

# 경험 법칙과 계의 분리법을 통한 최적 열교환망 합성

## Optimal Heat Exchanger Network Synthesis Through Heuristics and System Separation Method

이해평, 류경옥  
(Hae Pyeong Lee and Kyong Ok Yoo)

**Abstract** : The purpose of this study is to develop the technique of energy recovery and energy saving by using the optimization of heat exchanger network synthesis. This article proposes a new method of determining the optimal target of a heat exchanger network synthesis problem of which data feature multiple pinch points. The system separation method we suggest here is to subdivide the original system into independent subsystems with one pinch point. The optimal cost target was evaluated and the original pinch rules at each subsystem were employed. The software developed in this study was applied to the Alko process, which is an alcohol production process, for the synthesis of heat exchanger network. It was possible to save about 15% of the total annual cost.

**Keywords**: heat exchanger network, pinch, system separation method, heuristics

### I. 서론

공정이 복잡하고 규모가 커질수록 많은 설비들이 복잡하게 연결되므로 에너지 회수 측면에서 볼 때, 그 효율성이 매우 떨어져 많은 양의 에너지를 소모하게 된다. 따라서 에너지 절감 기술 및 효율적인 에너지 이용 기술 개발에 관하여 많은 연구가 활발하게 진행되어 왔으며, 공정 산업에서 열교환망 합성(synthesis of heat exchanger network)의 최적화를 통한 에너지 절약 기술도 커다란 발전이 있었다. 열교환망 합성은 초기 온도, 목표 온도, 유량과 열용량을 아는 다수의 공정 흐름(process stream)들이 온류(hot stream)와 냉류(cold stream)로 공존할 때, 온류와 냉류간의 열교환이 적절하도록 공정 설계를 하는 것<sup>1)</sup>으로서 필요할 경우에는 스팀(steam)이나 냉각수와 같은 유틸리티(utility)들의 사용도 포함한다. 열교환망 합성의 목적은 설치 비용(capital cost)과 에너지 비용(utility cost)의 합인 연간 총 비용(annual total cost)이 최소화되는 구조를 찾는 데 있다.

열교환망 합성은 1969년 Masso와 Rudd<sup>[3]</sup>의 연구를 시작으로 지금까지 연구가 활발하게 진행되어 왔으며, 열교환망 합성에 있어서 획기적인 기법으로 알려진 핀치 이론(pinch technology)<sup>2)</sup>이 Linnhoff와 Flower<sup>[4]</sup>에 의해 제안되어 최적 에너지 회수가 더욱 용이해졌으며, 1990년에 Linnhoff와 Ahmad<sup>[5]</sup>는 열교환망 합성을 수행하기 전에 최소접근온도차(minimum temperature difference,  $\Delta T_{min}$ )의 값을 변화시키면서 최소 열교환기 수와 열전달 면적(heat transfer area)을 바탕으로 총 비용의 목표값(target)을 비교함으로써, 최적의 최소 접근 온도차를 구한 다음, 핀치 설계 방법(pinch design method)을 기초로 한 합성 방법을 제시하였다.

핀치 설계 방법은 제약 조건인 핀치점(pinch point)을 규명하고, 열교환망 합성 시, 흐름들의 분기(split) 및 열교환 대상 흐름 선정에 대한 체계적인 방법을 제시하며, 단일 핀치(single pinch)를 갖는 계(system)에 대한 해를 구하는 경험 법칙(heuristic)이다<sup>[6]</sup>. 하지만 주어진 계들이 항상 단일 핀치만을 갖는 것은 아니고 경우에 따라서는 여러 개의 핀치들을 갖는 계일 수도 있으며, 이런 경우에 핀치 설계 방법을 그대로 적용하여 합성을 하거나 목표값을 선정하기에는 많은 어려움이 있다. 이런 여러 개의 핀치들을 갖는 계에

관련된 연구들로서 Trivedi등<sup>[6]</sup>은 inverse pinch라는 개념을 이용한 합성 방법을 제시하였으며, Jezowski<sup>[7]</sup>는 original pinch design method (PDM)를 이용하는 simultaneous synthesis method를 제안한 바가 있다. 그러나 이 연구들은 모두 실제 합성 단계에서는 유용할 지라도 목표값을 설정하는 단계에서는 적용하기가 어려우며, 주어진 계의 특성에 따라서는 inverse pinch를 이용할 수 없는 경우도 있으므로 이런 문제들을 해결할 수 있는 새로운 방법들이 필요하다.

