

계의 분리법에 의한 제약 조건이 주어진 계의 열교환망 합성

이해평 · 이인영 · 류경옥
한양대학교 공과대학 화학공학과

Heat Exchanger Network Synthesis for the System with Constraints Using System Separation Method

Hae Pyeong Lee, In Young Lee and Kyong Ok Yoo
Department of Chemical Engineering, Hanyang University

요 약

공정산업에서 열교환망의 최적화를 통한 에너지 회수 및 절감 기술의 개발을 목적으로, 여러 개의 핀치를 갖거나 또는 안전 및 배열 등과 같은 제약조건들이 주어진 계를 대상으로, 계의 분리법(system separation method)을 적용하여 신뢰도가 높은 목표값(target)을 설정하는 연구의 일환이다. 본 연구에서는 그 목표값의 10% 이내에 도달할 수 있도록 실제적인 열교환망 합성을 수행하는 프로그램 개발에 중점을 두었으며, 조업 중인 기존 공정에 적용해 본 결과, 연간 총비용의 15% 정도를 절감할 수 있는 결과를 얻을 수가 있었다.

Abstract—In industrial process to develop the technique of energy recovery and energy saving by using the optimization of heat exchanger network, we previously proposed the system separation method to determine the incredible target for the system that had multiple pinches or was given the constraints such as safety and layout. In this study we focused on developing the program to synthesize the real heat exchanger network within the 10% of target. As a result of applying the program to the established operating process, it was possible to design a network which can cut down about 15% of the annual total cost.

1. 서 론

공정이 복잡하고 규모가 커질수록 많은 설비들이 복잡하게 연결되므로 에너지 회수 측면에서 볼 때, 그 효율성이 매우 떨어져 많은 양의 에너지를 소모하게 된다. 특히 화학공장에는 여러 개의 열교환기들이 서로 복잡하게 얽혀 있는데 이들을 적절히 연결시킴으로써 불필요한 에너지의 소모를 줄이고 에너지 회수를 증가시킬 수 있다. 주어진 공정흐름들(process streams)을 각각의 목표온도(target temperature)까지 냉각 혹은 가열할 수 있도록 열교환기들을 적절한 망형구조로 만드는 즉, 열교환망 합성(heat exchanger network)^{1,2)}으로써 소기의 목적을 달성할 수 있다.

본 연구진에서는 Linnhoff 등이 제안한 핀치이론(pinch technology)³⁾, 핀치설계법(pinch design method)^{4,5)}, 그리고 열교환망 합성을 수행하기 전에 목표값을 산출

하고 최적의 최소접근온도차(ΔT_{min})를 결정하는 방법⁶⁾ 등에 몇 가지 새로운 열교환(match)에 관한 경험법칙(heuristics)들을 적용하여 프로그램 OPTHEN을 개발하였다⁷⁾.

그러나 Linnhoff 등이 제안한 기존의 핀치설계법이나 OPTHEN은 여러 개의 핀치(multiple pinches)들을 갖거나 안전 및 배열 등과 같은 열교환시킬 대상흐름들 간의 제약조건(constraints)들이 주어진 제일 경우는 적용하는데 어려움이 있다. 이러한 문제점들을 해결하고자 본 연구진에서는 계를 분리시킨 후 목표값을 설정하는 방법 즉, 계의 분리법을 제안하고, 이를 근거로 한 프로그램 HANHEN을 개발하여 보다 타당성 있는 목표값을 얻을 수 있었다⁸⁾. 에너지 비용을 보다 절감할 목적으로 단일 유틸리티 뿐만 아니라 다양한 유틸리티(multiple utilities)들의 사용을 고려한 방법⁹⁾을 제안하여 이와 관련된 프로그램 MHANHEN을 개발하였다.

본 연구에서는 이러한 연구⁷⁻⁹⁾들의 결과를 바탕으로 목표값의 10% 이내에 도달할 수 있는 실제적인 열교환망 합성프로그램을 개발하는데 중점을 두고, 열교환 방법에 관련된 몇 가지 새로운 경험법칙들을 제안하였다.

2. 이론적 배경

2-1. 목표값 설정과 계의 분리

주어진 공정의 연간비용(annual cost)에 대한 목표값을 결정한 다음, 이 값의 허용 한계 내에서 열교환망을 합성해 나가는 것이 일반적인 절차이다.

만일 잘못된 목표값으로부터 합성을 시작하더라도 결과상으로는 최종구조가 그 목표 값을 만족하는 것처럼 보이나 실질적인 최적구조와는 다를 수가 있으므로 목표값 설정에는 실제공정의 제약조건들을 타당성 있게 충분히 고려해야 한다. 그러므로 목표값의 설정에 관한 이론은 열교환망 합성에 있어서 매우 중요하다.

또한 열교환망 합성시, 사용자의 요구에 의하여 열교환 흐름선정에 제약조건이 추가 될 수 있다. 예를 들어 냉류(cold stream)와 온류(hot stream)간의 혼합에 의한 안전 사고가 일어날 경우라든지, 열교환 시키고자 하는 흐름들 간에 거리가 멀어서 배관 설치상의 어려움이 있는 문제 등이 이에 해당된다. 따라서 열교환 대상 흐름들을 선택할 때, 미리 제약조건을 부여하고 가장 좋은 것을 선택해야만 한다.

