

에너지 회수를 위한 열교환망 합성에 관한 연구

이해평 · 황경균 · 류경옥

한양대학교 공과대학 화학공학과

A Study on Synthesis of Heat Exchanger Network for Heat Recovery

Hae Pyeong Lee, Kyeong Gyun. Hwang and Kyong Ok Yoo

Department of Chemical Engineering, Hanyang University

요 약

열교환망 합성은 에너지 회수와 절감 측면에서 상당히 중요한 문제이다. 최적 열교환망 합성 구조를 얻기 위해 multiple utility를 사용하여 유틸리티 소비를 최소화하는 방법을 제안하였으며, 공정 stream들간의 실제적인 합성은 수행하지 않고 목표값 설정에 중점을 두었다. 본 연구에서 제안한 이론을 근거로 하여 개발된 프로그램을 기존의 주정생산공정의 증류공정에 적용하여 좋은 결과를 얻을 수 있었다.

Abstract—Heat exchanger network synthesis is very useful to aspects of energy recovery and saving. In order to obtain the optimal network structure for minimum utility cost, multiple utilities were used. In this study, the practical matches of process streams were not considered, but only evaluation of targets was demonstrated. The program developed in this work was applied to the alcohol production process and it was possible to find the optimal cost targets.

1. 서 론

화학 공장에서 공정이 복잡하고 공장의 규모가 커질수록 설비들은 복잡하게 연결되고 특히 에너지 회수 시스템은 그 효율성이 매우 떨어져 필요 이상의 에너지를 소모하게 되며 여러개의 열교환기들이 서로 연결되어 있으므로 이들을 적절하게 연결시키면 많은 에너지를 회수할 수 있을 것이다.

최근 에너지 회수에 관련된 열교환망 합성에 있어서 획기적인 기법으로 알려지고 있는 핀치이론(pinch technology)이 Linnhoff와 Flower¹⁾에 의해 제안되어 최적 에너지 회수를 더욱 용이하게 해 주고 있는 단계에 와 있으며, 이 기법을 이용한 에너지 회수설비의 새로운 설계, 기존 설계 상태의 재점검 뿐만 아니라 최적 개보수법이 연구되고 있는 실정이다.

본 연구팀에서는 Linnhoff와 Ahmad²⁾의 이론을 기초로 하여 열교환망 합성 전에 최소열교환기 수와 열전달 면적을 바탕으로 전체 비용(total cost)의 목표값(target)

을 결정함으로써 최적의 최소접근온도차(ΔT_{min})를 발견한 뒤, pinch design rule을 기초로 한 합성 방법으로 그 목표값에 가깝도록 설계하는 프로그램을 개발하여 국내 모기업의 주정 생산공정 중 증류 공정에 적용해 본 결과, 기존의 결과보다 약 12% 정도의 전체비용을 절감할 수 있는 열교환망 구조를 얻은 바가 있으며³⁾, 또한 여러가지 제약 조건들로서 온도-엔탈피 도표(T-H diagram)상에서 불연속성을 갖는 계, safety 및 layout 등의 문제로 match제한을 해야하는 계와 multiple pinch를 갖는 계들에 대하여 보다 타당성 있는 목표값을 설정하기 위하여 system separation 방법을 적용하고 이를 근거로 한 프로그램을 개발하여 만족할 만한 결과를 얻은 바가 있다⁴⁾.

본 연구에서는 이전 연구들^{3,4)}의 결과를 바탕으로 하여 최대 에너지회수 측면에 중점을 두므로써 보조 가열 또는 냉각 장치로서 단일유틸리티(single utility)의 사용에 국한을 둔 기존의 방식에서 탈피하여 utility pinch로서 정의되는 또다른 핀치이론⁵⁾을 적용하고 필요할

경우에는 multiple utility의 사용^{6,7)}을 고려함으로써 비용 감소를 도모하려 한다.

또한 multiple utility의 사용에 기인하는 보정 인자들을 고려한 새로운 유틸리티 비용(utility cost)계산식을 제시하고 이를 근거로 한 프로그램을 개발하여 다른 연구자들이 발표한 예제들에 적용한 결과들을 비교함으로써 본 연구에서 제시한 이론의 우수성을 입증하고자 한다.

2. 이론적 배경

2-1. 핀치의 개요

2-1-1. Process Pinch⁸⁾

Fig. 1은 임의의 난류(hot stream)가 T_s 의 온도로 공급되어 T_t 의 온도까지 냉각되는 것을 나타내는데 열용량흐름, FC_p 는 일정하다고 가정하며 열량, Q 는 흐름(stream)의 엔탈피 변화량, H 와 같을때 식 (1)과 같이 표시된다.

$$Q = \int_{T_s}^{T_t} (FC_p) dT = (FC_p)(T_t - T_s) = \Delta H \quad (1)$$

Fig. 1에서 보듯이 난류는 화살표방향이 아래로 향하고 한류(cold stream)는 위를 향하게 된다. Fig. 2는 두 흐름들간의 열교환이 일어나는 과정을 예를 든 것으로서 한류는 90°C에서 120°C로, 난류는 190°C에서 60°C로 변하고 FC_p 값은 일정하며 Fig. 2(c)와 (d)는 Fig. 2(a)와 (b)를 도해한 것이다. Fig. 2(a)의 열교환기에서 난류의 유출 온도와 한류의 유입 온도간의 온도차는 0°C가 되는데 열교환기의 구동력(driving force)이 0°C가 되면

