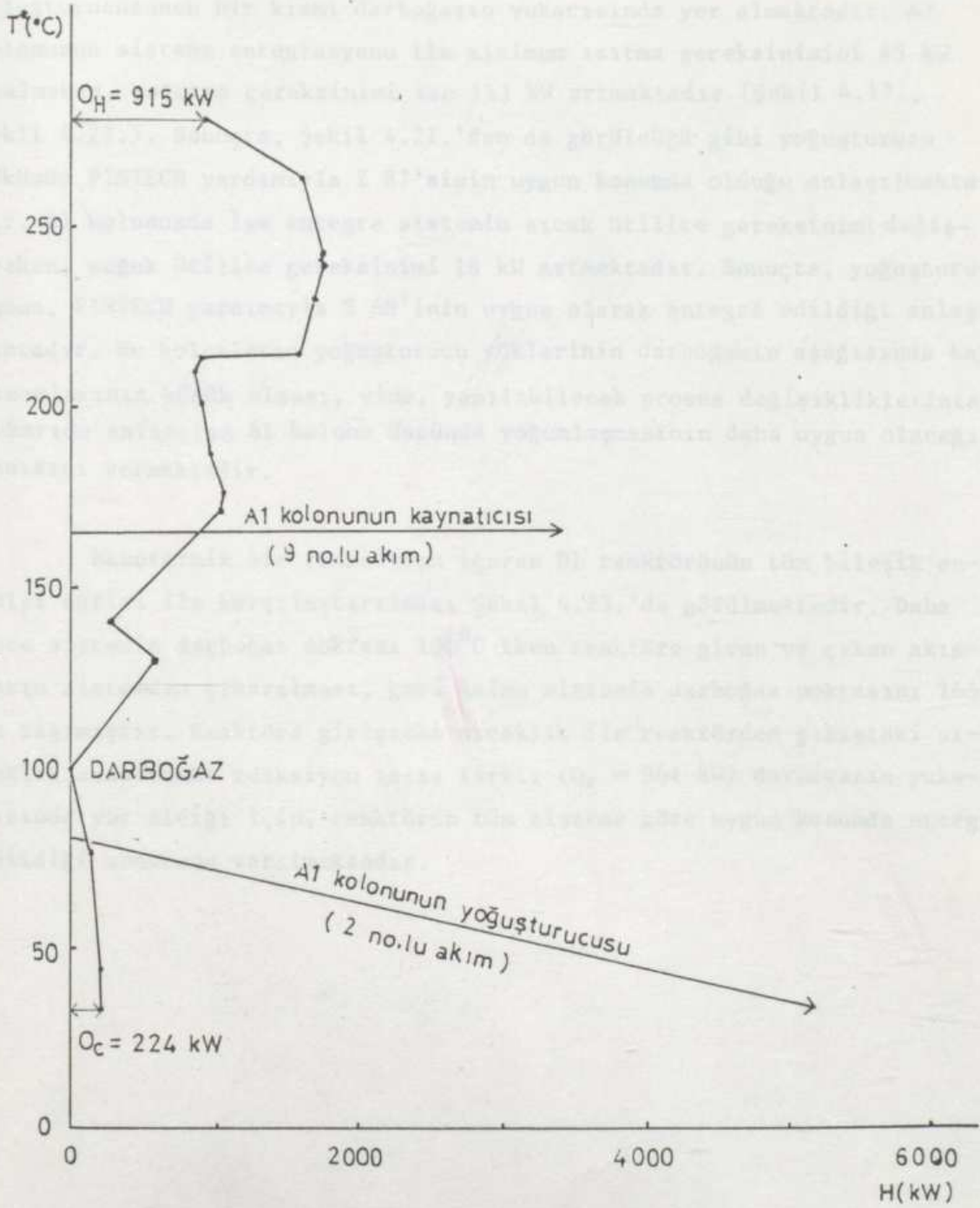
Önerilen 2. ısı-değiştirici ağı (Şekil 4.19.) ise dışarıdan ısıtmada 741 kW tasarruf yaparak yılda 82 457 ₺ ütilite kazancı sağlayabilmektedir (Çizelge 4.19.). Bu ağın ısı-değiştirici sayısı 1. tasarımdan 2 birim eksiktir. Birim sayısının az olmasının (Çizelge 4.20.) etkisi ile de bu ağ yapılması gereken yatırımları 1. ısı ağından daha kısa sürede, 12.4 ayda, ödeyebilmektedir.

Çizelge 4.20 Katalitik Kondensasyon Ünitesi İçin Önerilen 2. Isı Ağında Boyutları Değiştirilen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Q (kW)	ΔT_{lmc} (°C)	A_{birim} (m ²)	ΔA (m ²)	Maliyet (\$)
1	3673	36.4	160.96	55.20	34 222
2	39	34.8	7.42	7.42	14 157
3	702	13.1	366.56	366.56	36 655
C2	112	63.6	4.58	-21.31	-
C4	19	36.6	1.81	-1.50	-

† 1 nolu ısı-değiştirici çok boru geçişli ısı-değiştiricidir (FT_{min}= 0.80 ; $A_{kabuk (min)}$ = 10 m²) Diğerleri ise tek boru geçişli ısı-değiştiricilerdir.

Katilitik kondensasyon ünitesinde, ayrıca, yapılabilecek bazı proses değişiklikleriyle daha çok enerji tasarrufu yapan ağırlara ulaşabilme olasılıkları da araştırılmıştır. Bu araştırmalarda Al kolonunun tümüyle darboğazdan ısı geçirdiği ortaya çıkmıştır (Şekil 4.20.). Bu kolonun, sisteme entegre edilmesi ile toplam ütilite gereksiniminde bir azalma olmaktadır. Al kolonunun yoğuşturucusu darboğaza daha yakın, kaynatıcısı ise uzakta bulunmaktadır. Bu konumda, darboğazın yukarısında ara yoğuşturucular kullanılarak darboğazdan geçen ısı azaltılabilir veya kolonun çalışma basıncı yükseltilerek yoğuşturucunun büyük bir kısmı darboğazın yukarısına taşınabilir. Kolon yoğuşturucusu ısı yükünün sistemdeki enerji gereksinimine oranın büyük olması, bu kolonun sisteme entegre edilmesi üzerinde dikkatle durulmasını gerektirmektedir.



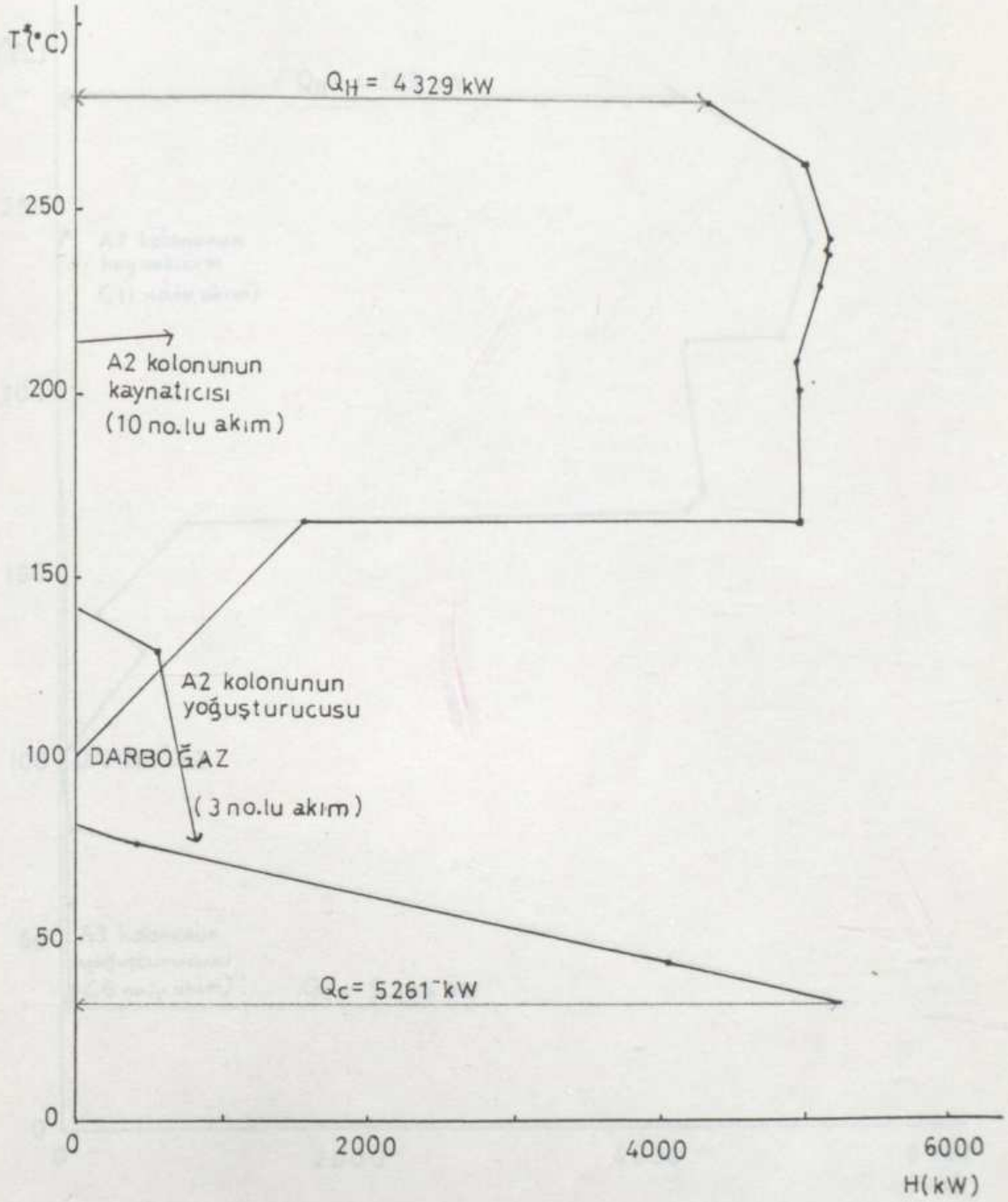
Şekil 4.20. Katalitik kondensasyon ünitesinde A1 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.

A2 ve A3 kolonlarının sistemin geri kalan akımlarına göre konumları ise benzerdir (Şekil 4.21.-4.22.). Her iki kolonun kaynatıcısı ile yoğuşturucusunun bir kısmı darboğazın yukarısında yer almaktadır. A2 kolonunun sisteme entegrasyonu ile minimum ısıtma gereksinimini 43 kW azalmakta, soğutma gereksinimi ise 111 kW artmaktadır (Şekil 4.17., Şekil 4.21.). Sonuçta, Şekil 4.21.'den de görüldüğü gibi yoğuşturucu yükünün PINTECH yardımıyla % 87'sinin uygun konumda olduğu anlaşılmaktadır. A3 kolonunda ise entegre sistemin sıcak ütilite gereksinimi değişirken, soğuk ütilite gereksinimi 18 kW artmaktadır. Sonuçta, yoğuşturucusunun, PINTECH yardımıyla % 68'inin uygun olarak entegre edildiği anlaşılmaktadır. Bu kolonların yoğuşturucu yüklerinin darboğazın aşağısında kalan kısımlarının küçük olması, yine, yapılabilecek proses değişikliklerinin yukarıda anlatılan A1 kolonu üstünde yoğunlaşmasının daha uygun olacağı kanısını vermektedir.