본 연구에서는 목표값을 설정하는 단계에서 여러 개의 핀치를 갖는 계인 것으로 판단될 경우에 단일 핀치를 갖거나 또는 핀치가 존재하지 않도록 두 개의 종속계(subsystem)들로 공정 흐름들을 분리시켜 각각의 계별로 고려하는 계의 분리법(system separation method)을 제안함으로써 여러 개의 핀치를 갖는 계의 목표값을 계산할 때, original PDM의 적용을 수월하게 할뿐만 아니라 안정성(safety) 및 배치(layout) 등의 문제로 흐름들간의 match에 대한 제약 조건이 주어질 경우, 보다 간단한 해결 방법으로 사용될 수 있음을 이전 연구 결과<sup>[8-11]</sup>에서 발표한 바가 있다. 따라서 본 연구에서는 이전 연구들의 결과를 바탕으로 목표값의 10% 이내에 도달할 수 있는 실제적인 열교환망 합성에 관한 경험 법칙들을 제안하였을 뿐만 아니라 에너지 비용의 감소 측면에서 단일 유틸리티(single utility)의 사용에 국한된 기존의 방식에서 탈피하여 다중 유틸리티(multiple utility)의 사용을 함께 고려한 프로그램을 개발하였다. 이 프로그램을 조업 중인 기존 공정에 적용해 본 결과, 연간 총 비용의 15% 정도를 절감할 수 있는 열교환망 합성 구조를 얻을 수 있었다.

### II. 이론적 배경

#### 1. 목표값 설정

주어진 공정의 연간 비용(annual cost)에 대한 목표값을 결정한 다음에 이 값의 허용 한계 내에서 열교환망을 합성해 나가는 것이 일반적인 절차이다. 만일 잘못된 목표값으로부터 합성을 시작하면 결과상으로는 최종 구조가 그 목표값을 만족하는 것처럼 보이나 실질적인 최적 구조와는 다를 수가 있으므로 목표값 설정에는 실제 공정의 제약 조건들(constraints)을 타당성 있게 충분히 고려해야 한다. 그러므로 목표값의 설정에 관한 이론은 열교환망 합성에 있어서 매우 중요하다.

또한 열교환망 합성 시, 사용자의 요구에 의하여 열교환

흐름 선정에 제약 조건이 추가 될 수 있다. 예를 들면 온류와 냉류간의 혼합에 의한 안전 사고가 일어날 경우라든지, 열교환 시키고자 하는 흐름들간에 거리가 멀어서 배관 상의 어려움이 있는 문제 등이 이에 해당된다. 따라서 열교환 대상 흐름들을 선택할 때, 사전에 제약 조건을 부여하고 가장 좋은 것을 선택해야만 한다.

그리고 경우에 따라서는 제약 조건뿐만 아니라 여러 개의 핀치들을 갖는 계일 경우, 기존의 핀치 설계 방법으로는 합성 구조를 설계하는데 어려움이 있으므로 계의 분리법을 적용하여 이러한 문제점들을 해결하였고, 목표값 산출과 계의 분리법에 대한 방법 및 비용 계산 식들은 이전 연구들 [8-11]에 상세히 설명되어 있다.

2. 다중 유틸리티의 사용

기존의 연구들에서는 단일 가열 유틸리티(single hot utility)와 단일 냉각 유틸리티(single cold utility)의 사용만을 고려한 경우가 많았지만 Wells와 Hodgkinson[12]은 multiple utility를 사용함으로써 설계 시, 비용을 낮출 수 있다고 제안한 바가 있다. 일반적으로 가열 유틸리티로서 사용되는 스팀(steam)을 얻기 위해서는 보일러(boiler)를 이용하여 원하는 목표 온도까지 열량을 공급하며, 냉각 유틸리티로서는 냉각수를 사용하여 원하는 목표 온도까지 흐름들로부터 열량을 방출하게 된다. 하지만 높은 온도 영역에서 냉각 유틸리티로서 냉각수 대신에 스팀을 이용하고, 이 스팀을 가열 유틸리티의 열원으로서 공급하거나 보일러의 유입수를 예열하는데 사용하면 보일러를 가동하는데 소요되는 에너지가 감소하므로 비용이 감소될 수 있다. 마찬가지로 가열 유틸리티의 경우에도 스팀만을 사용하기보다는 낮은 온도 영역에 대해서 더운물(hot water)을 이용함으로써 과잉 열량을 공급할 필요가 없게 되며, 스팀 제조 비용도 절감할 수 있다.