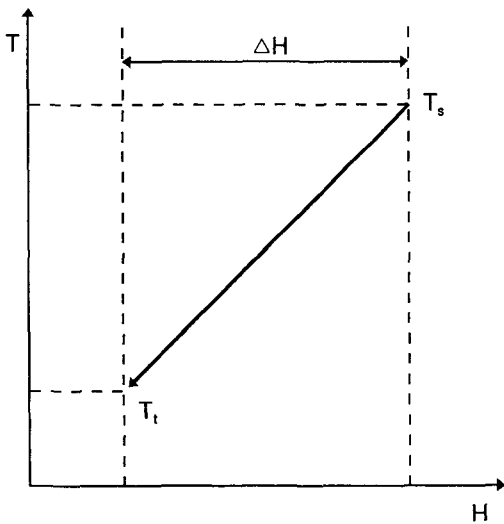


Fig. 1. T-H diagram.

열전달면적이 무한대가 되므로 불가능한 설계가 됨을 알 수 있다.

따라서 Fig. 2(b)의 경우와 같이 구동력을 최소한 ΔT_{min} 만큼 유지시킨다면 현실성 있는 열교환기를 설계할 수 있다. 여기서 ΔT_{min} 이 커짐에 따라 열교환기의 열전달 면적은 작아지고 유틸리티 사용량은 증가된다.

Fig. 3(a)는 각각 A, B, C의 열용량흐름을 가지고 있는 3개의 난류들을 표시한 온도-엔탈피 도표(T-H diagram)로서 엔탈피 자체의 값은 의미가 없고 엔탈피 차이가 의미 있는 것으로서 온도구간(temperature interval)을 설정하고 임의로 나열한 것이다. 온도구간을 설정하고 각 온도구간에 위치한 흐름들에 대하여 그 열량들의 합, ΔH_i 를 식 (2)에 의하여 구할 수 있다.

$$\Delta H_i = \sum_{T_s}^{T_t} (FC_p)_j (T_i - T_{i-1}) \quad (2)$$

여기서 i 는 온도구간, j 는 i 구간에 존재하는 흐름들을 나타낸다. 이것을 하나의 곡선으로 합성하면 Fig. 3(b)가 된다. 이렇게 구하여지는 곡선을 혼합곡선(composite curve)이라고 부른다. 한류들에 대해서도 같은 방법으로 혼합곡선을 구할 수 있다. 온도-엔탈피 도표에 혼합곡선을 표시하면 Fig. 4와 같다. 이때 두 곡선 사이에서 온도차가 가장 작은 부위를 핀치(pinch)라고 부른다. 이 핀치의 존재와 위치가 열교환망 합성에서 매우 중요하며 이러한 핀치 개념은 Linnhoff와 Flower¹⁾에 의하여 도입되었다.

핀치에서의 온도차를 ΔT_{min} 이라고 하며 이값의 증감에 따라 Fig. 4에서 보는 바와 같이 유틸리티 사용량, Q_H 와 Q_C 가 동시에 변하게 된다. 이 두 곡선을 따라 서로

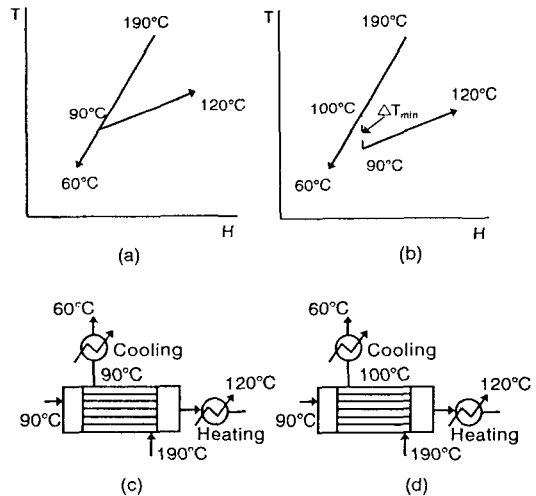


Fig. 2. Heat exchange between two streams.

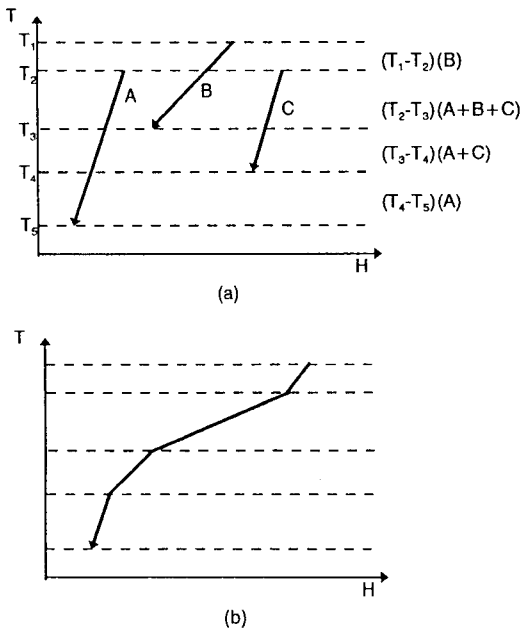


Fig. 3. Formation of composite curve.