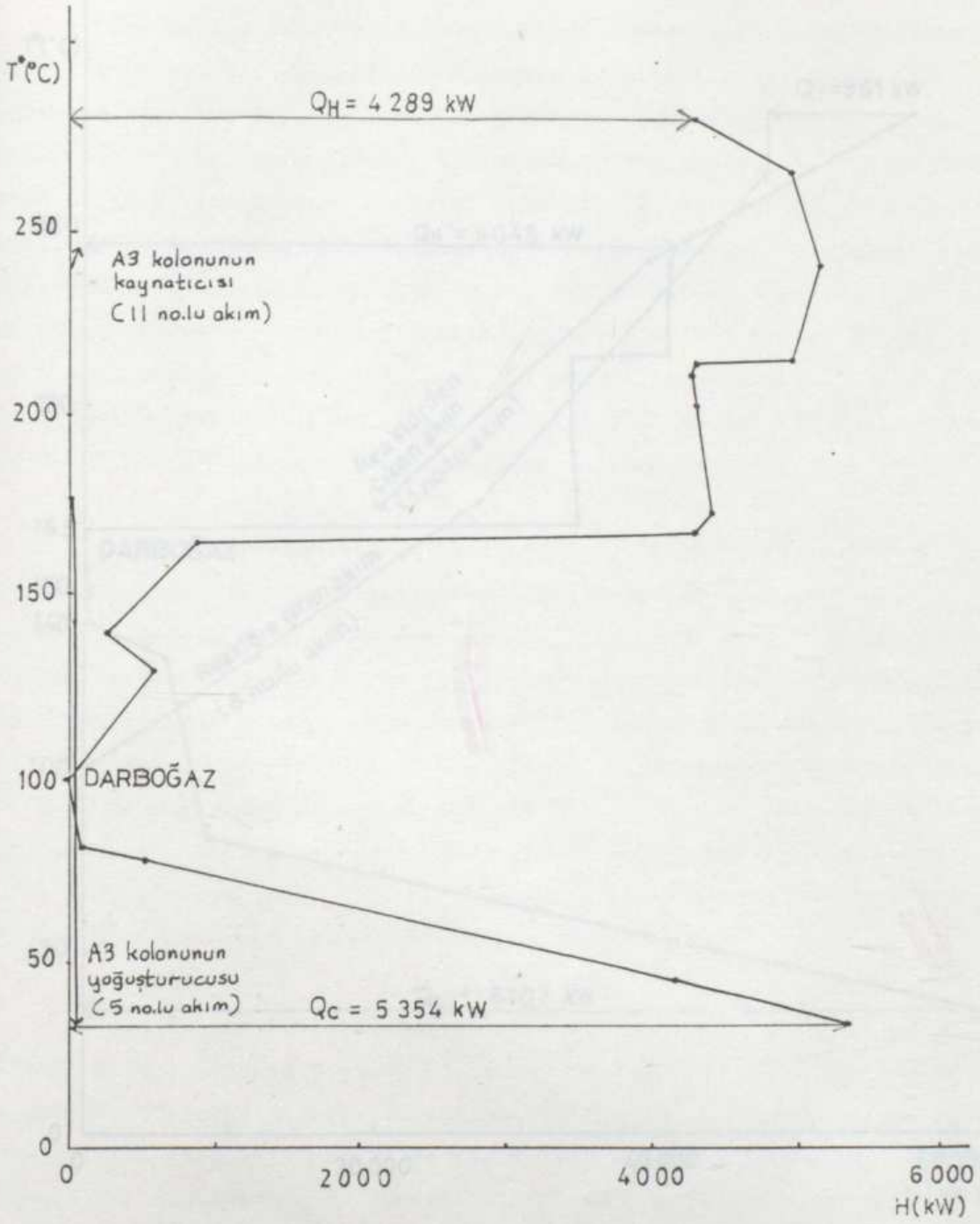
Ekzotermik bir reaksiyonu içeren D1 reaktörünün tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması Şekil 4.23.'de görülmektedir. Daha önce sistemin darboğaz noktası 100°C iken reaktöre giren ve çıkan akımların sistemden çıkarılması, geri kalan sistemin darboğaz noktasını 165°C -ye taşımıştır. Reaktöre girişteki sıcaklık ile reaktörden çıkıştaki sıcaklık arasındaki reaksiyon ısısı farklı ($Q_r = 961 \text{ kW}$) darboğazın yukarısında yer aldığı için, reaktörün tüm sisteme göre uygun konumda entegre edildiği sonucuna varılmaktadır.



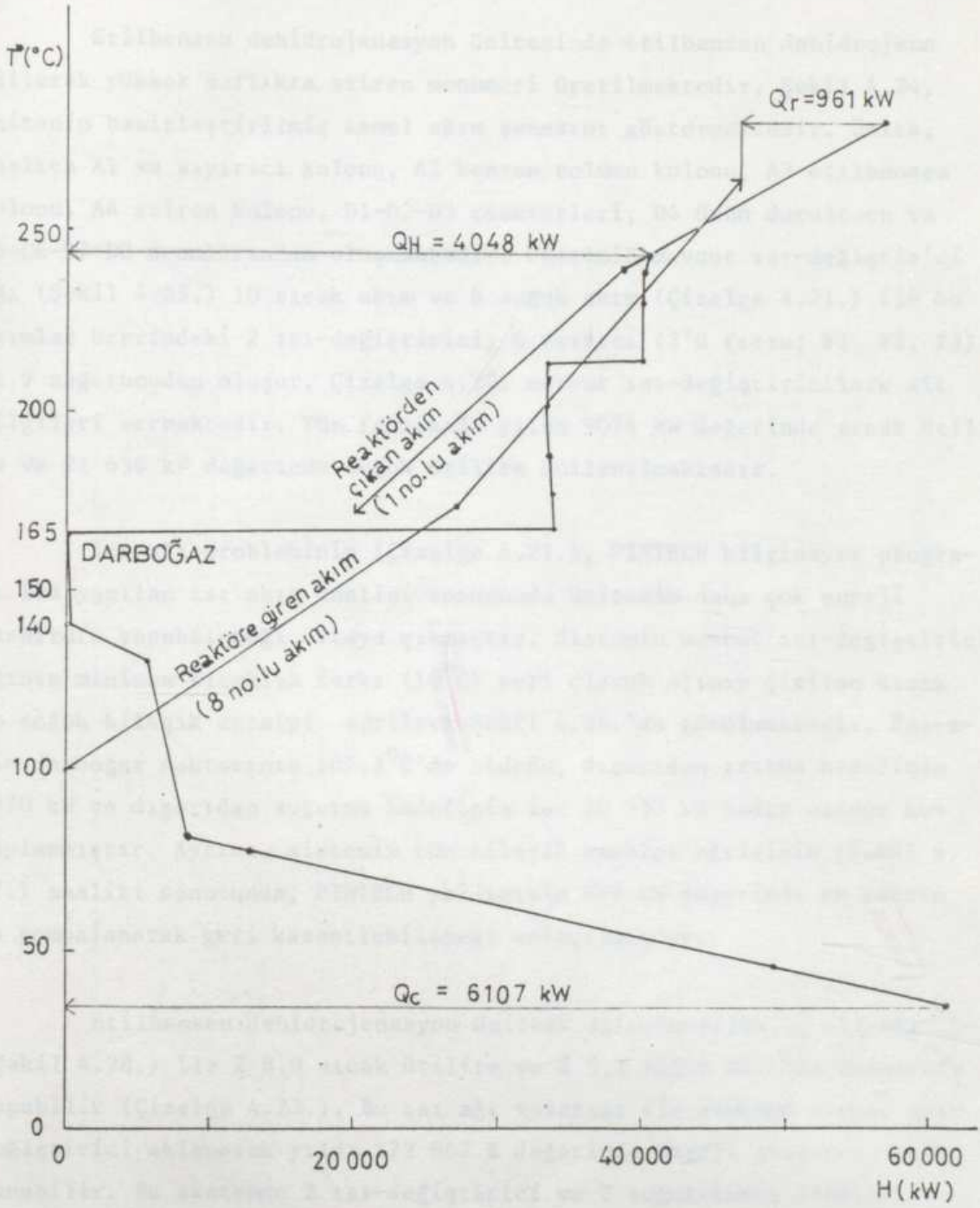
Şekil 4.23. Ekzotermik bir reaksiyonu içeren D1 reaktörünün tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.



Şekil 4.21. Katalitik kondensasyon ünitesinde A2 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.



Şekil 4.22. Katalitik kondensasyon ünitesinde A3 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.



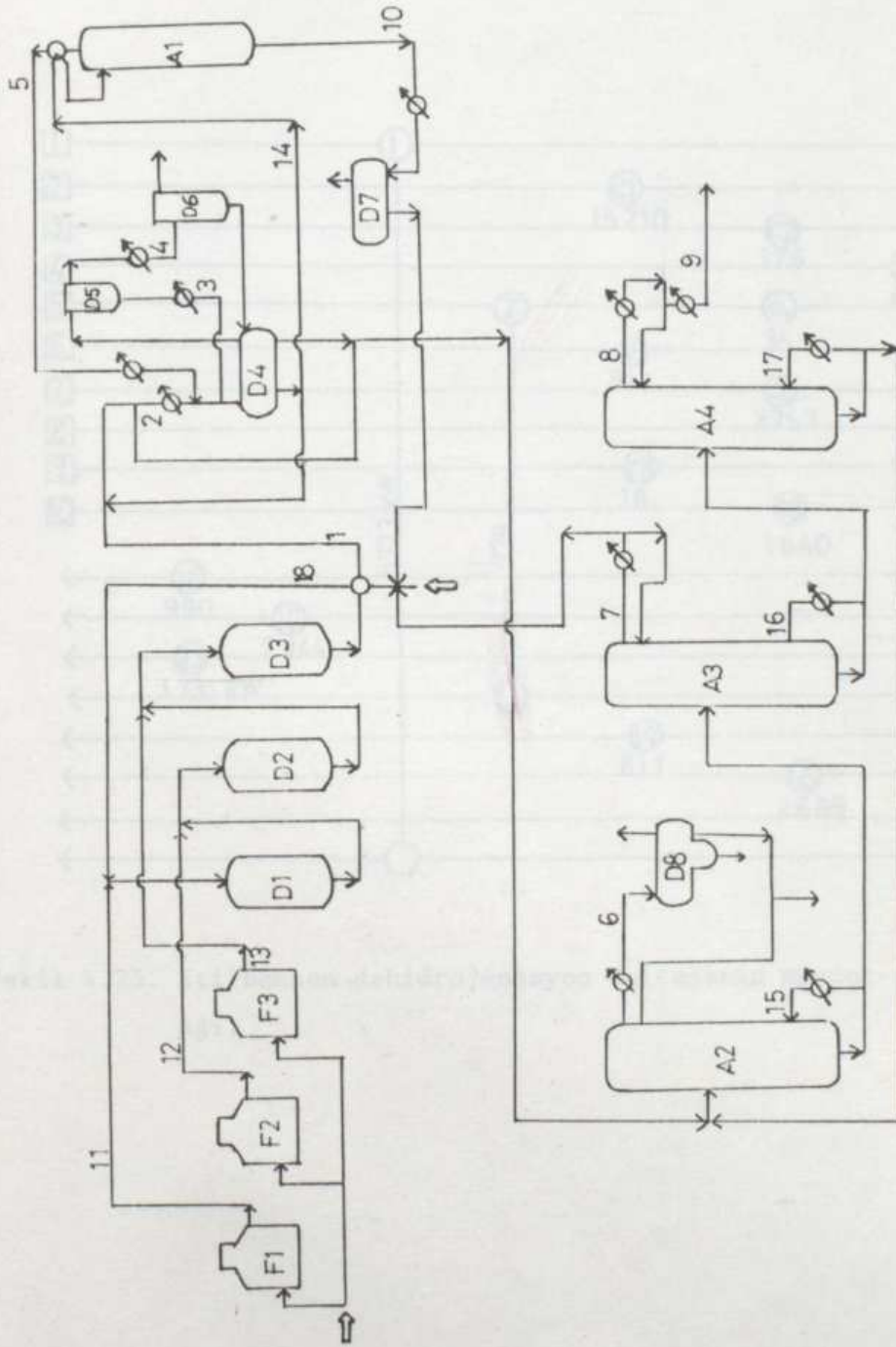
Şekil 4.23. Katalitik kondensasyon ünitesinde D1 reaktörünün sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.