그리고 경우에 따라서는 제약조건 뿐만 아니라 여러 개의 핀치들을 갖는 계일 경우, 기존의 핀치설계법으로는 합성구조를 설계하는데 어려움이 있다. 본 연구진에서는 계의 분리법을 적용하여 이러한 문제점들을 해결하였고, 목표값 산출과 계의 분리에 대한 방법 등은 이전 연구들⁷⁻⁹⁾에 상세히 설명되어 있다.

2-2. 열교환규칙(match rule)

핀치설계법에서는 핀치점을 기준으로 모든 흐름들을 핀치상단(above pinch)과 핀치 하단(below pinch)으로 나누고, 각각의 영역에서 독립적으로 핀치점으로부터 열교환을 시작한다⁶⁾. 이것은 최대 에너지 회수와 최소 유틸리티 요구량의 목표값에 만족하도록 합성을 하기 위한 것이다⁴⁾.

이때 Fig. 1에 나타낸 것처럼 핀치점에서 냉류와 온류들 사이의 열교환을 필수열교환(essential match)이라고 하고, 핀치에서 열교환망 합성이 종료된 후, 남은 온류와 냉류들 사이의 열교환을 잔여열교환(residual match)이라 부른다¹⁾.

열교환망 합성시, 핀치를 가로지르는 열흐름이 없어야

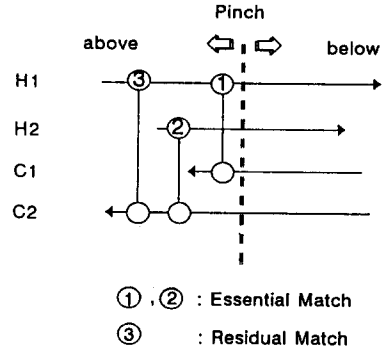


Fig. 1. Philosophy of pinch design method.

하며, 핀치상단에서는 냉각 유틸리티를 사용할 수 없으므로 모든 온류들은 핀치상단에 위치한 냉류들과의 열교환만으로 핀치온도에 도달하여야 한다. 마찬가지로 핀치하단에서는 가열 유틸리티를 사용하지 못하므로 하단의 냉류들은 온류들과의 열교환만으로 핀치온도까지 가열시켜야 한다.

잔여열교환의 경우도 핀치상단에서는 냉각 유틸리티를 사용하지 않고 냉류들과의 열교환만을 통하여 모든 온류의 가열 열용량을 소진시키며, 남은 냉류들은 가열 유틸리티와의 열교환을 통해서 목표온도까지 도달시킨다. 동일한 방법으로 핀치하단에서는 가열 유틸리티의 사용 없이 온류들과의 열교환에 의해서 모든 냉류들의 냉각 열용량을 소진시킨 후에, 남은 온류들은 냉각 유틸리티를 사용해서 목표온도까지 도달시킨다.

따라서 합성구조는 핀치상단의 필수열교환, 상단의 잔여열교환, 하단의 필수열교환, 그리고 하단의 잔여열교환의 순으로 이루어진다.

2-2-1. 필수열교환의 경험법칙

- 경험법칙 1(흐름수 판단 기준)

핀치상단과 하단에서 열교환은 식 (1)의 흐름수 판단 기준을 만족해야 한다⁹⁾.

$$NH \leq NC \text{ (above pinch)}$$

$$NH \geq NC \text{ (below pinch)} \quad (1)$$

핀치상단에서 모든 온류는 냉류들과의 열교환을 통해서 핀치온도까지 냉각되어야 하고, 핀치하단에서 모든 냉류는 온류들과의 열교환을 통해서 핀치온도까지 가열되어야 하므로, 흐름수 판단 기준을 만족하여야 하며, 기준을 만족하지 못할 경우에는 이를 극복하기 위해서 어느 특정 흐름을 분기(split) 시킬 필요가 있게 된다.

- 경험법칙 2(열용량흐름 판단 기준)

핀치상단과 하단에서 식 (2)의 열용량흐름 판단 기준이 충족되어야만 선정된 두 흐름들간의 열교환이 가능하다^{5,10}.

$$CPH \leq CPC \text{ (above pinch)}$$

$$CPH \leq CPC \text{ (below pinch)} \quad (2)$$

이 판단 기준은 냉류와 온류 사이의 온도차가 최소화된 근온도차를 위배하지 않도록 하기 위한 것이다.

• 경험법칙 3(흐름 분기량 결정)

열교환시킬 대상흐름 선정이나 흐름을 분기할 경우, 그 기준을 식 (3)에 정의된 CP값에 따라 판단하게 된다. 이것은 열전달 면적에 대한 목표값 계산시, 냉류와 온류의 혼합곡선(composite curve)에서 수직열교환(vertical heat transfer)을 시켜 계산하는 것처럼 가급적 혼합곡선의 분포(profile)와 유사한 대상흐름을 선정함으로써 목표값에 근접시키기 위한 것이다.