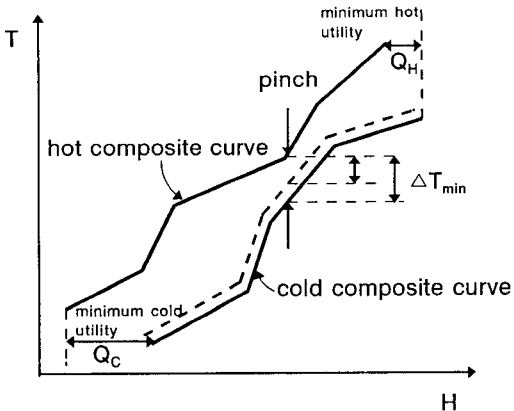


Fig. 4. Relation between pinch and minimum utility loads.

연속적으로 열교환이 일어난다면 ΔT_{min} 이 바로 최소접근온도가 되며 이때의 유틸리티 사용량은 최소가 된다. 여기서 핀치는 뒤에서 설명될 utility pinch와 구분하기 위하여 process pinch로 정의하였지만 일반적으로는 핀치라고 부르는 것이 관례이다.

2-1-2. Utility Pinch^{5,6)}

기존의 연구들에서는 single hot utility와 single cold utility의 사용만을 고려한 경우가 많았지만 Wells와 Hodgkinson⁷⁾은 multiple utility를 사용함으로써 설계시

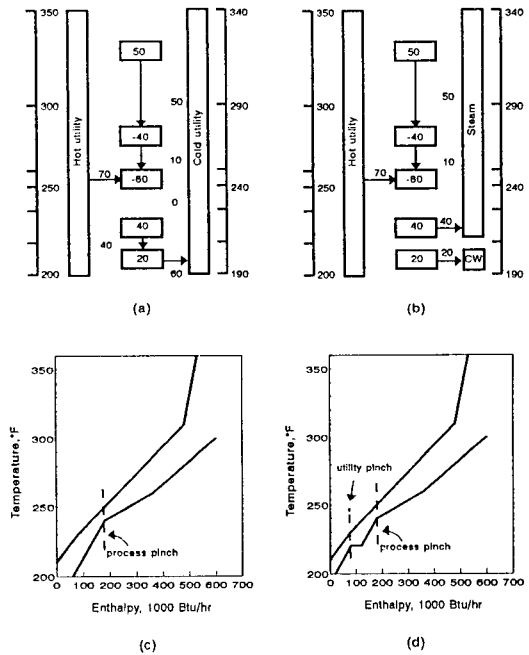


Fig. 5. Cascade and T-H diagram for single utility & multiple utilities.

비용(cost)을 낮출 수 있다고 제안한 바가 있다.

일반적으로 hot utility로서 사용되는 스팀(steam)을 얻기 위해서는 보일러(boiler)를 이용하여 원하는 온도까지 열량을 공급하며, cold utility로서는 냉각수를 사용하여 흐름들로부터 빼앗은 열량을 방출하게 된다. 하지만 높은 온도 영역에서 사용하는 cold utility를 냉각수 대신에 스팀을 이용하고 이 스팀을 hot utility의 열원으로 공급하거나 보일러의 유입수를 예열하는데 사용함으로써 보일러를 가동하는데 소요되는 에너지가 감소되어 비용을 감소시킬 수 있게 된다.

마찬가지로 hot utility의 경우에서도 스팀만을 사용하기 보다는 저온영역에 대해서 더운물(hot water)을 이용함으로써 과잉열량을 공급할 필요가 없게 되며, 스팀 제조비용도 절감할 수 있다.

Fig. 5(a)와 (c)는 단일 유틸리티를 사용하는 경우에 대한 cascade diagram과 온도-엔탈피 도표를 나타낸 것이며, Fig. 5(b)와 (d)는 두 종류의 cold utility를 사용할 경우에 대한 것이다. 그림에서 볼 수 있듯이 단일 유틸리티를 사용할 경우 60×10^3 Btu/hr의 열량이 냉각수를 통해 방출되지만 두 종류의 유틸리티를 사용하면 40×10^3 Btu/hr만큼의 열량은 스팀을 통해서, 나머지 20×10^3 Btu/hr만큼의 열량은 냉각수를 통해 제거됨을 확인할 수가 있다. 이때 cold utility를 사용하는 두 구

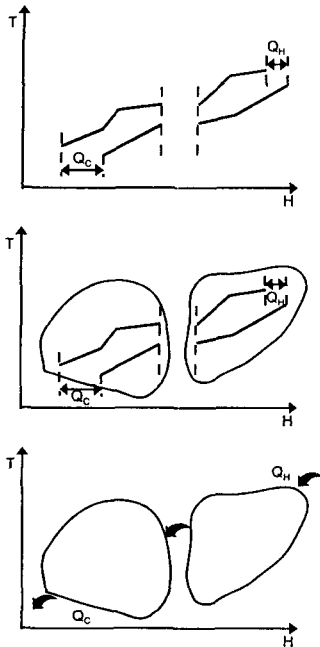


Fig. 6. Heat flow cross the pinch.