4.2.2. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi

Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinde etilbenzen dehidrojene edilerek yüksek saflıkta stiren monomeri üretilmektedir. Şekil 4.24, ünitenin basitleştirilmiş temel akım şemasını göstermektedir. Ünite, başlıca A1 su sıyrıcı kolonu, A2 benzen toluen kolonu, A3 etilbenzen kolonu, A4 stiren kolonu, D1-D2-D3 reaktörleri, D4 ürün durultucu ve D5-D6-D7-D8 dramlarından oluşmaktadır. Ünitenin mevcut ısı-değiştirici ağı (Şekil 4.25.) 10 sıcak akım ve 8 soğuk akım (Çizelge 4.21.) ile bu akımlar üzerindeki 2 ısı-değiştirici, 6 ısıtıcı (3'ü fırın; F1, F2, F3) ve 9 soğutucudan oluşur. Çizelge 4.22. mevcut ısı-değiştiricilere ait bilgileri vermektedir. Tüm fabrikada yılda 9074 kW değerinde sıcak ütilite ve 21 636 kW değerinde soğuk ütilite kullanılmaktadır.

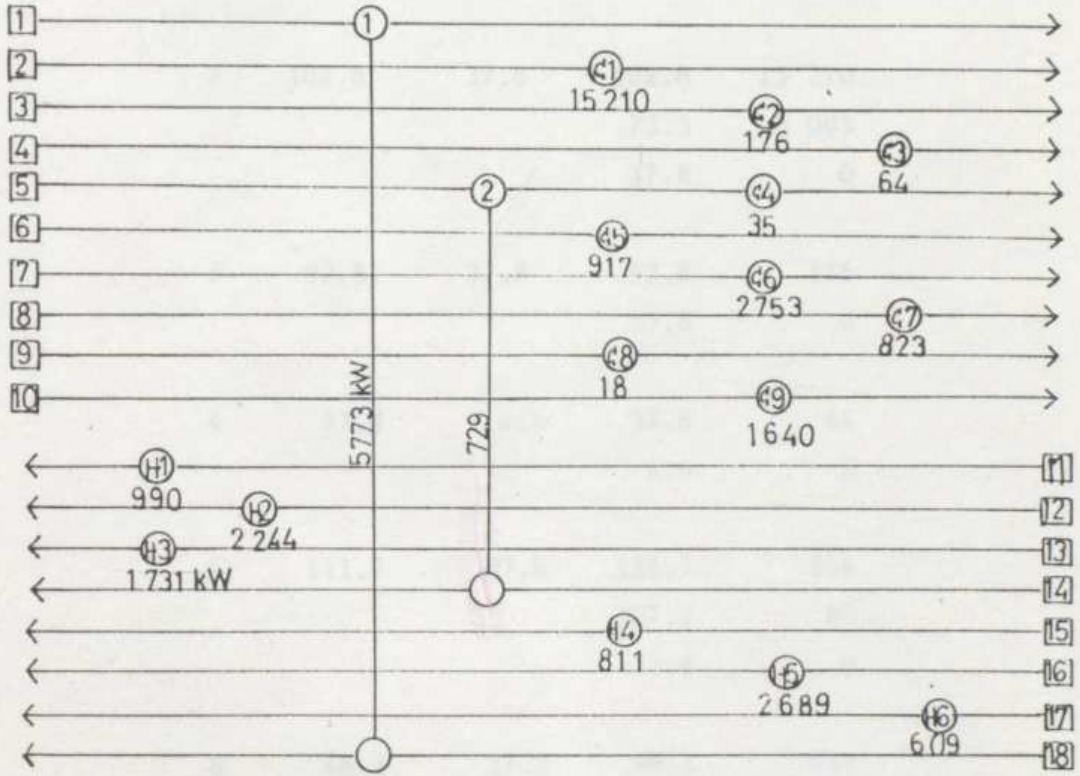
Isı ağı probleminin (Çizelge 4.21.), PINTECH bilgisayar programı ile yapılan ısı akış analizi sonucunda ünitenin daha çok enerji tasarrufu yapabileceği ortaya çıkmıştır. Sistemin mevcut ısı-değiştirici ağının minimum sıcaklık farkı (10°C) veri olarak alınıp çizilen sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri Şekil 4.26.'da görülmektedir. Ünitenin darboğaz noktasının 107.2°C 'de olduğu, dışarıdan ısıtma hedefinin 7970 kW ve dışarıdan soğutma hedefinin ise 20 532 kW kadar olduğu hesaplanmıştır. Ayrıca, sistemin tüm bileşik entalpi eğrisinin (Şekil 4.27.) analizi sonucunda, PINTECH yardımıyla 878 kW değerinde ek ısının da pompalanarak geri kazanılabileceği anlaşılmıştır.

Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesi için önerilen 1. ısı ağı (Şekil 4.28.) ile % 8.9 sıcak ütilite ve % 5.1 soğuk ütilite tasarrufu yapılabilir (Çizelge 4.23.). Bu ısı ağı tasarımı ile sisteme 4 yeni ısı-değiştirici eklenerek yılda 122 862 \$ değerinde enerji tasarrufu sağlanabilir. Bu sistemde 2 ısı-değiştirici ve 2 soğutucunun alanları küçültülürken 1 soğutucunun alanı büyütülmekte ve sisteme 2 yeni ısıtıcı eklenmektedir (Çizelge 4.24.). Bu tasarımın geri ödeme süresi 16.7 aydır.



Şekil 4.24 Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin proses akım şeması.

Şekil 4.25. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin mevcut ısı-değiştirici ağı.



Şekil 4.25. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin mevcut ısı-değiştirici ağı.

Çizelge 4.21 Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesinde Proses Akım Verileri[†]

Akım No	T _S (°C)	T _O (°C)	T(°C)	H (kW)
1	613.9	223.9	613.9	5 773
			223.9	0
2	102.8	37.8	102.8	15 210
			73.3	3 005
			37.8	0
3	92.8	37.8	92.8	176
			37.8	0
4	37.8	4.4	37.8	64
			4.4	0
5	111.7	37.8	111.7	764
			107.2	85
			37.8	0
6	46.1	37.8	46.1	917
			37.8	0
7	51.7	48.9	51.7	2 753
			48.9	0
8	54.4	51.7	54.4	823
			51.7	0
9	51.7	37.8	51.7	18
			37.8	0
10	121.1	71.1	121.1	1 640
			71.1	0

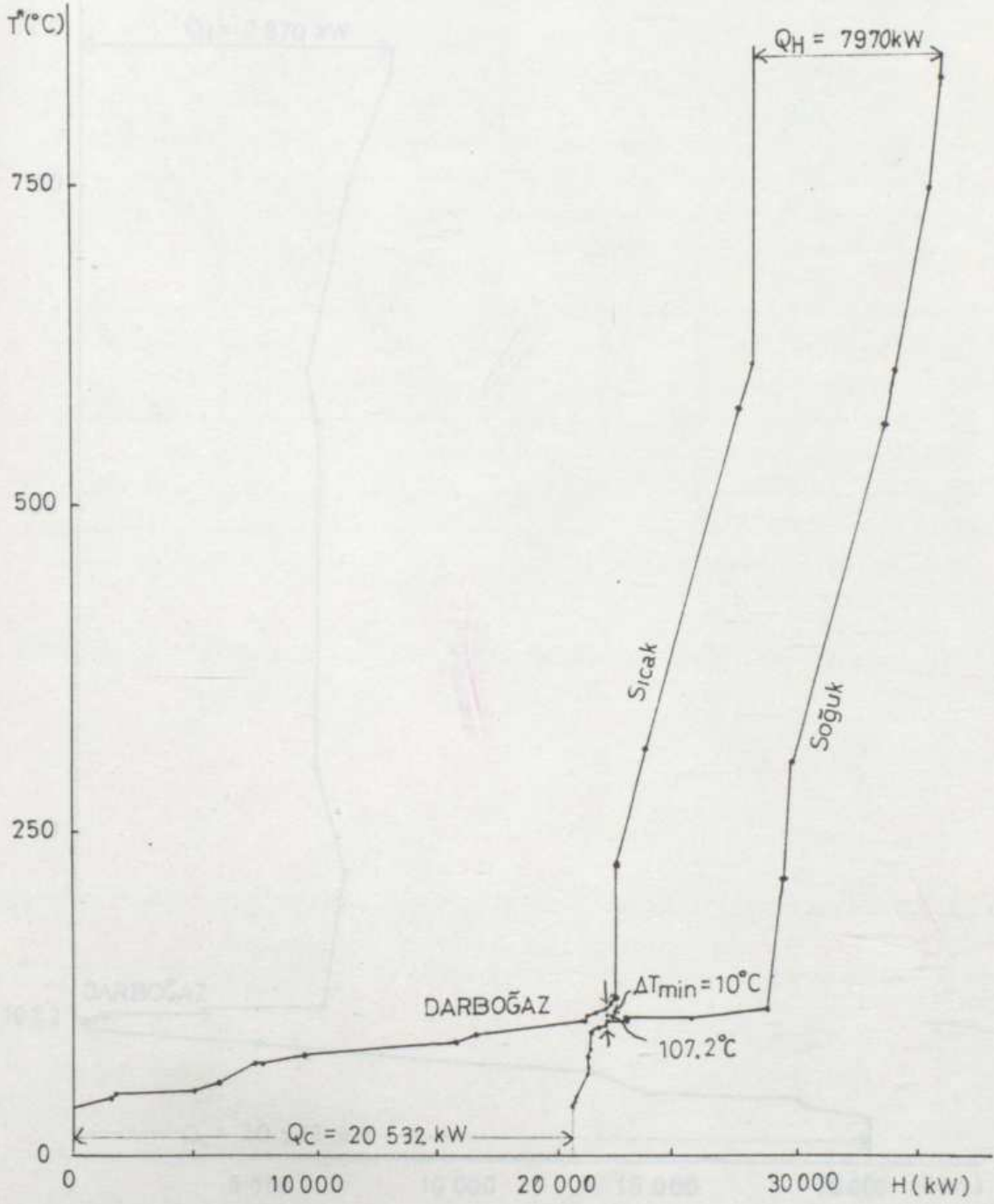
Akım No	$T_s(^{\circ}\text{C})$	$T_o(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	H (kW)
11	302.2	748.3	302.2 748.3	0 990
12	302.2	851.7	302.2 851.7	0 2 244
13	302.2	831.1	302.2 831.1	0 1 731
14	37.8	67.2	37.8 67.2	0 729
15	102.2	102.8	102.2 102.8	0 811
16	105.0	105.6	105.0 105.6	0 2 689
17	96.1	98.9	96.1 98.9	0 609
18	75.6	565.6	75.6 110.0 111.1 565.6	0 261 3 340 5 773

† YARPET tarafından sağlanan verilerden elde edilmiştir.