그런데 필수열교환과 잔여열교환으로 구분하여 열교환을 시킬 경우, 잔여흐름중 열용량 흐름값이 매우 큰 온류가 존재할 때, 필수열교환에서 열용량 흐름값이 큰 필수온류를 일반적인 CP-Rule에 맞추어 분기시키면, 잔여흐름의 열교환에서 열용량 흐름값이 큰 잔여냉류를 열교환시킬 수 없으므로 식 (3)에서 정의된 CP-Rule을 적용하기보다는 모든 필수흐름과 잔여흐름 중 열용량 흐름값이 큰 냉류와 온류를 소진시킬 수 있도록 식 (4)에 정의된 CP_m값을 이용하여 열교환을 시켜야 한다.

경우 1) 일반적인 CP-Rule을 적용하는 경우

핀치상단의 모든 냉류의 열용량 흐름값들의 합이 온류의 열용량 흐름값들의 합보다 큰 경우(핀치하단에서는 반대의 경우에 해당함)로서 식 (3)에서 정의한 CP값을 이용하게 된다.

$$CP = \left(\frac{\sum CPH}{\sum CPC} \right)_{\text{pinch}} \quad (3)$$

경우 2) 일반적인 CP-Rule을 적용할 수 없는 경우
핀치상단의 모든 냉류의 열용량 흐름값들의 합이 온류의 열용량 흐름값들의 합보다 작은 경우(핀치하단에서는 반대의 경우에 해당함)로서 식 (4)에서 정의한 CP_m값을 이용하게 된다.

$$CP_m = \left(\frac{\sum CPH}{\sum CPC} \right)_{\text{all streams (above/below pinch)}} \quad (4)$$

핀치상단과 하단에서 각각 식 (1)의 흐름수 조건에 따라 다음과 같은 두 가지 경우로 해석할 수 있게 되며, 여기서는 일반적인 CP-Rule을 적용할 경우만을 대상으로 설명하겠다.

경우 3) 핀치상단에서 온류의 수가 냉류의 수보다

적거나, 핀치하단에서 온류의 수가 냉류의 수보다 많은 경우는 각각의 온류와 냉류를 대응시켜 식 (5)에서 정의한 DIFF가 가장 작은 냉류와 온류를 열교환시킬 대상흐름으로 선정한다.

$$DIFF = \left| \frac{CPH_i}{CPC_j} - CP \right| \quad (5)$$

경우 4) 상단에서 온류의 수가 냉류의 수보다 많거나, 핀치하단에서 온류의 수가 냉류의 수보다 적은 경우이며, 여기서는 핀치상단을 기준으로 설명하고자 한다.

① 각각의 온류에 대하여 식 (6)에서 정의한 HCPC를 구한다.

$$HCPC = CPH_i \cdot CP \quad (6)$$

② 가장 큰 열용량 흐름을 갖는 냉류를 선택해서 이 흐름의 열용량 흐름값에서 각각의 온류에 대한 HCPC를 뺀 값을 RHCP라고 한다.

③ ① 번에서 선택된 온류를 제외한 나머지 온류에 대하여 식 (7)의 SUBCP값을 누적시킨다.

$$SUBCP = \sum \frac{CPH_j}{RHCP} - CP \quad (7)$$

④ SUBCP가 가장 작은 값을 갖게 되는 냉류를 HCPC와 RHCP의 양으로 분기시킨 후, 열교환시킨다.

핀치상단과 하단에서 각각 식 (2)의 열용량흐름 판단 조건에 따라 다음과 같은 두가지 경우로 해석할 수 있게 되며, 여기서는 일반적인 CP-Rule을 적용할 경우만을 대상으로 핀치상단에 대해서 설명하고자 한다.

경우 5) 열교환시킬 온류의 열용량 흐름이 냉류의 열용량 흐름보다 작거나 같은 경우(CPH_i ≤ CPC_j)에는 식 (5)에서 찾은 두 흐름을 열교환시킨다.

경우 6) 열교환시킬 온류의 열용량 흐름이 냉류의 열용량 흐름보다 큰 경우, 식 (3)에서 구한 CP값을 기준으로 식 (8)에 의해 냉류의 열용량 흐름값에 맞추어 온류를 분기한 다음 열교환시킨다.

$$RATIO = CPC_j / CP \quad (8)$$

2-2-2. 잔여열교환의 경험법칙

잔여열교환은 여러 가지 경험법칙들에 의해 가능하다. 본 연구에서는 다음의 경험 법칙을 사용하며, 적용 후에 남은 온류와 냉류는 각각 가열 유틸리티 및 냉각 유틸리티와 열교환시켜 합성구조를 이룬다.

• 경험법칙 4(Low/low 법칙)

핀치상단에서 필수열교환이 끝난 온류와 냉류들을 식 (4)처럼 냉류들의 공급온도와 온류들의 목표온도를 각각 낮은 온도 순으로 나열하여, Fig. 2(a)와 같이 순번대로

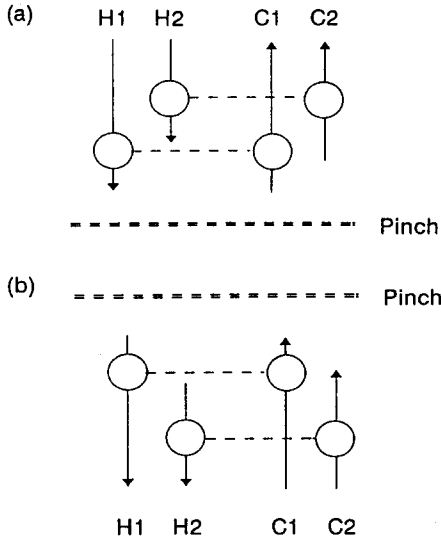


Fig. 2. Residual match heuristics: (a) L/L heuristics (b) H/H heuristics.