간에서는 열량의 전달이 없으므로 utility pinch라고 불리우는 새로운 핀치가 형성된다. multiple utility의 사용에서 얻을 수 있는 원칙은 다음과 같다⁵⁾.

“-process pinch와 관련하여 가장 낮은 온도구간에서 항상 열량을 공급해야 한다.

-process pinch와 관련하여 가장 높은 온도구간에서 항상 열량을 제거해야 한다.”

2-1-3. 핀치의 중요성

최소점근온도차가 정해지면 핀치의 존재여부와 그 위치를 결정할 수 있으며 그때 필요한 최소유틸리티의 요구량도 구할 수 있다. 열교환망 합성시, 최대에너지 회수만을 목적으로 한다면 핀치에서 두 흐름들 간의 온도차를 최소점근온도차로 유지하고 유틸리티의 최소 요구량을 계산하여 설계하면 되고, 이 때 핀치를 가로 질러 열교환이 일어나면 안된다.

핀치상단(above pinch)에서는 외부로부터 열량이 유입되어 환류를 가열하는데 쓰이게 되고, 핀치에서 열의 흐름이 없으므로 들어오는 모든 열량이 가열에만 사용된다. 즉 모든 유입된 열량이 사용되어 없어진다. 핀치하단(below pinch)에서는 열량이 외부로 나간다. 즉 외부로부터의 냉각이 요구된다. 한편, 핀치상단에서 최소 유틸리티 요구량 보다 많은 양이 유입된다면 에너지 수지에 따라 핀치를 통해 과잉의 열량이 핀치하단으로 전달되며 핀치하단에서는 핀치를 통해 유입된 열량이

외부로 방출되어야 한다. 즉 공정 전체를 통해 최소 요구량 보다 많이 들어온 열량은 다시 외부로 나가야 하므로 보다 많은 열량이 처리되어야 한다. 따라서 에너지회수 측면에서 볼 때, 역효과를 미치게 된다. 또한 핀치상단에서는 열의 유입이 일어나므로 외부로부터의 냉각은 유틸리티를 이중으로 요구하게 되며 열교환망 합성에 역효과를 나타내게 된다. 마찬가지로 핀치하단에서는 외부로부터의 가열이 없어야 한다^{2,9)}. 이상에서 설명한 관계를 Fig. 6에 나타내었다.

2-2. 목표값 계산

연간설치비용(annual capital cost)과 총연간비용(annual total cost)을 계산하는 방법은 이전연구들^{3,4)}에서 상세히 설명하였으므로 본 연구에서는 multiple utility를 사용함으로써 야기되는 연간유틸리티비용(annual utility cost) 계산식의 변형된 부분에 중점을 두고 설명하고자 한다.

경험값으로써 ΔT_{min} 을 가정하고 열교환망을 수행하는 기존의 설계 방식은 최적의 합성구조와 근본적으로 거리가 먼 구조로부터 시작될 수 있으므로, 본 연구에서는 임의의 ΔT 에서 핀치온도(pinch temperature)와 최소 유틸리티 요구량을 계산하고 각 엔탈피구간(enthalpy interval)에서 열전달 면적을 구한 다음, 총연간비용을 계산하는 절차를 주어진 범위에서 ΔT 를 변화시키면서 반복수행한 결과, 최소의 총연간비용을 갖는 ΔT 를 ΔT_{min} 으로 결정하였다.

이전연구들^{3,4)}에서는 최소유틸리티 비용을 계산할 때, ΔT_{min} 을 결정하고 이를 기준으로 흐름들의 초기온도와 목표온도에 따라 온도구간(temperature interval)을 결정하는 다음, cascade diagram을 이용하여 최소냉각량과 최소가열량의 합인 최소유틸리티 요구량과 핀치온도를 구하였다. 이러한 최소유틸리티 요구량으로 부터 1년 동안 열교환기에 사용되는 에너지의 총비용인 연간유틸리티 비용은 식 (3)과 같이 유틸리티 요구량에 유틸리티의 단가를 곱함으로써 구할 수 있었다.

Annual utility cost =

$$Q_{hot} \cdot \text{Annual steam cost of unit duty} + Q_{cold} \cdot \text{Annual cooling water cost of unit duty} \tag{3}$$

여기서 Q_{hot} 과 Q_{cold} 는 각각 hot utility와 cold utility의 소비량을 나타낸다. 하지만 본 연구에서는 연간유틸리티비용을 계산할 때, multiple utility의 사용을 고려하기 위해서 Fig. 7에 제시한 절차를 따르게 된다. multiple utility를 사용한다면 우선 process pinch의 위치를 확인하여 multiple utility의 적용 대상이 hot utility인가