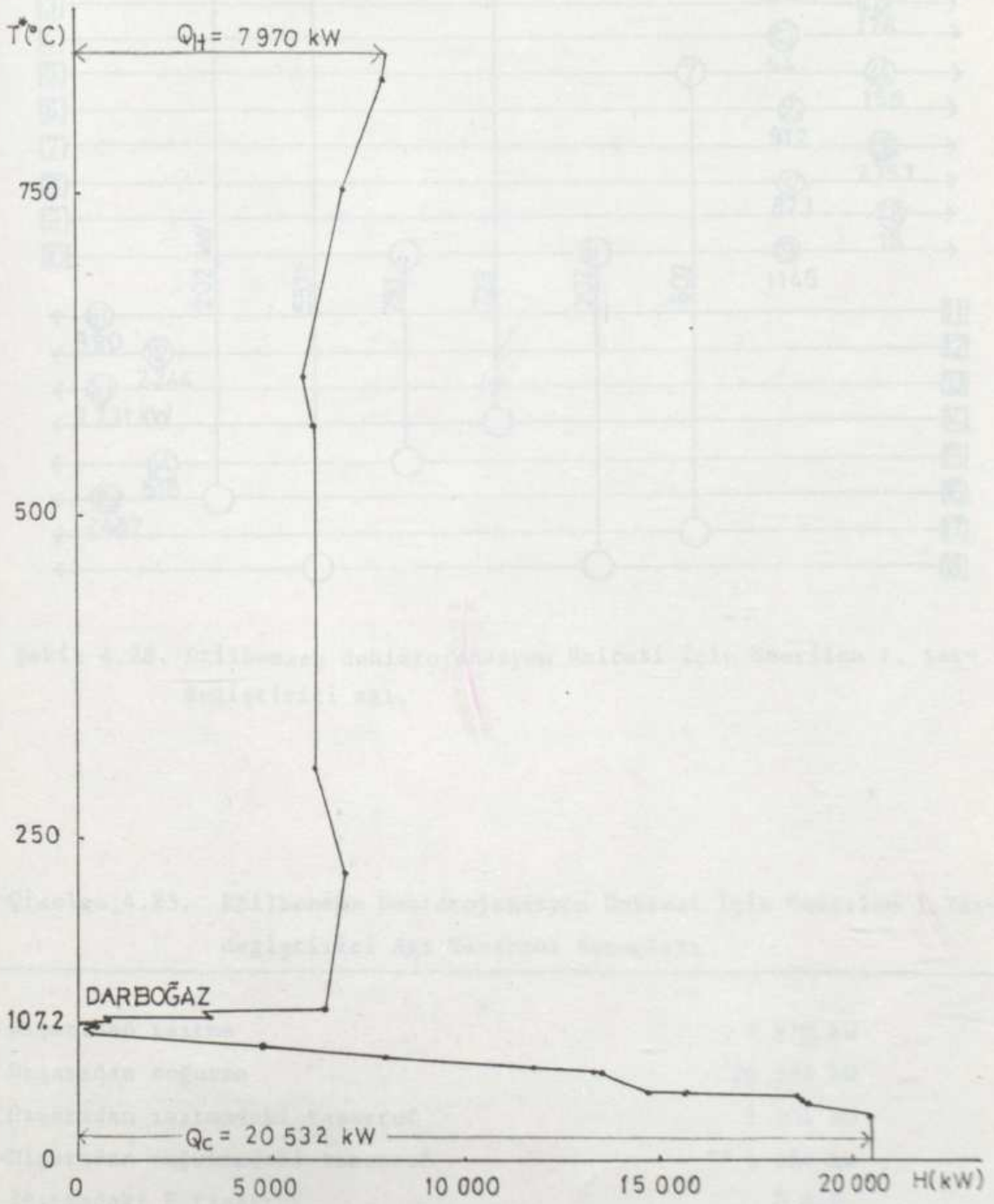
Çizelge 4.22. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesinde Mevcut Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Q (kW)	U (W/m ² °C)	ΔT _{1m} (°C)	Abirim (m ²)
1	5773	403.7	89.2	160.30
2	729	387.3	36.0	52.29
C1	15210	298.1	35.7	1429.22
C2	38	191.9	32.2	6.15
C3	64	260.0	7.6	32.39
C4	35	150.5	21.9	10.62
C5	917	332.7	13.5	204.17
C6	2753	299.8	19.0	483.30
C7	823	325.4	21.9	115.49
C8	18	255.0	14.5	4.87
C9	1643	381.6	65.0	66.24
H4	811	350.0	10.0	231.71
H5	2689	397.5	10.0	676.48
H6	609	312.3	11.0	177.28

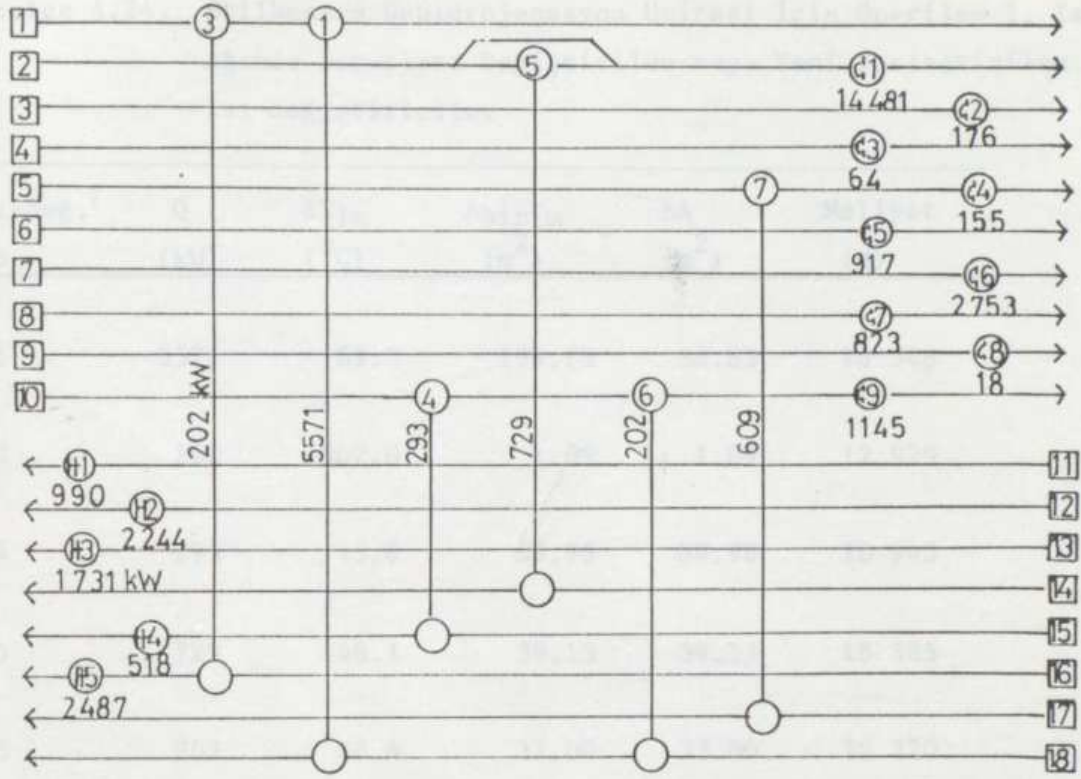
† Tek boru geçişli ısı-değiştirici.



Şekil 4.26. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrileri.



Şekil 4.27. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinin tüm bileşik entalpi eğrisi.



Şekil 4.28. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesi için önerilen 1. ısı-değiştirici ağı.

Çizelge 4.23. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı-değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları

Dışarıdan ısıtma	7 970 kW
Dışarıdan soğutma	20 532 kW
Dışarıdan ısıtmadaki tasarruf	1 104 kW
Dışarıdan soğutmadaki tasarruf	1 104 kW
Isıtmadaki % tasarruf	% 8.9
Soğutmadaki % tasarruf	% 5.1
Yıllık ütilite kazancı†	122 862 \$
Toplam yatırım maliyeti†	170 901 \$
Geri ödeme süresi	16.7 ay

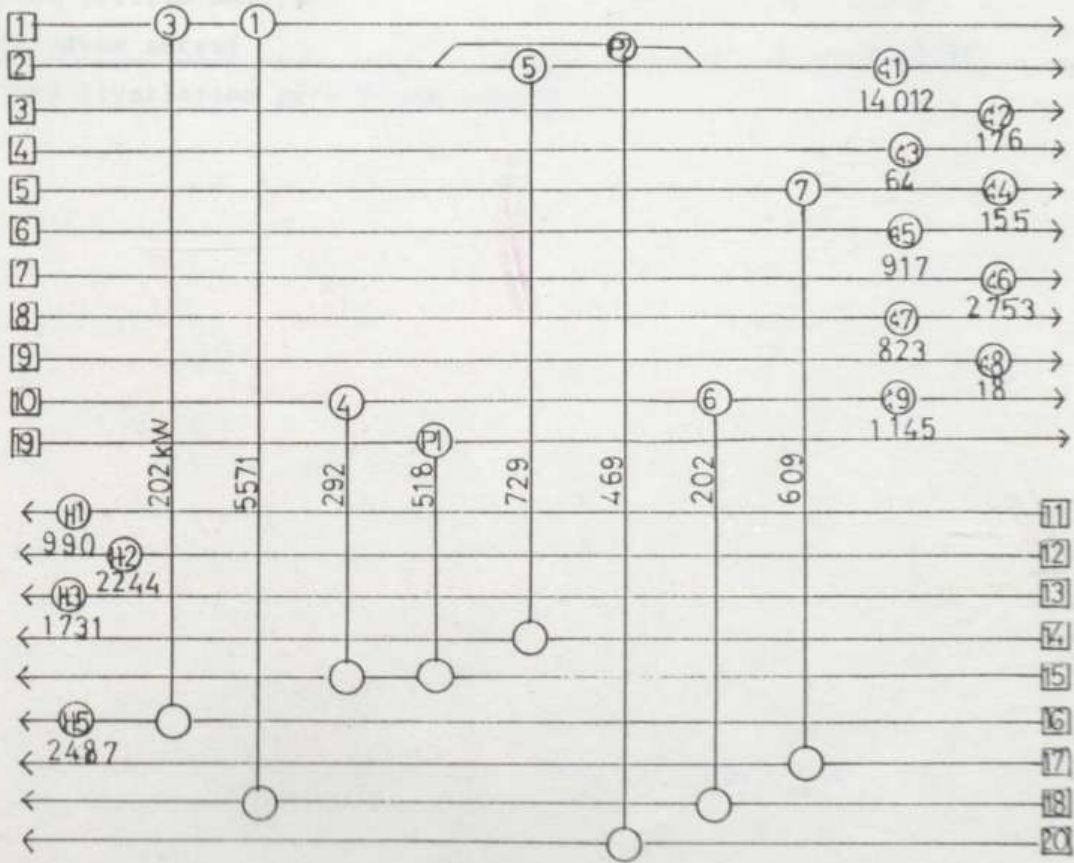
† 1989 fiyatlarına göre hesaplanmıştır.

Çizelge 4.24. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi İçin Önerilen 1. Isı Ağında Boyutları Değiştirilen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Q (kW)	ΔT_{lm} (°C)	Λ_{birim} (m ²)	ΔA (m ²)	Maliyet (\$)
1	5571	69.3	199.13	38.83	18 548
3	202	502.0	1.09	1.09	12 929
4	293	13.8	58.98	58.98	20 945
5	729	48.1	39.13	39.13	18 585
6	202	18.4	37.00	37.00	18 320
7	609	12.2	331.68	331.68	63 758
C1	14480	35.1	1383.88	- 45.34	- - -
C4	155	37.3	27.61	16.99	17 816
C9	1148	58.3	51.60	-13.40	- - -
H4	518	10.0	148.00	-83.71	- - -
H5	2487	10.0	625.66	-50.82	- - -

† Tek boru geçişli ısı-değiştirici.