대응 흐름간에 열교환을 시키는 것으로서 이는 열전달 면적을 최소로 하기 위해서다^{3,11)}. 이때 각 열교환은 최소접근온도차를 만족해야 하며 그렇지 못할 경우, 온류는 다음 냉류와의 열교환을 검토하고 열교환될 냉류가 없을 경우는 냉류들 중 가장 큰 열용량을 갖는 냉류를 온류와 맞추어 분기시켜 해결한다.

$$\begin{array}{c}
 T_{cs1} < T_{cs2} \cdots < T_{csm} \\
 \downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow \\
 T_{ht1} < T_{ht2} \cdots < T_{htk}
 \end{array} \quad (9)$$

· 경험법칙 5(High/high 법칙)

핀치하단에서는 식 (5)와 같이 온류들의 목표온도와 냉류들의 공급온도를 각각 높은 온도 순으로 나열하며, 최소 열전달 면적을 위해 Fig. 2(b)처럼 열교환을 시킨다¹⁾. 역시, 각각의 열교환은 최소접근온도차를 만족해야 하고, 이 제약조건을 어길 경우, 냉류는 다음 온류와 열교환을 검토하며, 열교환할 온류가 없을 경우는 온류들 중 열 용량이 가장 큰 것을 냉류에 맞추어 분기하여 열교환시킨다.

$$\begin{array}{c}
 T_{ct1} < T_{ct2} \cdots < T_{ctm} \\
 \downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow \\
 T_{hs1} < T_{hs2} \cdots < T_{hsk}
 \end{array} \quad (10)$$

2-3. 본 연구의 프로그램 알고리즘

본 연구에서 개발한 SEPHEN(SEPArated system Heat Exchanger Network) 프로그램의 목표값을 구하는

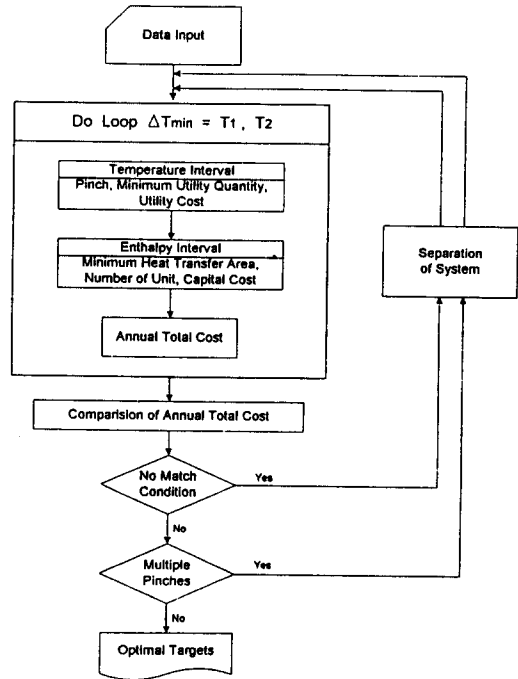


Fig. 3. Procedure of determining the optimal targets.

논리 흐름도를 Fig. 3에 제시하였다. 실제적인 합성단계를 수행하기 이전에 계의 분리법을 통해 최적의 목표값을 계산하는 절차를 나타내고 있다.

Fig. 4와 5는 목표값의 허용한도 내에 도달할 수 있도록 흐름들 간의 실제적인 열교환을 수행하는 절차로서 각각 필수열교환과 잔여열교환에 대한 경험법칙들을 나타내고 있다.

3. 예 제

본 연구에서 제안한 이론들을 제약조건이 주어진 계, 일반적인 CP-Rule을 적용할 수 없는 계와 실제공정에 대한 계들에 적용하여 그 결과를 살펴보고자 하며, Table 1과 2에는 각 예제들의 흐름데이터 및 설계데이터들을 나타내었다.

3-1. 예제 1. 여러 개의 핀치를 가지며 열교환의 제약이 주어진 계

예제 1은 4개의 온류들과 5개의 냉류들로 이루어져 있으며, 설치비 계산식은 simple linear cost model을 사용했다. 예제 1의 특성은 Fig. 6(a)에서와 같이 두 개의 핀치를 가지며, Trivedi 등¹²⁾에 의해 제시된 inverse pinch의 정의가 불가능한 계이고, 온류 1과 냉류 3에 대