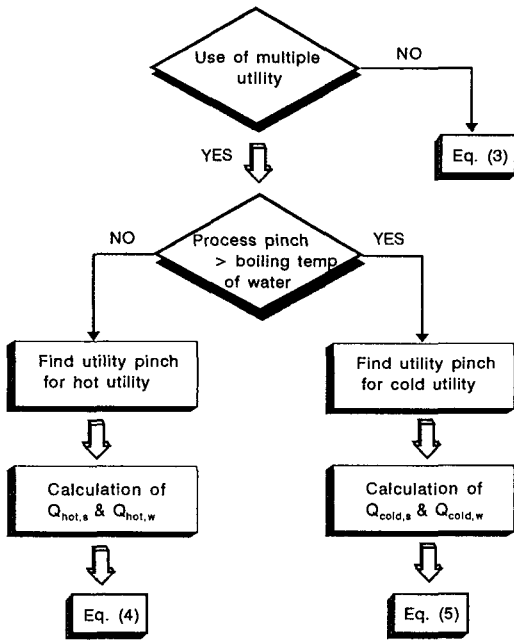


Fig. 7. Procedure of calculating annual utility cost.

cold utility인가를 결정하고 나서 utility pinch 온도를 구한다.

hot utility에 대해서 고려할 경우, hot utility의 총요구량 중, 물을 사용하는 process pinch와 utility pinch 사이의 영역에 해당하는 열량, $Q_{hot,w}$ 에 100°C 물의 제조 단가를 곱하고 스팀을 사용하는 나머지 열량, $Q_{hot,s}$ 에는 스팀의 제조단가를 곱하여 hot utility cost를 계산한다.

$$\begin{aligned} \text{Annual utility cost} = & \\ & Q_{hot,s} \cdot \text{Annual steam cost of unit duty} \\ & + Q_{hot,w} \cdot \text{Annual hot water cost of unit duty} \\ & + Q_{cold} \cdot \text{Annual cooling water cost of unit duty} \end{aligned} \quad (4)$$

마찬가지 방법으로 cold utility에 대해서도 스팀을 사용하는 process pinch와 utility pinch사이의 영역에 해당하는 열량, $Q_{cold,s}$ 에 100°C 스팀의 제조 단가를 곱하고 냉각수를 사용하는 나머지 열량, $Q_{cold,w}$ 에는 냉각수의 단가를 곱하여 cold utility cost를 계산하는데 이때, 유의할 사항은 hot utility cost를 계산함에 있어서 hot utility의 요구량, Q_{hot} 에 스팀제조 단가를 곱하는 것이 아니라, cold utility로서 사용된 스팀으로부터 회수할 수 있는 열량, $Q_{cold,s}$ 만큼을 빼준 나머지 열량에 대해서만 계산한다.

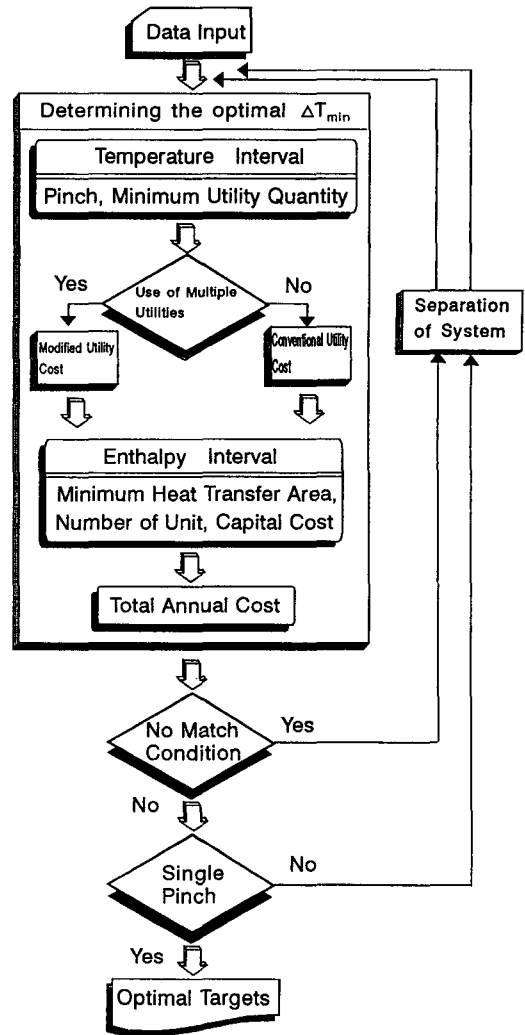


Fig. 8. Procedure of determining the optimal targets.

$$\begin{aligned} \text{Annual utility cost} = & \\ & (Q_{hot} - Q_{cold,s}) \cdot \text{Annual steam cost of unit duty} \\ & + Q_{cold,w} \cdot \text{Annual cooling water cost of unit duty} \\ & + Q_{cold,s} \cdot \text{Annual steam cost of unit duty} \end{aligned} \quad (5)$$

2-3. 본 연구의 프로그램 알고리즘

Fig. 8은 본 연구에서 개발한 프로그램인 MHANHEN (Modified HANYANG Heat Exchanger Network)의 논리 흐름도로서 열교환망 합성시 최적의 목표값을 계산하는 절차를 나타내고 있다.

프로그램 언어로는 FORTRAN(F77L-EM/32 FORT-

Table 1. Stream data for examples.