Isı ve güç entegrasyonu sonucunda önerilen 2. ısı ağında (Şekil 4.29.) ise % 17.3 sıcak ütilite ve % 7.3 soğuk ütilite tasarrufu yapılabilmektedir. Bu, yılda 175 051 \$ değerinde enerji tasarrufuna karşılık gelmektedir (Çizelge 4.25.). Bu tasarımda 2'si ısı pompası sistemi için olmak üzere 6 yeni ısı-değiştirici eklenmiştir. 1 ısı-değiştirici ve 1 soğutucunun boyutları büyütülürken 1 ısıtıcının ve 2 soğutucunun boyutları küçültülmüş ve 2 ısıtıcı da sistemden çıkarılmıştır (Çizelge 4.26.). Yapılması gereken bu değişikliklerin ise yaklaşık 20.8 ay'da geri ödenebileceği hesaplanmıştır.



Şekil 4.29. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesi için ısı ve güç entegrasyonu sonucunda önerilen 2. ısı ağı.

Çizelge 4.25. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi İçin Önerilen 2. Isı-
değiştirici Ağı Tasarımı Sonuçları

Dışarıdan ısıtma	7 452 kW
Dışarıdan soğutma	19 927 kW
Dışarıdan ısıtmadaki tasarruf	1 573 kW
Dışarıdan soğutmadaki tasarruf	1 574 kW
Isıtmadaki % tasarruf	% 17.33
Soğutmadaki % tasarruf	% 7.32
Pompaya verilen iş	49 kW
Isı pompası kompresörünün maliyeti [†]	24 513 \$
Yıllık ütilite kazancı [†]	175 051 \$
Toplam yatırım maliyeti [†]	303 153 \$
Geri ödeme süresi	20.8 ay

[†] 1989 fiyatlarına göre hesaplanmıştır.

Çizelge 4.26. Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesi İçin Isı ve Güç Entegrasyonu Sonucunda Önerilen 2. Isı Ağında Boyutları Değiştirilen veya Yeni Yerleştirilen Isı-değiştiriciler

Isı-değ. [†] No	Q (kW)	ΔT_{lm} (°C)	A _{birim} (m ²)	ΔA (m ²)	Maliyet (\$)
1	5571	69.3	199.13	38.83	18 548
3	202	502.0	1.09	1.09	12 929
4	293	13.8	58.98	58.98	20 945
5	729	40.6	46.36	46.36	19 466
6	202	18.4	37.00	37.00	18 320
7	609	12.2	331.68	331.68	63 758
P1	518	9.8	132.14	132.14	28 639
P2	469	2.2	532.95	532.95	98 952
C1	13962	48.4	967.70	-461.52	- - -
C4	155	37.3	27.61	16.99	21 596
C9	1148	58.3	51.60	- 13.40	- - -
H5	2487	10.0	625.66	- 50.82	- - -

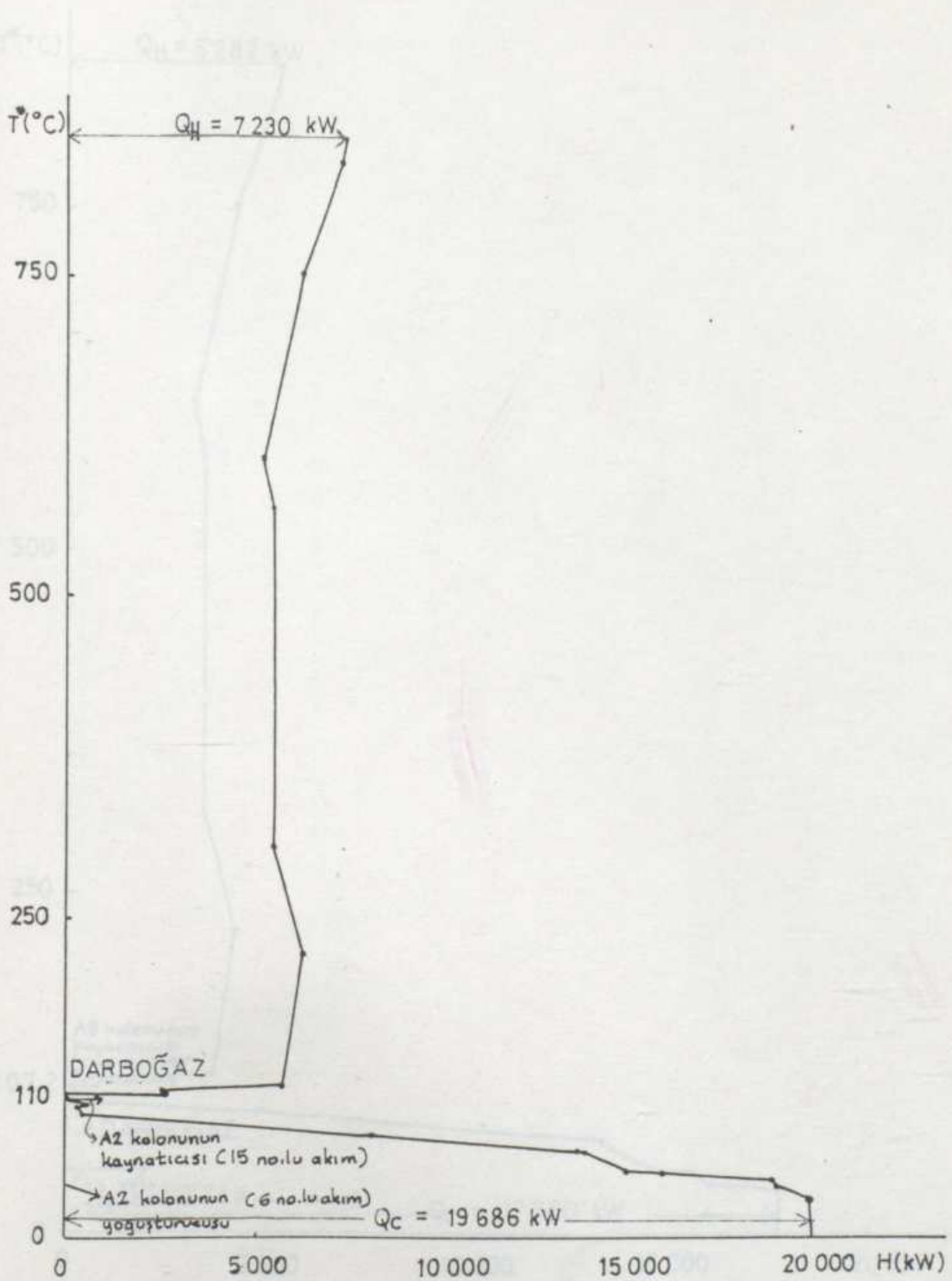
† Tek boru geçişli ısı-değiştirici.

Bu çalışmada, Etilbenzen Dehidrojenasyon Ünitesindeki reaktör ve ayırıcıların konumları incelenerek bazı proses değişiklikleriyle daha çok enerji tasarrufu yapabilme olasılıkları incelenmiştir. A2 kolonunun kaynatıcı ve soğutucu sıcaklık profilleri tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırıldığında (Şekil 4.30.), PINTECH yardımıyla kolonun kaynatıcı yükünün % 8.6'sının (70 kW) darboğazın aşağısında sisteme uygun konumda entegre edildiği görülür. Kaynatıcının geri kalan kısmının ısı yükü kadar ise darboğazdan ısı geçmektedir. Daha çok enerji kazanmak için darboğazın aşağısında ara kaynatıcılar kullanılarak darboğazdan geçen ısı azaltılabilir veya kolonun çalışma basıncı düşürülerek kaynatıcı tümüyle darboğazın aşağısına taşınabilir.

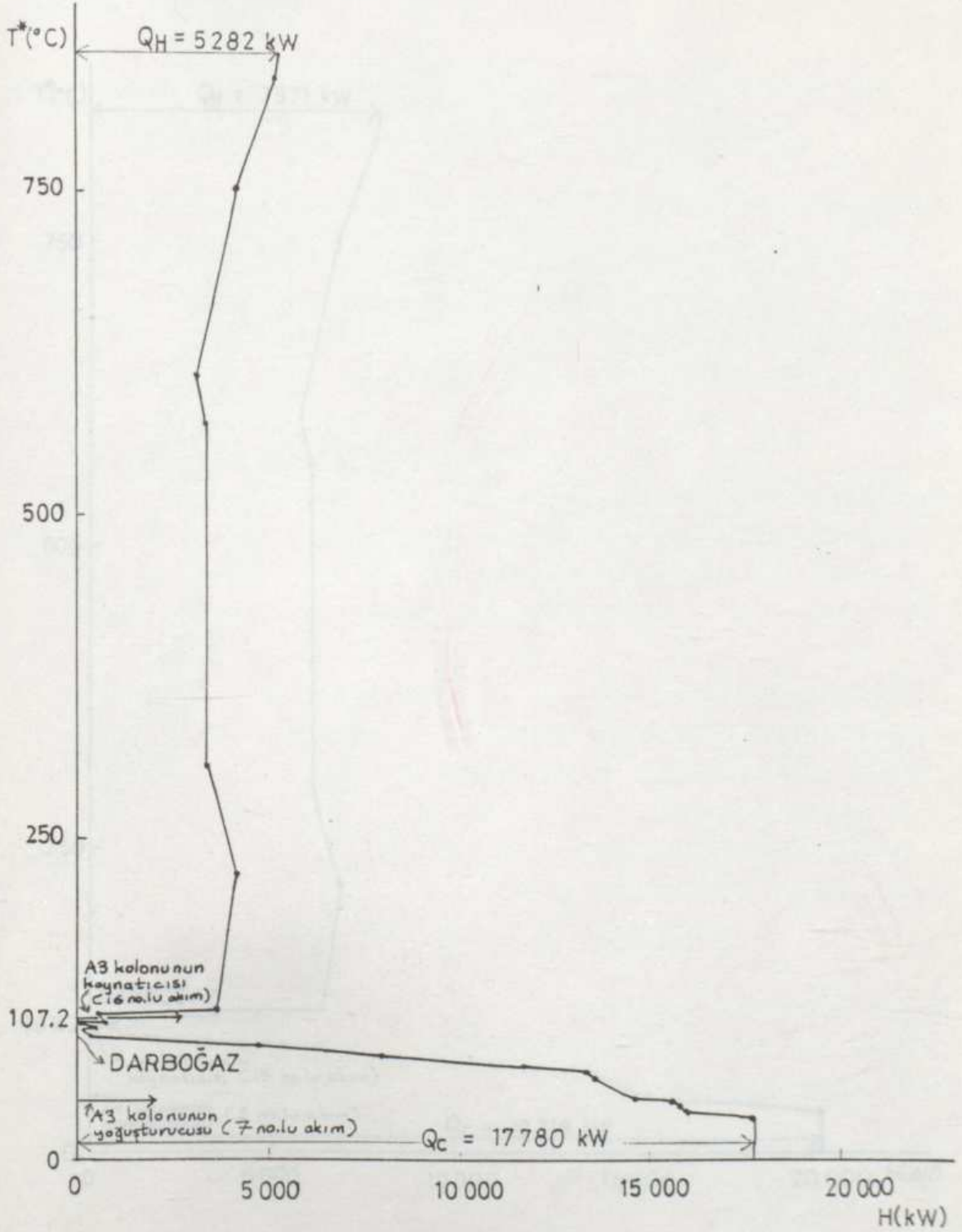
Şekil 4.31.'de A3 kolonun proses içindeki konumunun uygun olmadığı görülmektedir. Bu kolon tümüyle darboğazdan ısı geçirmektedir ve bu haliyle sisteme konması, toplam ütilite gereksiniminde bir azaltma yapmamaktadır. Bu kolonun da çalışma basıncı düşürülerek kaynatıcının sıcaklık profili darboğazın aşağısına taşınabilir veya ara kaynatıcılar kullanılabilir. Böylece kolonun sisteme en iyi şekilde entegre edilmesi sağlanabilir...