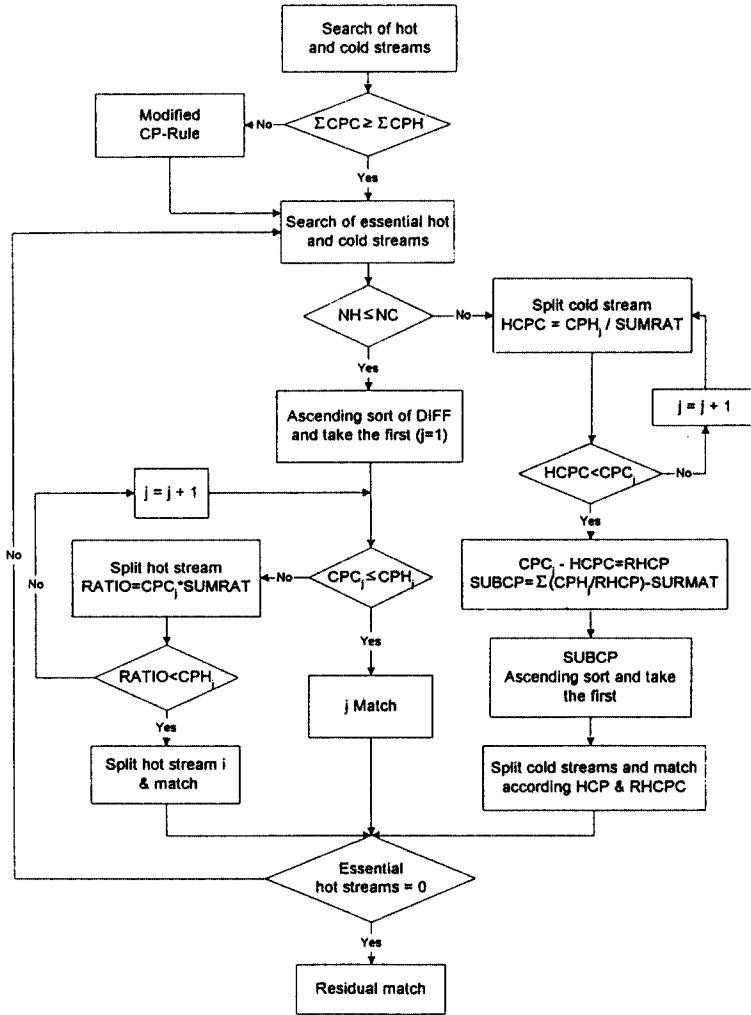


Fig. 4. Procedure of heat exchanger network synthesis for essential match above pinch.

해서 열교환의 제약조건이 주어진 계이다. 이러한 계를 열교환 시키기 위해서 계의 분리법을 적용하여 본 예 계의 흐름들을 2개의 종속계로 분리시켰다.

Fig. 6(b)과 같이 종속계 1은 2, 4번의 온류들과 3, 4번의 냉류들로 이루어진 최소접근 온도차가 5°C이고, 핀치가 존재하지 않는 계를 형성한다. 종속계 2는 1, 3번의 온류들과 1, 2, 5번의 냉류들로 구성된 최소접근 온도차 15°C와 핀치온도 115°C를 갖는 계를 형성한다.

따라서 여러 개의 핀치가 존재하며, 제약조건이 주어진 계에 대하여 계의 분리법을 적용하여 단일핀치를 갖는 종속계들로 분리시킴으로써 핀치설계법의 적용이 수월해졌으며, 본 연구에서 제안한 열교환 규칙들을 적용하여 열교환망 합성을 수행한 결과를 Table 3과

Fig. 7에 나타내었다.

Table 3에서 목표값과 실제 합성한 결과값들을 비교해 보면, 유틸리티 사용량 및 열교환기 수는 차이가 없으며, 열전달 면적의 증가에 따른 설치비가 증가함으로써 총비용이 목표값 보다 약 8% 정도 증가하였지만 목표값의 허용한계 내에 수렴한 결과값을 얻을 수 있었다.

3-2. 예제 2. 일반적인 CP-Rule을 적용할 수 없는 계

예제 2는 예제 1과 똑같은 흐름데이터에 설계데이터의 유틸리티 단가를 변경하고, 제약조건을 주지 않은 경우이다. 이 계는 18°C의 최소접근온도차에서 160°C의