Example	Stream	Heat capacity flow rate (MW/°C)	Heat transfer coefficient, h (MW/m ² · °C)	Supply temperature (°C)	Target temperature (°C)
1	h1	0.10	.10E-03	182	110
	h2	0.40	.10E-03	154	100
	c1	0.30	.10E-03	93	127
	c2	0.60	.10E-03	116	149
2	h1	0.10	.50E-03	327	40
	h2	0.16	.40E-03	220	160
	h3	0.06	.14E-03	220	60
	h4	0.40	.30E-03	160	45
	c1	0.10	.35E-03	120	300
	c2	0.07	.70E-03	35	164
	c3	0.35	.50E-03	85	138
	c4	0.06	.14E-03	60	170
	c5	0.20	.60E-03	140	300
	3	h1	0.09	.57E-03	119
h2		0.50	.17E-02	60	55
h3		1.89	.17E-02	92	91
h4		1.45	.17E-02	80	79
h5		0.35	.17E-02	55	54
h6		0.01	.57E-03	56	35
c1		0.02	.57E-03	30	70
c2		1.89	.57E-03	80	81
c3		0.21	.57E-03	100	112
c4		2.43	.57E-03	120	121
c5		0.10	.57E-03	55	103
c6		1.76	.57E-03	100	101
c7		0.21	.57E-03	107	108
c8		0.56	.57E-03	55	56

RAN, Ver. 5.01)과 TC(Turbo-C, Ver. 2.0)를 사용하였으며, 400 step 정도의 주프로그램과 90개의 부프로그램들로 구성되어 있다.

3. 예 제

열교환망 합성에서 목표값을 설정할 때, multiple utility의 사용을 고려하는 본 연구 방법을 기존에 발표된 문제들에 적용시켜 보았다. 각 예제들의 흐름데이터 및 설계데이터는 Table 1과 2에 나와 있다^{3, 5)}.

3-1. 기본 예제

예제 1은 문헌⁵⁾에 제시된 것으로서 2개의 난류

및 2개의 한류로 이루어져 있으며, multiple utility를 사용한 경우와 사용하지 않은 경우에 대한 각각의 결과들을 Table 3에 나타내었다. 이 결과값들을 살펴보면 5~35°C의 ΔT범위에서 최적의 최소접근온도차는 23°C이고, process pinch는 난류온도를 기준으로 139°C에 존재하며, 이때 필요한 최소가열량은 128 MW이고, 최소 냉각량은 116 MW로서 에너지비용은 1.33×10²\$/year임을 알 수 있다. 예제 1의 경우에 match에 대한 제약 조건이 주어지지 않았고 multiple pinch를 갖지 않으므로 system separation method를 적용할 필요가 없다.

따라서 본 연구에서 제시한 multiple utility의 사용을 고려한 결과를 보면, 123°C에서 utility pinch가 형성되고, cold utility로서 냉각수와 스팀을 사용함으로써, 96

Table 2. Design data for examples.

		Ex 1	Ex 2	Ex 3	
Hot utility	Steam	Supply Temp.($^{\circ}\text{C}$)	350	330	160
		Heat capacity flowrate($\text{MW}/^{\circ}\text{C}$)	0.50	1.0	0.50
		Heat transfer coefficient ($\text{MW}/\text{m}^2\ ^{\circ}\text{C}$)	.84E-03	.50E-03	.84E-03
		Annual cost of unit duty ($\$/\text{MW yr}$)	03000.0	60000.0	94100.0
	Water	Supply Temp.($^{\circ}\text{C}$)	100	100	100
		Heat capacity flowrate($\text{MW}/^{\circ}\text{C}$)	0.50	1.0	0.50
		Heat capacity coefficient ($\text{MW}/\text{m}^2\ ^{\circ}\text{C}$)	.28E-03	.50E-03	.28E-03
		Annual cost of unit duty ($\$/\text{MW yr}$)	14600.0	13600.0	13700.0
Cold utility	Steam	Supply Temp.($^{\circ}\text{C}$)	100	100	100
		Heat capacity flowrate($\text{MW}/^{\circ}\text{C}$)	0.50	1.0	0.50
		Heat transfer coefficient ($\text{MW}/\text{m}^2\ ^{\circ}\text{C}$)	.84E-03	.50E-03	.84E-03
		Annual cost of unit duty ($\$/\text{MW yr}$)	92400.0	54700.0	91500.0
	Water	Supply Temp.($^{\circ}\text{C}$)	20	15	30
		Heat capacity flowrate($\text{MW}/^{\circ}\text{C}$)	0.50	1.0	0.50
		Heat transfer coefficient ($\text{MW}/\text{m}^2\ ^{\circ}\text{C}$)	.28E-03	.50E-03	.28E-03
		Annual cost of unit duty ($\$/\text{MW yr}$)	1000.0	6000.0	1800.0
Exchanger linear capital cost model($\$$)	a	30800	0	30800	
	b	350	350	350	
Plant lifetime(yr)		5	5	10	
Rate of interest(%)		0	0	12	

MW의 최소가열량과 116 MW의 최소냉각량을 필요로 하며 에너지비용은 $1.293 \times 10^7 \$/\text{year}$ 로서 3% 정도의 비용절감 효과가 있음을 알 수가 있다. 이때 최소냉각

량은 같지만, 최소가열량에서 차이가 발생하는 이유는 최소 가열 요구량인 128 MW에서 냉각에 사용되었던 스팀으로부터 회수한 열량값인 32 MW 정도를 가열

Table 3. Example 1-output for targets of heat exchanger network: (a) the conventional method; (b) the suggested approach.