Şekil 4.32.'de A4 kolonunun kaynatıcı ve yoğunlaştırucu sıcaklık profillerinin, darboğazın aşağısında olduğu görülür. Bu durumda A4 kolonunun kaynatıcısının sistemle tümüyle enerji tasarrufu yapacak şekilde entegre edildiği anlaşılmaktadır. Bir başka deyişle, entegrasyon sonucunda tüm sistemin sıcak ütilite gereksinimi değişmemekte, ancak soğuk ütilite gereksinimi kaynatıcının ısı yükü ile yoğunlaştırucunun ısı yükü farkı kadar (214 kW) artmaktadır (Şekil 4.32. ve Çizelge 4.21.).

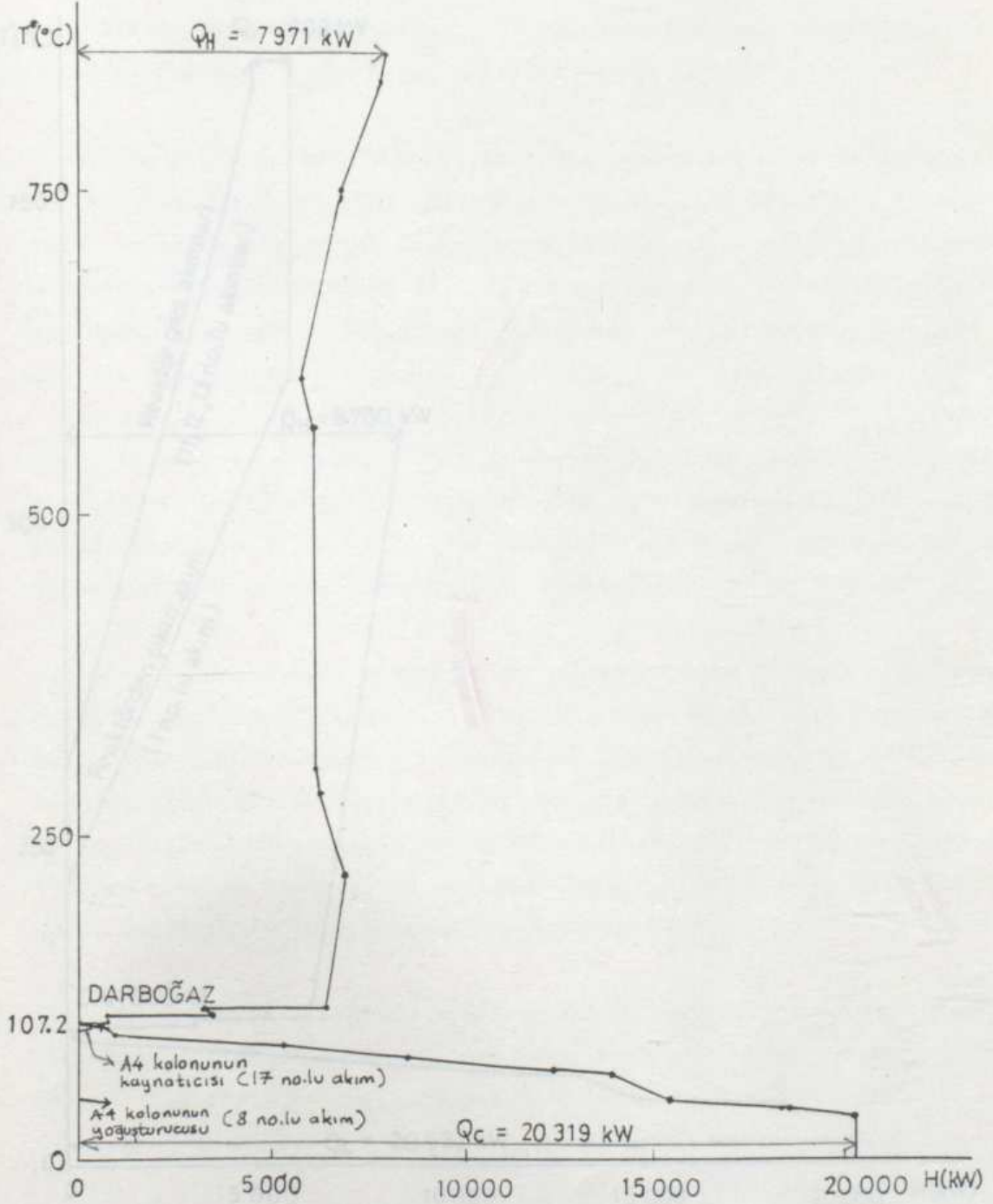
Bu sistemde yer alan endotermik reaksiyonu içeren 3 seri endotermik reaktörün sıcaklık profillerinin, tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması Şekil 4.33.'de görülmektedir. Bu reaktörler sistem içinde uygun konumda yer almamaktadır; çünkü reaktöre giren akımın sıcaklığı ile reaktörden çıkan akımın sıcaklığı arasındaki reaksiyon ısısı darboğazın üzerine yer almaktadır. Dolayısıyla, reaksiyonun oluşması için gereksinilen ısı (809 kW) sistem tarafından karşılanmamaktadır.



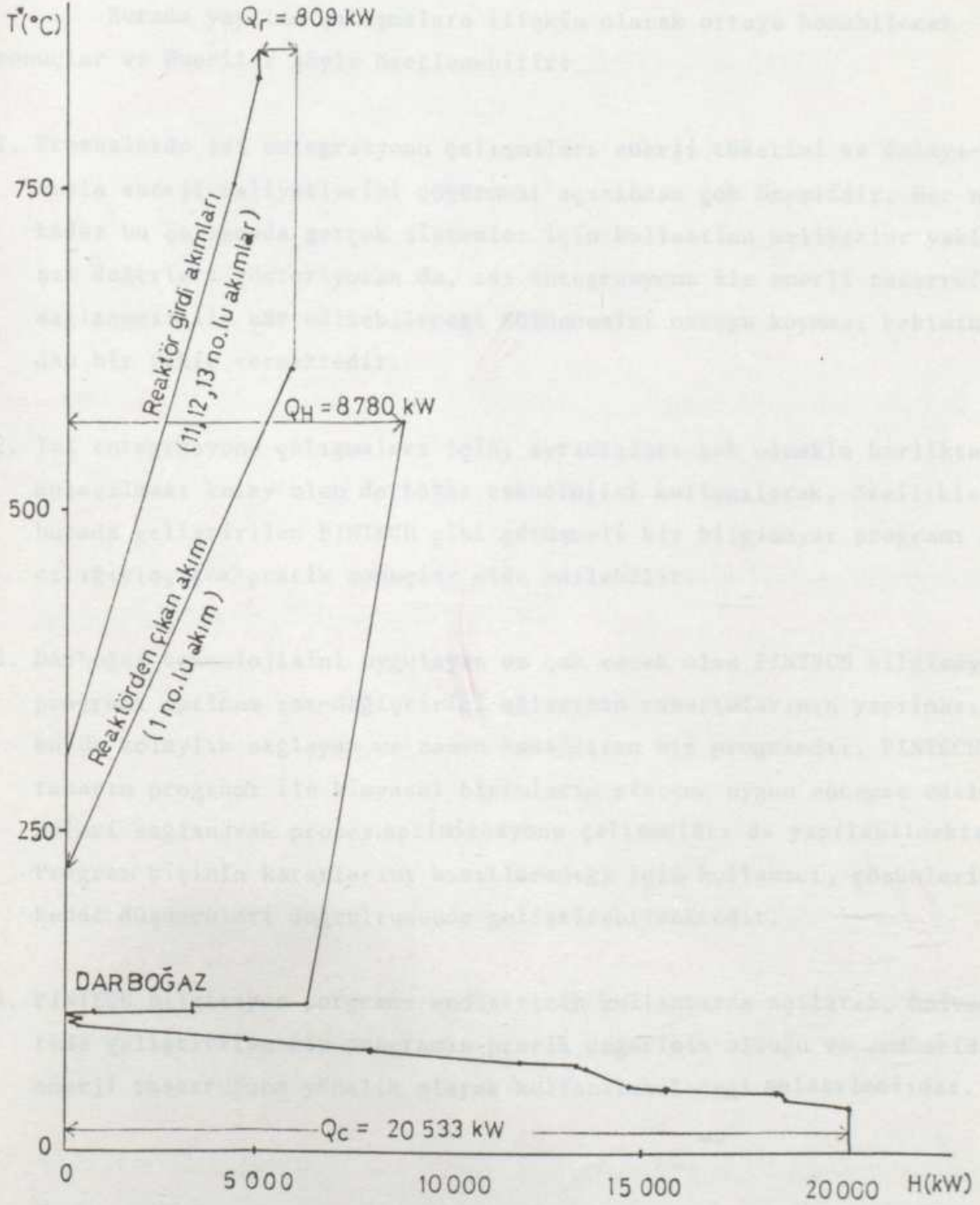
Şekil 4.30. Etilbenzen dehidrojenasyon ünitesinde A2 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.



Şekil 4.31. Etilbenzendehidrojenasyon ünitesinde A3 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.



Şekil 4.32. Etilbenzende hidrojenasyon ünitesinde A4 kolonunun sıcaklık profilinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.



Şekil 4.33. Etilbenzende hidrojenasyon ünitesinde 3 seri endotermik reaktörün sıcaklık profillerinin tüm bileşik entalpi eğrisi ile karşılaştırılması.

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 gerçek sistemler için kullanılan maliyetler yaklaşık değerleri gösteriyorsa da, ısı entegrasyonu ile enerji tasarrufu sağlanması ile kâr edilebileceği düşüncesini ortaya koyması bakımından bir fikir vermektedir.
2. Isı entegrasyonu çalışmaları için, ayrıntıları çok olmakla birlikte, anlaşılması kolay olan darboğaz teknolojisi kullanılarak, özellikle burada geliştirilen PINTECH gibi görüşmeli bir bilgisayar programı aracılığıyla, çok pratik sonuçlar elde edilebilir.
3. Darboğaz teknolojisini uygulayan ve çok esnek olan PINTECH bilgisayar programı optimum ısı-değiştirici ağlarının tasarımlarının yapılmasında büyük kolaylık sağlayan ve zaman kazandıran bir programdır. PINTECH tasarım programı ile kimyasal birimlerin sisteme uygun entegre edilmeleri sağlanarak proses optimizasyonu çalışmaları da yapılabilmektedir. Program kişinin kararlarını kısıtlamadığı için kullanıcı, çözümleri kendi düşünceleri doğrultusunda geliştirebilmektedir.
4. PINTECH bilgisayar programı endüstrinin kullanımına açılarak, üniversitede geliştirilen bir programın pratik değerinin olduğu ve endüstride enerji tasarrufuna yönelik olarak kullanılabileceği anlaşılmalıdır.