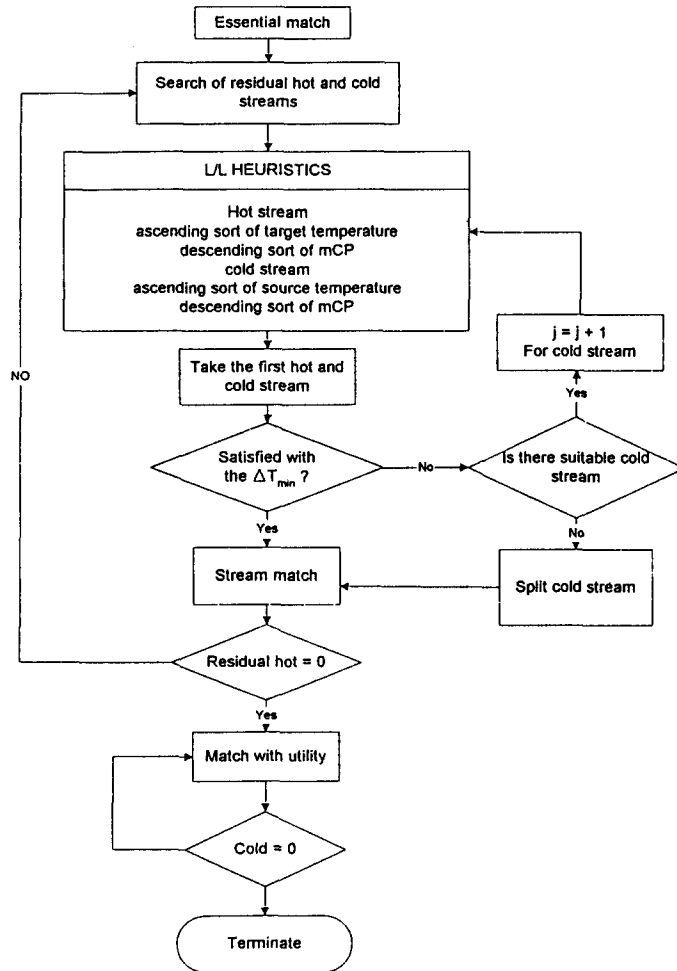


Fig. 5. Procedure of heat exchanger network synthesis for residual match above pinch.

단일핀치를 갖기 때문에 계의 분리법은 적용하지 않았다. 그러나 예제 1과 다른 핀치온도를 형성하게 됨에 따라 핀치하단에서 모든 냉류의 열용량 흐름값들의 합이 온류의 열용량흐름값들의 합보다 작은 값을 갖기 때문에 필수열교환 대상흐름들만의 열용량흐름값들을 기준으로 일반적인 CP-Rule을 적용할 경우, 잔여열교환에서 열용량 흐름값이 큰 냉류가 남게 되어 열교환을 시킬 수 없는 문제점이 발생된다. 따라서 이런 경우는 핀치하단의 모든 냉류와 온류 중에서 열용량 흐름값이 가장 큰 흐름들 간의 열교환이 가능할 수 있도록 분기량을 결정함으로써 열교환망 합성을 완성할 수가 있었다. Table 4와 Fig. 8에 열교환망 합성의 목표값 및 결과값과 합성구조를 나타내었으며, Table 4를 살펴보면 예제 1의 경우와 마찬가지로 열전달 면적의 증가에 따른 설치비의

증가로 인해서 목표값 보다 약 5% 정도 총비용의 증가를 나타내고 있다.

3-3. 예제 3. 실제공정에 대한 적용 예제

본 예제는 1992년 Finland의 Alko사에서 에너지 절약형 공정으로 개발되어 국내의 모회사가 도입하여 현재 가동 중인 공정 가운데 증류공정만을 대상으로 선정해서 본 연구에서 개발한 프로그램을 적용한 결과값들을 비교하기 위한 예제이다. 이 공정은 7개의 온류와 8개의 냉류들로 구성되어 있는 계로서 12°C의 최소접근온도 차에서 92°C의 단일핀치를 가지며, 제약조건은 주어지지 않았다. Table 5에 결과값들을 나타내었으며, Fig. 9에는 Alko사가 설계한 구조를, Fig. 10에는 본 연구에서 설계한 합성구조를 제시하였다. 그 결과값들을 살펴보면,

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 & 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	100	300
	c2	0.07	.70E-03	35	164
	c3	0.33	.50E-03	85	141
	c4	0.06	.14E-03	60	170
	c5	0.20	.60E-03	141	300
	3	h1	0.09	.57E-03	119
h2		0.50	.17E-02	60	59
h3		0.11	.57E-03	59	55
h4		1.89	.17E-02	92	91
h5		1.45	.17E-02	80	79
h6		0.35	.17E-02	55	54
h7		0.01	.57E-03	56	35
c1		0.02	.57E-03	30	70
c2		1.89	.57E-03	80	81
c3		0.11	.57E-03	100	112
c4		2.43	.57E-03	120	121
c5		0.01	.57E-03	55	103
c6		0.76	.57E-03	100	101
c7		0.21	.57E-03	107	108
c8		0.56	.57E-03	55	56

Table 2. Design data for examples.

		Ex 1	Ex 2	Ex 3
Hot utility Steam	Supply Temp.(°C)	330	330	160
	Heat capacity flowrate(MW/°C)	1.0	1.0	5.0
	Heat transfer coefficient(MW/m ² ·°C)	.50E-03	.50E-03	.84E-03
	Annual cost of unit duty (\$ /MW·yr)	60000.0	103000.0	94100.0
Cold utility Water	Supply Temp.(°C)	15	15	30
	Heat capacity flowrate(°C)	1.0	1.0	5.0
	Heat transfer coefficient (MW/m ² ·°C)	.50E-03	.50E-03	.28E-03
	Annual cost of unit duty(\$ /MW·yr)	6000.0	1000.0	1800.0
Exchanger linear capital cost model(\$)	a	10000	10000	—
	b	350	350	—
Guthrie's model cost data				
M&S index		—	—	947
F _d		—	—	1.35
F _p		—	—	0.05
F _m		—	—	3.75
Plant lifetime(yr)		5	5	10
Rate of interest(%)		0	0	12

열전달 면적의 감소로 인해 목표값보다 총비용이 약 5.7% 정도 감소한 결과를 얻을 수 있었을 뿐만 아니라 Alko사에서 제안한 결과보다 총비용이 약 15% 정도 적은 결과값을 보이고 있다. 이와 같은 결과가 나타난 이유는 Alko사의 구조는 설계 당시에 에너지 단가의 상승으로 인해 가급적 적은 에너지를 소비하는 에너지 절약형 구조에 중점을 두고 설계하였기 때문인 것으로 생각된다.