(a)	
Minimum temperature difference	: 23.0°C
Pinch temperature	: 139.0°C
Requirement of hot utility	: 128000.0 kW
Requirement of cold utility	: 116000.0 kW
Total Number of exchangers	: 7 EA
Total area	: .121E+06 m ²
Energy cost	: .1330E+08 \$/year
Capital cost	: .8545E+07 \$/year
Total cost	: .2184E+08 \$/year
(b)	
Minimum temperature difference	: 23.0°C
Process pinch temperature	: 139.0°C
Utility pinch temperature	: 123.0°C
Requirement of hot steam utility	: 96000.0 kW
Requirement of hot water utility	: 0.0 kW
Requirement of cold steam utility	: 32000.0 kW
Requirement of cold water utility	: 84000.0 kW
Total number of exchangers	: 8 EA
Total area	: .125E+06 m ²
Energy cost	: .1293E+08 \$/year
Capital cost	: .8802E+07 \$/year
Total cost	: .2173E+08 \$/year

장치에 다시 공급할 수 있기 때문이다. 물론 multiple utility를 사용함으로써 열교환기수와 열전달 면적의 증가로 인한 설치비용이 다소 증가하는 경향은 있지만 총비용 측면에서 보면 약간 감소되었음을 알 수 있다. 따라서 예제 1의 경우에 multiple utility를 사용함으로써 에너지비용을 감소시킬 수 있음을 확인할 수가 있다.

3-2. match 제한이 주어진 multiple pinch를 갖는 계

match 제한이 주어지고 multiple pinch를 갖는 계를 살펴보고자 Linnhoff와 Ahmad²⁾가 제시한 문제를 예제로 들었다. 4개의 난류와 5개의 한류로 이루어져 있으며 결과값들을 Table 4에 나타내었다. 기존의 방법에 의한 결과값들을 보면 25°C의 최소접근온도차에서 난류온도를 기준으로 220, 165, 145°C의 세 온도에서 process pinch가 존재하는 multiple pinch system이며, 난류 1과 한류 2에 대해서 match의 제약조건이 주어져 있다. 이런 제약조건들을 해결하기 위해서 먼저 system separation method를 적용하게 되면 각각 18°C와 17°C의 최소접근온도에서 220°C와 157°C의 단일 process pinch를 갖는 2개의 subsystem으로 분리가 가능하다. 따라서 multiple utility를 사용하게 되면 각각의 subsystem에서 cold utility로 냉각수와 스팀을 이용하게 되는데 최적값을 구하는 과정에서 최소접근온도차가 변하게 되어 각각 22°C와 20°C에서 220°C와 160°C의 process pinch를 갖는 실질적인 최적의 목표값을 얻게 된다. 최종적으로 구한 결과값을 보면 에너지비용과 총비용에 있어서 제약조건을 고려하지 않은 경우보다는 증가한

Table 4. Example 2-output for targets of heat exchanger network.

	conventional separation method			suggested method			
	method	subsystem1	subsystem2	total	subsystem1	subsystem2	total
$\Delta T_{min}(^{\circ}C)$	25	18	17	22	20		
process pinch temp.(°C)	220.0,165.0 145.0	220.0	157.0	220.0	160.0		
utility pinch temp.(°C)				122.0	120.0		
steam for hot utility(kW)	24080.0	9800.0	16800.0	26600.0	5100.0	15500.0	20600.0
water for hot utility(kW)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
steam for cold utility(kW)	0.0	0.0	0.0	0.0	5100.0	1600.0	6700.0
water for cold utility(kW)	33800.0	29420.0	6900.0	36320.0	24720.0	5600.0	30320.0
total number of units	22	7	5	12	8	6	14
total heat transfer area(m ²)	.107E+05	.617E+04	.292E+04	.909E+04	.645E+04	.296E+04	.941E+04
annual energy cost(\$/year)	.1648E+07	.7645E+06	.1049E+07	.1814E+07	.7333E+06	.1051E+07	.1784E+07
annual capital cost(\$/year)	.7460E+06	.4320E+06	.2043E+06	.6363E+06	.4512E+06	.2073E+06	.6585E+06
annual total cost(\$/year)	.2394E+07	.1196E+07	.1254E+07	.2450E+07	.1184E+07	.1258E+07	.2443E+07

Table 5. Example 3-output for targets of heat exchanger network : (a) the conventional method; (b) the suggested approach .