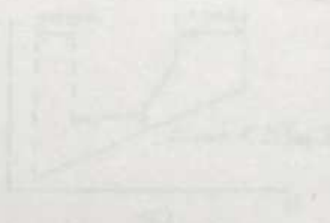
KAYNAKÇA

1. Linnhoff, B. and Polley, G.T., "General Process Improvements Through Pinch Technology", Chem. Eng. Prog., pp 51-58, June 1988.
2. Linnhoff, B. and Lenz, W., "Thermal Integration and Process Optimization" Chem. Eng. Tech., Vol. 59, pp 851-857, Nov 1987.
3. Linnhoff, B. and Witherell, W.D., "Pinch Technology Guides Retrofit", Oil and Gas J., pp 54-65, Apr.7, 1986.
4. Linnhoff, B. and Flower, J.R., "Synthesis of Heat Exchanger Networks: I. Systematic Generation of Energy Optimal Network", AIChE J., Vol.24, No 4, pp 633-641, 1978a.
5. Umeda, T., Itah, J. and Shiroko K., "Heat Exchange System Synthesis", Chem. Eng. Prog., pp 70-76, July 1978.
6. Nishida, N., Stephanopoulos, G. and Westerberg, A.W., "A Review of Process Synthesis", AIChE J., Vol.27, No 3, pp 321-351, 1981.
7. Kobayashi, S. Tomio, U. and Ichikawa, A., "Synthesis of Optimal Heat Exchange Systems-an Approach by the Optimal Assignment Problem in Linear Programming", Chem. Eng. Sci., Vol.26, No 9, pp 1367-1380, 1971.
8. Kelahan, R.C. and Gaddy, J.L., "Synthesis of Heat Exchange Networks by Mixed Integer Optimization", AIChE J., Vol.23, No 6, pp 816-822, 1977.
9. Pho., T.K. and Lapidus, L., "Topics in Computer-Aided Design: Part I. An Optimum Tearing Algorithm for Recycle Systems", AIChE J., Vol.19, No 6, pp 1170-1181, 1973a.
10. Pho, T.K. and Lapidus, L., "Topics in Computer-Aided Design: Part II. Synthesis of Optimal Heat Exchanger Networks by Tree Searching Algorithms", AIChE J., Vol.19, No 6, pp 1182-1189, 1973b.

11. Masso, A.H. and Rudd, D.F., "The Synthesis of System Designs: II. Heuristic Structuring", AICHE J., Vol.15, No 1, pp 10-17, 1969.
12. Clayton, R.W., Research and Development Report, Energy Technology Support Unit, AERE Harwell, Oxon Ox11 0RA, Oct 1986.
13. Smith, R. and Linnhoff, B., "The Design of Separators in the Context of Overall Processes", Chem. Eng.Des.Des., Vol.66, pp. 195-228, May 1988.
14. Tjoe, T. and Linnhoff, B., "Using Pinch Technology for Process Retrofit", Chem. Eng., pp. 47-60, April 1986.
15. Linnhoff, B. and et al., A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, The Institution of Chemical Engineers, 1982.
16. Linnhoff, B. and Vredevel, D.R., "Heat Transfer: Pinch Technology Has Come of Age", Chem.Eng.Prog., pp. 33.40, July 1984.
17. Şentarlı, I. ve Dinçer, S., Darboğaz (Pinch) Tasarım Yöntemi İçin Geliştirilen Bir Bilgisayar Programı ile Isı-değiştirici Ağlarının Sentezi", Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi, Cilt 10, Sayı 3, Sayfa 33-40, 1987.
18. Linnhoff, B. and Hindmarsh, E., "The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks", Chem. Eng.Sci., Vol.38, No 5, pp. 745-763, 1983.
19. Hohmann, E.C., "Optimum Networks for Heat Exchange", Ph.D.Thesis, University of Southern California, 1971.
20. Linnhoff, B. and Flower, J.R., "II Evolutionary Generation of Networks with Various Criteria of Optimality", AICHE J., Vol.24, No 4, pp. 642-654, 1978b.
21. Townsend, D.W. and Linnhoff, B., "Heat and Power Networks in Process Design. Part I: Criteria for Placement of Heat Engines and Heat Pumps in Process Networks", AICHE J., Vol.29, No 5, pp. 742-748, 1983a.

22. Townsend, D.W. and Linnhoff, B., "Part II: Design Procedure for Equipment Selection and Process Matching", AICHE J., Vol.29, No 5, pp. 748-771, 1983b.
23. Kotjabasakis, E. and Linnhoff, B., "Sensitivity Tables for the Design of Flexible Processes (1)-How Much Contingency in Heat Exchanger Networks is Cost-Effective?", Chem.Eng.Res.Des., Vol.64, pp 197-211, 1986.
24. Linnhoff, B. and Kotjabasakis, E., "Downstream Paths for Operable Process Design", Chem. Eng.Prog., pp. 23.28, May 1986.
25. Kotjabasakis, E. and Linnhoff, B., "Better System Design Reduces Heat Exchanger Fouling Costs", Oil and Gas J., pp 49-56, Sept. 28, 1987.
26. Tjoe, T., Ph.D. Thesis, UMIST, 1986.
27. Linnhoff, B., Dunford, H. and Smith, R. "Heat Integration of Distillation Columns into Overall Processes", Chem. Eng.Sci., Vol.38, No 8, pp 1175-1188, 1983.
28. Legge, R., Energy Management-Focus, Dec (9); 2. 1980.
29. Glavic, P., Kravanja, Z. and Homsak, M., "Heat Integration of Reactors-I. Criteria for the Placement of Reactors into Process Flowsheet", Chem. Eng.Sci., Vol.43, No 3, pp. 593-608, 1988.
30. Linnhoff, B., "New Concepts in Thermodynamics for Better Chemical Process Design", Esso Energy Award Lecture, 1981, Proc.R.Soc.Land. A 386, pp. 1-33, 1983.
31. Watson, K.M., Nelson, E.F., "Improved Methods for Approximating Critical and Thermal Properties of Petroleum Fractions", Ind.and Eng.Chem, Vol.25, pp.880, 1933.

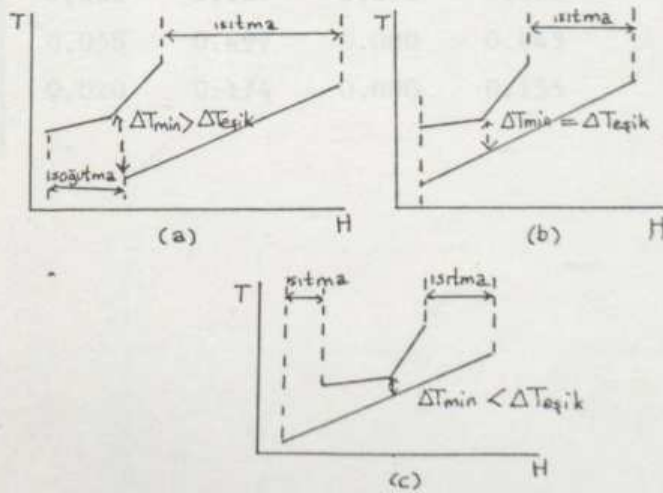
32. Linnhoff, B., Ph.D. Thesis, University of Leeds, 1979.
33. Ahmad, S., Ph.D. Thesis, UMIST, 1986.
34. Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, McGraw-Hill Kogakusha, Ltd., Tokyo, 1980.
35. Reid, R.C., Prausnitz, J.M. and Sherwood, T.K. The Properties of Gases and Liquids, McGraw-Hill Book, Co., New York, 1977.
36. McCabe, W.L. and Smith, J.C., Unit Operations of Chemical Engineering, McGraw-Hill Kogakusha, Ltd. Tokyo, 1976.



Ek 1. Eşik Problemleri

Şekil E.1.1 a bir darboğaz probleminin sıcak ve soğuk bileşik entalpi eğrilerini göstermektedir. Bu sistemin hem dışarıdan ısıtma, hem de dışarıdan soğutma gereksinimi vardır. Bu probleme ait iki entalpi eğrisi, ΔT_{\min} bir $\Delta T_{\text{eşik}}$ değerine getirilecek şekilde birbirlerine yaklaştırılırsa, sistem yalnızca dışarıdan ısıtılmayı gereksinir (E.1.1 b). Eğer ΔT_{\min} değeri $\Delta T_{\text{eşik}}$ değerinin aşağısına indirilirse, toplam sıcak ütilite gereksiniminde bir değişiklik olmadığı görülür (Şek. E.1.1 c). Artık problem darboğazı olmayan bir ısı ağı problemine dönüşmüştür. Böyle bir durum, örneğin çok sıcak bir akımla çok soğuk bir akımdan oluşan bir sistemde görülebilir. Darboğazın oluşmadığı bu tür problemler "Eşik Problemleri" olarak tanımlanır (15,18). Yalnızca soğutma gereksinimi olan ve ΔT_{\min} 'un azaltılmasıyla toplam soğutma gereksiniminde bir değişiklik olmayan eşik problemlerine de rastlanabilir. Bu tür problemlerde darboğaz tasarım yöntemi kullanılmaz.

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



E.1.1. (a), (b) Darboğazı olan problemler, (c) Eşik problemi

Ek 2. Duyarlık Çizelgeleri

Bölüm 2.3'deki örnek ısı ağı problemi (Şek. 2.18) için hazırlanan T(Ts), T(CP₄) ve T(UA) duyarlık çizelgeleri aşağıda verilmiştir.

Çizelge E.1. T(Ts) Duyarlık Çizelgesi

	\hat{T}_{s1}	\hat{T}_{s2}	\hat{T}_{s3}	\hat{T}_{s4}
\hat{T}_1	0.884	0.061	0.000	0.055
\hat{T}_2	0.034	0.184	0.348	0.434
\hat{T}_3	0.019	0.102	0.193	0.240
\hat{T}_4	0.000	0.297	0.000	0.703
\hat{T}_5	0.000	0.128	0.567	0.305
\hat{T}_6	0.000	0.189	0.362	0.449
\hat{T}_7	0.638	0.097	0.101	0.165
\hat{T}_8	0.000	0.528	0.000	0.472
\hat{T}_9	0.058	0.497	0.000	0.445
\hat{T}_{10}	0.020	0.174	0.000	0.155

Çizelge E.2. T(CP₄) Duyarlık Çizelgesi

CP ₄	-40 %	-30 %	-20 %	-10 %	0 %	10 %	20 %	30 %	40 %
T ₁	1.2	0.8	0.4	0.2	0.0	-0.3	-0.4	-0.6	-0.7
T ₂	2.0	1.3	0.7	0.3	0.0	-0.3	-0.5	-0.7	-0.9
T ₃	1.1	0.7	0.4	0.2	0.0	-0.1	-0.3	-0.4	-0.5
T ₄	3.2	2.0	1.2	0.5	0.0	-0.4	-0.8	-1.1	-1.3
T ₅	1.4	0.9	0.5	0.2	0.0	-0.2	-0.4	-0.5	-0.6
T ₆	2.0	1.3	0.7	0.3	0.0	-0.3	-0.5	-0.7	-0.9
T ₇	1.4	1.0	0.6	0.3	0.0	-0.2	-0.4	-0.6	-0.7
T ₈	6.6	4.6	2.9	1.4	0.0	-1.1	-2.1	-3.0	-3.8
T ₉	13.8	9.3	5.6	2.5	0.0	-2.2	-4.1	-5.8	-7.2
T ₁₀	6.9	5.4	3.6	1.8	0.0	-1.7	-3.4	-5.0	-6.5