4. 결 론

1. 제약조건이 주어지거나 여러 개의 핀치를 갖는

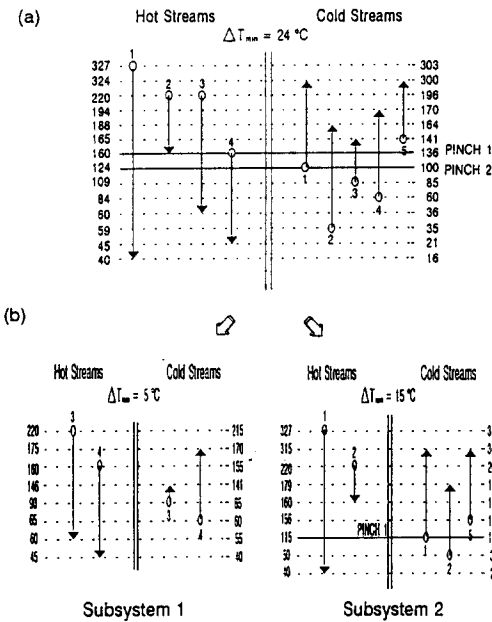


Fig. 6. Temperature-intervals for example 1: (a) for the initial system (b) for the separated system.

계를 대상으로 계의 분리법을 적용하여 타당한 목표값을 산출할 수 있었으며, 열교환망을 합성하는 단계에서 핀치설계법의 적용을 용이하게 하였다.

2. 흐름 분기량을 결정시, 일반적인 CP-Rule을 적용할 수 없는 계를 판단하는 기준과 적절한 분기량을 계산하는 방법을 제시하였다.
3. 설정된 목표값의 10% 허용한계 내에서 합성구조를 설계하는 프로그램을 개발하여 조업 중인 주정생산공정에 적용해 본 결과, 기존의 공정보다 약 15% 정도의 연간 총비용을 줄일 수 있는 구조를 얻을 수 있었다.

사용기호

- C_j : cold stream j
- CPH(CPC) : the heat capacity flowrate of a hot (cold) stream or a hot(cold) stream

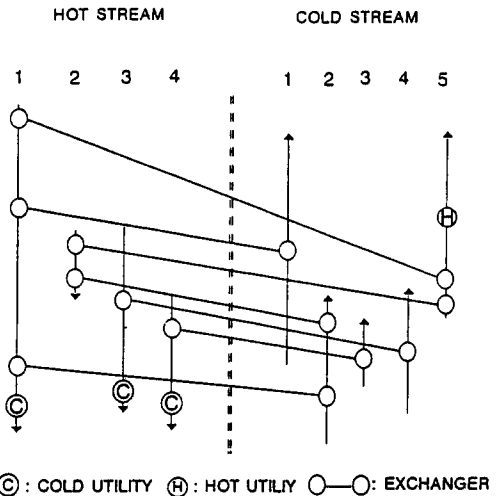


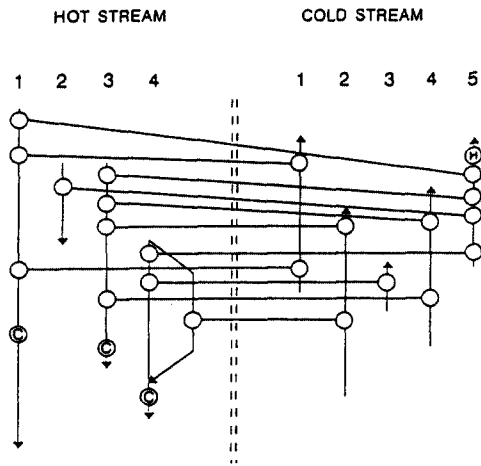
Fig. 7. Network design for example 1.

Table 3. Example 1-computer output for targets and synthesis of heat exchanger network.

	Optimal targets			SEPHEN	Comparison to targets(%)
	Subsystem 1	Subsystem 2	Total		
ΔT_{min}	5	15	—	5	15
Pinch temperature(°C)	—	115.0	—	—	115.0
Requirement of hot utility(MW)	—	25480.0	25480.0	25480.0	100.0
Requirement of cold utility(MW)	30520.0	2950.0	33470.0	33470.0	100.0
Total number of units(EA)	4	7	11	11	100.0
Total heat transfer area(m ²)	.962E+04	.631E+04	.159E+05	.193E+05	121.1
Annual energy cost(\$ /year)	.1831E+06	.1546E+07	.1730E+07	.1730E+07	100.0
Annual capital cost(\$ /year)	.6814E+06	.4559E+06	.1137E+07	.1372E+07	120.7
Annual total cost(\$ /year)	.8645E+06	.2002E+07	.2867E+07	.3102E+07	108.2