(a)	
Minimum temperature difference	: 14.0°C
Pinch temperature	: 92.0°C
Requirement of hot utility	: 9510.0 kW
Requirement of cold utility	: 2740.0 kW
Total number of exchangers	: 15 EA
Total area	: .617E+03 m ²
Energy cost	: .8998E+06 \$ /year
Capital cost	: .2106E+06 \$ /year
Total cost	: .1110E+07 \$ /year
(b)	
Minimum temperature difference	: 14.0°C
Process pinch temperature	: 92.0°C
Utility pinch temperature	: 100.0°C
Requirement of hot steam utility	: 6910.0 kW
Requirement of hot water utility	: 2600.0 kW
Requirement of cold steam utility	: 0.0 kW
Requirement of cold water utility	: 0.0 kW
Total number of exchangers	: 16 EA
Total area	: .801E+03 m ²
Enregy cost	: .6908E+06 \$ /year
Capital cost	: .2401E+06 \$ /year
Total cost	: .9309E+06 \$ /year

반면에, system separation을 수행한 결과보다는 감소했음을 알 수가 있다. 하지만 제약조건들을 고려하지 않은 목표값은 타당성이 결여된 결과값으로서, 본 연구에서 구한 결과에 대해 만족할 수 있다.

3-3. 온도-엔탈피 도표상에서 불연속성을 갖는 계

예제 3은 Finland의 Alko사에서 에너지 절약형 공정으로 개발하였으며 국내의 주정 생산공정에 도입하여 가동 중에 있는 공정의 일부 데이터를 대상으로 온도-엔탈피 도표상에서 불연속성을 지니는 경우에 대해서 설명하기 위한 것이다.

불연속성을 지니는 계를 다룰 경우에 열전달 면적을 계산함에 있어서 발생할 수 있는 문제점에 대해서는 이전 연구⁴⁾에서 언급한 바가 있으므로, 본 연구에서는 이런 계에 대하여 multiple utility를 사용한 결과에 대해서만 설명한다.

흐름들은 6개의 난류와 8개의 한류로 구성되어 있으며, 결과값들은 Table 5에 나타내었다. 결과값들을 보면 알 수 있듯이 앞선 예제 1에서와 마찬가지로 hot utility로 스틱과 물을 사용함으로써 열교환기 수와 열전달면적의 증가로 인해 설치가 증가된 반면에 23% 정도의 에너지비용의 감소 및 16% 정도의 총비용을 감소시킨 결과를 얻을 수 있다. 따라서 본 연구에서 제시한 이론은 온도-엔탈피 도표상에서 불연속성을 갖는 계에 대해서도 좋은 결과를 얻을 수 있음을 확인하였다.

4. 결 론

최대 에너지 회수를 목적으로, 최적 열교환망 합성을 수행하기 위해서 multiple utility를 사용하는 방법을 제시하였고, 여러가지 제약조건들도 함께 고려함으로써 타당성 있는 목표값의 설정이 가능한 프로그램을 개발하였다. 본 연구의 의미를 요약해 보면 다음과 같다.

(1) multiple utility를 사용함으로써 유틸리티 비용을 감소 시킬 수 있다.

(2) 유틸리티를 통해서 회수한 열량을 재활용함으로써, 에너지 회수측면에서 좋은 결과를 얻을 수 있다.

(3) multiple pinch를 갖는 계와 match 제한이 주어진 계, 그리고 온도-엔탈피 도표상에서 불연속성을 지닌 계와 같은 여러가지 제약조건들을 고려함으로써 타당한 목표값을 산출할 수 있다.

사용기호

FC_p	: heat-capacity flow rate (J/sec°C)
H	: enthalpy of stream (J/sec)
ΔH	: enthalpy change of stream (J/sec)
ΔH_i	: total enthalpy change of enthalpy interval i on the composite curves (J/sec)
Q	: heat exchange duty (J/sec)
$Q_{H(C)}$: hot(cold) utility target (J/sec)
$Q_{hot(Q_{cold})}$: hot(cold) utility target (J/sec)
$Q_{hot,s}(Q_{cold,s})$: hot(cold) utility target using steam (J/sec)
$Q_{hot,w}(Q_{cold,w})$: hot(cold) utility target using water (J/sec)
T	: temperature of stream (°C)
T_i	: temperature of enthalpy interval i on the composite curves (°C)
T_s	: initial temperature of streams (°C)

T_i : target temperature of streams ($^{\circ}\text{C}$)
 ΔT : temperature difference ($^{\circ}\text{C}$)
 ΔT_{\min} : minimum temperature difference on composite curves ($^{\circ}\text{C}$)

하첨자

i : enthalpy interval on the composite curves
 j : streams number in enthalpy interval

참고문헌

1. Linnhoff, B. and Flower, J.R. : *AIChE J.*, **24**, 633 (1978).
2. Linnhoff, B. and Ahmad, S. : *Computers Chem. Eng.*, **14**, 729 (1990).
3. 김상우, 이해평, 백운화, 박선원 : *화학공학*, **30**, 318 (1992).
4. 이해평, 류경옥 : "In Review", (1993).
5. Douglas, J.M. : "Conceptual Design of Chemical Processes", McGraw-Hill, New York, (1988).
6. Linnhoff, B., Mason, D.R. and Wardle, I. : *Computers Chem. Eng.*, **3**, 295 (1979).
7. Wells, G.L. and Hodgkinson, M.G. : *Process Eng.*, p. 59 (1977).
8. 김상우 : 석사학위논문, 한국과학기술원 화학공학과 (1991).
9. Linnhoff, B. and Vredeveld, D.R. : *Chem. Eng. Prog.*, **80**, 33 (1984).