Çizelge E.3. T(UA) Duyarlık Çizelgeleri

(a)

UA1	-80 %	-40 %	-20 %	0 %	20 %	40 %	80 %	100 %	120 %	140 %	180 %	200 %
T1	19.5	9.4	4.6	0.0	-4.5	-8.81	-17.0	-20.9	-24.7	-28.3	-35.3	-38.6
T2	0.7	0.3	0.2	0.0	-0.2	-0.4	-0.7	-0.8	-1.0	-1.1	-1.4	-1.5
T3	0.4	0.2	0.1	0.0	-0.1	-0.2	-0.3	-0.4	-0.5	-0.6	-0.7	-0.8
T4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
T5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
T6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
T7	14.1	6.8	3.3	0.0	-3.2	-6.3	-12.2	-15.0	-17.8	-20.4	-25.4	-27.8
T8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
T9	-9.8	-4.8	-2.4	0.0	2.2	4.3	8.4	10.4	12.3	14.1	17.6	19.2
T10	-3.4	-1.6	-0.8	0.0	0.8	1.5	3.0	3.7	4.3	4.9	6.2	6.7

(b)

UA2	-80 %	-40 %	-20 %	0 %	20 %	40 %	80 %	100 %	120 %	140 %	180 %	200 %
T1	-1.2	-0.5	-0.2	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.4	0.4	0.5	0.5
T2	7.7	2.6	1.1	0.0	-0.9	-1.5	-2.5	-2.9	-3.2	-3.5	-3.9	-4.1
T3	4.3	1.4	0.6	0.0	-0.5	-0.8	-1.4	-1.6	-1.8	-1.9	-2.1	-2.2
T4	12.7	4.2	1.8	0.0	-1.4	-2.5	-4.1	-4.7	-5.2	-5.7	-6.3	-6.6
T5	5.5	1.8	0.8	0.0	-0.6	-1.1	-1.8	-2.1	-2.3	-2.5	-2.8	-2.9
T6	8.1	2.7	1.1	0.0	-0.9	-1.6	-2.6	-3.0	-3.4	-3.6	-4.1	-4.3
T7	1.5	0.5	0.2	0.0	-0.2	-0.3	-0.5	-0.5	-0.6	-0.7	-0.7	-0.8
T8	-9.5	-3.1	-1.3	0.0	1.1	1.9	3.1	3.6	3.9	4.3	4.8	5.0
T9	-9.0	-3.0	-1.3	0.0	0.9	1.7	2.8	3.3	3.6	3.9	4.4	4.6
T10	-3.1	-1.0	-0.4	0.0	0.4	0.6	1.0	1.2	1.3	1.4	1.6	1.6

Ek 3. Akımların ve Isı-değiştiricilerin Tasarım Değişkenlerinin Hesaplanması

A- Isı Sığaları

Sıvı ve buhar fazındaki petrol ürünlerinin ısı sığaları aşağıdaki formüller kullanılarak bulunur (31):

Sıvı fazı için,

$$C_p = (0.055K_w + 0.35) \left((0.681 - 0.308 SG) - 10^{-4} (T - 460) (8.15 - 3.06SG) \right) \quad (E.3.1)$$

Burada, C_p petrol ürünlerinin ısı sığasını (Btu/lb_m), SG 60/60°F deki spesifik graviteyi, T sıcaklığı (°R), K_w Watson karakterizasyon faktörünü (= mean average boiling point, (°R)^{1/3}/SG) gösterir.

Buhar fazı için,

$$C_p = \frac{4.0 - SG}{6450} (T + 210) (0.12 K_w - 0.41) \quad (E.3.2)$$

Spesifik gravite (SG), °API değerlerinden aşağıdaki şekilde bulunur:

$$SG = \frac{141.5}{131.5 + °API} \quad (E.3.3)$$

C- Organik ve inorganik rafineri gazlarının ısı sığaları aşağıdaki formüller kullanılarak bulunur (35).

$$C_p = a_1 + b_1 T + c_1 T^2 \quad (\text{organik gazlar}) \quad (\text{E.3.4})$$

$$C_p = a + b T + c T^{-2} \quad (\text{inorganik gazlar}) \quad (\text{E.3.5})$$

B- Buharlaştırma Isıları

Buharlaştırma ısısı, ΔH_v , polar olmayan sıvılar için aşağıdaki Kistyakowsky eşitliğine göre bulunur (35):

$$\Delta H_{vb} = T_b (8.75 - 4.517 \log_{10} T_b) \quad (\text{E.3.6})$$

Burada, ΔH_{vb} , T_b sıcaklığındaki molar buharlaştırma ısısını (cal/gmole); T_b , normal kaynama noktasını ($^{\circ}\text{K}$) gösterir.

ΔH_v nin belirlenen sıcaklık aralığında sabit olduğu durumlar için,

$$\log \frac{P_1^s}{P_2^s} = \frac{\Delta H_v}{2.3R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (\text{E.3.7})$$

formülü kullanılır (35).

C- Isı Transfer Katsayıları

Yatay boru içindeki akışkan için, $N_{Re} > 10\ 000$,

$0.7 < N_{Pr} < 700$, $L/D > 60$ sağlanıyorsa,

$$h_i = 0.023 \frac{k}{D} N_{Re}^{0.8} N_{Pr}^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (E.3.8)$$

Sieder - Tate eşitliği kullanılır (36).

h_i , $N_{Re} < 2000$, $N_{Gr} > 100$ olan küçük çaplı borular ve ΔT 'ler için aşağıdaki Sieder - Tate eşitliği kullanılarak bulunur.

$$h_i = 1.86 \frac{k}{D} \left(N_{Re} N_{Pr} \frac{D}{L}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (E.3.9)$$

Burada $N_{Gr} = \frac{mC_p}{kL}$

$2000 < N_{Re} < 10\ 000$ eşitsizliğinin sağlandığı durumlar için ise Hausen eşitliğinden yararlanılır (36):

$$h_i = 0.116 \frac{k}{D} (N_{Re}^{2/3} - 125) N_{Pr}^{1/3} \left[1 + \left(\frac{D}{L}\right)^{2/3}\right] \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (E)$$

Kabuk tarafındaki ısı transfer katsayısı, h_o , Donohue eşitliği kullanılarak bulunur (36):

$$h_o = 0.2 \frac{k}{D_o} \left(\frac{D_o C_e}{\mu}\right)^{0.6} \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (E.3.11)$$

Burada, $G_e = \sqrt{G_b \cdot G_c}$ ve $G_b = \dot{m}/S_b$, $G_c = \dot{m}/S_c$; S_b , baffle: serbest alanını; S_c , borular arasındaki akış alanını gösterir.

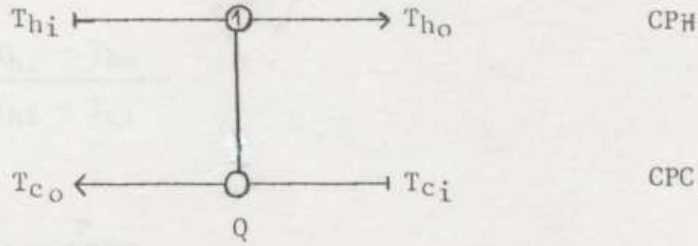
Yatay borular üstünde film tipli yoğunlaşma için

$$h = 0.725 \left(\frac{k_f^3 \rho_f^2 \lambda g}{N^{2/3} \Delta T_o D_o \mu_f} \right)^{1/4} \quad (\text{E.3.12})$$

eşitliği ile bulunur (36).

Ek 4. Alanı Bilinen Isı-değiştiriciler Akım Üzerinde Kaydırılırken Kullanılan Formüller

Eğer bir ısı-değiştiricinin (şekil E 4.1) CPH, CPC, (UA) değerleri biliniyorsa, ısı-değiştiricinin ısı yükü, Q, ısı-denkliği ve tasarımı eşitliğinden yararlanılarak bulunan aşağıdaki eşitlikler yardımıyla iterasyon yapılmadan hesaplanabilir (26):



şekil E.4.1. Bir ısı-değiştirici.

$$Q = \left(\frac{1}{e^k} - 1 \right) \left(\frac{CPC \cdot CPH}{CPH - CPC} \right) (\Delta T_h) \quad (E.4.1)$$

$$Q = (1 - e^k) \left(\frac{CPC \cdot CPH}{CPH - CPC} \right) (\Delta T_c) \quad (E.4.2)$$

Burada, $\Delta T_h = T_{h_i} - T_{c_o}$; $\Delta T_c = T_{h_o} - T_{c_i}$ ve

$$k = UA \left(\frac{1}{CPH} - \frac{1}{CPC} \right)$$

CPH = CPC olduğu zaman (E.4.1) ve (E.4.2) eşitlikleri

$$Q = UA \Delta T \quad (E.4.3)$$

eşitliğine dönüşür. Burada, $\Delta T = \Delta T_h = \Delta T_c$.

Ek 5. Kabuk Sayısı ve Çok Boru Geçiş Düzeltme Faktörünün Hesaplanması

Çok geçişli kabuk ve boru ısı-değiştiricilerinde kabuk sayısı N ve sıcaklık düzeltme faktörü F_T , R, P ve X_{1-2} değiştiricilerine bağlıdır. Bu değişkenler aşağıdaki formüller kullanılarak bulunur (33).

$$R = \frac{C_{P_H}}{C_{P_C}} = \frac{T_{CO} - T_{CI}}{T_{HI} - T_{HO}} \quad (E.5.1)$$

$$P = \frac{T_{HI} - T_{HO}}{T_{HI} - T_{CI}} \quad (E.5.2)$$

$$X_{1-2} = \frac{P}{P_{max}} \quad (E.5.3)$$

a) Eğer $R \neq 1$ ise,

$$N = \ln \left(\frac{1-RP}{1-P} \right) / \ln Z \quad (E.5.4)$$

Burada,

$$Z = \frac{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1} - 2X_{1-2} R}{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1} - 2X_{1-2}}$$

ve

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left[\frac{(1 - Y)}{(1 - RY)} \right]}{(R - 1) \ln \left[\frac{2 - Y(R + 1 - \sqrt{R^2 - 1})}{2 - Y(R + 1 + \sqrt{R^2 - 1})} \right]} \quad (E.5.5)$$

Burada,

$$Y = \frac{1 - \left(\frac{1 - RP}{1 - P}\right)^{1/N}}{R - \left(\frac{1 - RP}{1 - P}\right)^{1/N}}$$

b) Eger $R = 1$ ise,

$$N = \left(\frac{P}{1 - P}\right) \left(\frac{1 - \frac{\sqrt{2}}{2} - X_{1-2}}{X_{1-2}}\right) \quad (\text{E.5.6})$$

ve

$$F_T = \frac{Y \sqrt{2}}{(1 - Y) \cdot \ln \left[\frac{2 - Y(2 - \sqrt{2})}{2 - Y(2 + \sqrt{2})} \right]} \quad (\text{E.5.7})$$

Burada,

$$Y = P/(N - P - PN)$$

ÖZGEÇMİŞ

Boğaziçi Üniversitesi Kimya Mühendisliği Bölümünden 1982'de B.S., 1985'de ise M.S. derecelerini aldı. Aynı üniversitede 1982-1985 yıllarında araştırma görevlisi olarak çalıştı. Daha sonra Yıldız Üniversitesi Kimya Mühendisliği Bölümünde doktora çalışmaları yapan İnci Şentarlı yine aynı bölümde araştırma görevlisi olarak çalışmaktadır.