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

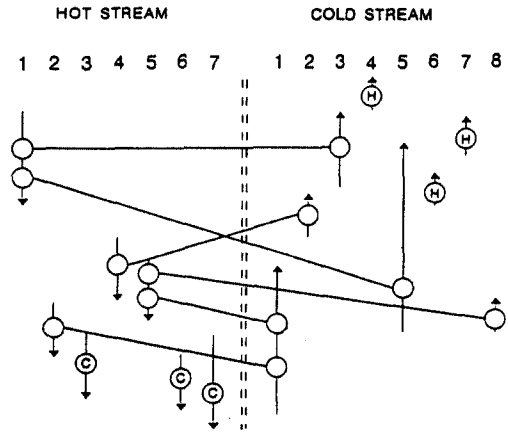
	Optimal targets	SEPHEN	Comparison to targets(%)
$\Delta T_{min}(\text{°C})$	18	18	
Pinch temperature(°C)	160.0	160.0	
Requirement of hot utility(MW)	20720.0	20720.0	100.0
Requirement of cold utility(MW)	28710.0	28745.0	100.1
Total number of units(EA)	15	15	100.0
Total heat transfer area(m ²)	21600.0	24188.2	112.0
Annual energy cost(\$/year)	.2163E+07	.2163E+07	100.0
Annual capital cost(\$/year)	.1539E+07	.1723E+07	112.0
Annual total cost(\$/year)	.3702E+07	.3886E+07	105.0



⊙: COLD UTILITY ⊕: HOT UTILITY ○—○: EXCHANGER

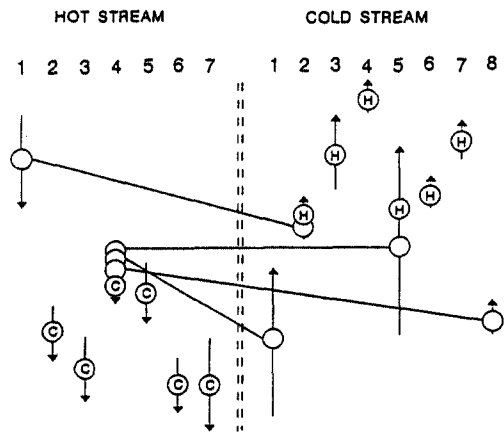
Fig. 8. Network design for example 2.

- branch at the pinch [MW/°C]
- H : enthalpy of stream [MW]
- H_j : hot stream j
- HCPC : splitted stream's heat capacity flow-rate
- NH(NC) : number of hot(cold) streams
- T : temperature of stream [°C]
- T_{cs(t)m} : supply(target) temperature of cold stream m in residual match
- T_{hs(t)k} : supply(target) temperature of hot stream k in residual match
- ΔT : temperature difference [°C]
- ΔT_{min} : minimum temperature difference on the composite curves [°C]



⊙: COLD UTILITY ⊕: HOT UTILITY ○—○: EXCHANGER

Fig. 9. Network design based on Alko process.



⊙: COLD UTILITY ⊕: HOT UTILITY ○—○: EXCHANGER

Fig. 10. Network based on this study.

Table 5. Example 3-computer output for targets and synthesis of heat exchanger network.

	Optimal targets	SEPHEN	Comparison to targets(%)	Alko	Comparison to Alko(%)
$\Delta T_{\min}(\text{C})$	12	12	—	5	—
Pinch temperature(C)	92.0	92.0	—	—	—
Requirement of hot utility(MW)	5040.0	5040.0	100.0	3400.0	148.2
Requirement of cold utility(MW)	3230.0	3230.0	100.0	1300.0	248.5
Total number of units(EA)	16	16	100.0	13	123.1
Total heat transfer area(m ²)	1110.0	1106.0	99.6	2241.0	49.4
Annual energy cost(\$/year)	.4801E+06	.4801E+06	100.0	.3220E+06	149.1
Annual capital cost(\$/year)	.9448E+06	.8636E+06	91.4	.1262E+07	68.4
Annual total cost(\$/year)	.1425E+07	.1344E+07	94.3	.1584E+07	84.8

Subscripts

- j : streams number in enthalpy interval
k : number of hot streams in residual match
m : number of cold streams in residual match

참고문헌

- 조영상 : “에너지 절감을 위한 열교환망 합성 연구”, 과학기술처 (1990).
- Pho, T.K. and Lapidus, L.: *AICHE J.*, **19**, 1182 (1973).
- Linnhoff, B. and Flower, J.R.: *AICHE J.*, **24**, 633 (1978).
- Linnhoff, B. and Hindmarsh, E.: *Chem. Eng. Sci.*, **38**, 745 (1983).
- Linnhoff, B. and Flower, J.R.: *Chem. Eng. Sci.*, **38**, 745 (1983).
- Linnhoff, B. and Ahmad, S.: *Computers Chem. Eng.*, **14**, 729 (1990).
- 김상우, 이해평, 백운화, 박선원: *화학공학*, **30**, 318 (1992).
- 이해평, 류경옥 : *화학공학*, **32**, 288 (1994).
- 이해평, 황경균, 류경옥 : *에너지공학*, **2**, 215 (1993).
- Gunderson, T. and Naess, L.: *Computers Chem. Eng.*, **12**, 503 (1988).
- Douglas, J.M.: “Conceptual Design of Chemical Processes”, McGraw-Hill, NewYork (1988).
- Trivedi, K.K., O'Neill, B.K. and Roach, J.R.: *Computers Chem. Eng.*, **13**, 291 (1989).