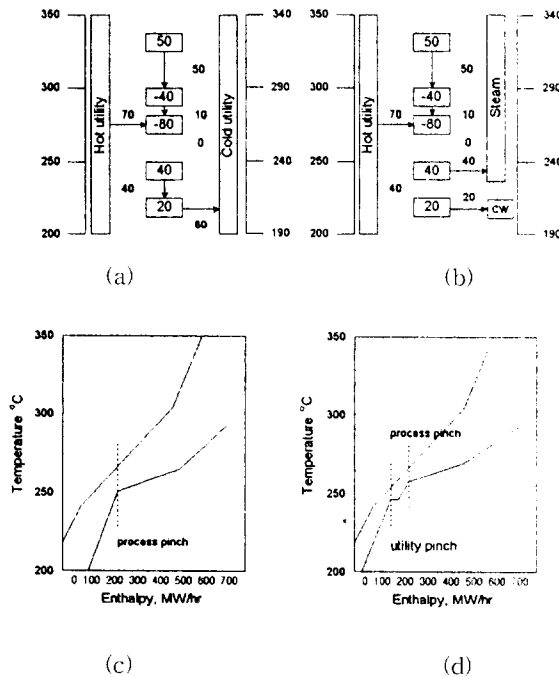


그림 1. 단일 유틸리티와 다중유틸리티에 대한 온도-엔탈피 도표.

Fig. 1. Cascade and T-H diagram for single utility and multiple utility.

Fig. 1(a)와 (c)는 단일 유틸리티를 사용하는 경우에 대한 cascade diagram과 온도-엔탈피 도표를 나타낸 것이며, Fig. 1(b)와 (d)는 두 종류의 냉각 유틸리티를 사용할 경우에 대한 것이다. 그림에서 알 수 있듯이 단일 유틸리티를

사용할 경우에는  $60 \times 10^3$  Btu/hr의 열량이 냉각수를 통해 방출되지만, 두 종류의 유틸리티를 사용하면  $40 \times 10^3$  Btu/hr에 해당하는 열량은 스팀을 통해서, 나머지  $20 \times 10^3$  Btu/hr 만큼의 열량은 냉각수를 통해 제거됨을 확인할 수가 있다. 이때 냉각 유틸리티를 사용하는 두 구간에서는 열량의 전달이 없으므로 앞에서 설명한 핀치(process pinch)와 구별하여 utility pinch[13-14]라고 불리는 새로운 핀치가 형성된다. multiple utility에서 사용하는 경험 법칙은 다음과 같다[13].

• 경험 법칙 1 (다중 유틸리티의 사용)

1. process pinch와 관련하여 가장 낮은 온도구간에서 항상 열량을 공급해야 한다.
  2. process pinch와 관련하여 가장 높은 온도구간에서 항상 열량을 제거해야 한다.
3. 열교환 규칙(match rule)

핀치 설계 방법에서는 핀치점을 기준으로 모든 흐름들을 핀치 상단(above pinch)과 핀치 하단(below pinch)으로 나누고, 각각의 영역에서 독립적으로 핀치점으로부터 열교환을 시작한다[5]. 이것은 최대 에너지 회수와 최소 유틸리티 요구량을 갖는 목표값을 만족하는 합성 구조를 얻기 위한 것이다[15]. 이때 Fig. 2에 나타난 것처럼 핀치점에서 온류와 냉류들간의 열교환을 필수열교환(essential match)이라 하고, 핀치에서의 열교환망 합성이 종료된 후에 남은 온류와 냉류들간의 열교환을 잔여열교환(residual match)이라 부른다[1].

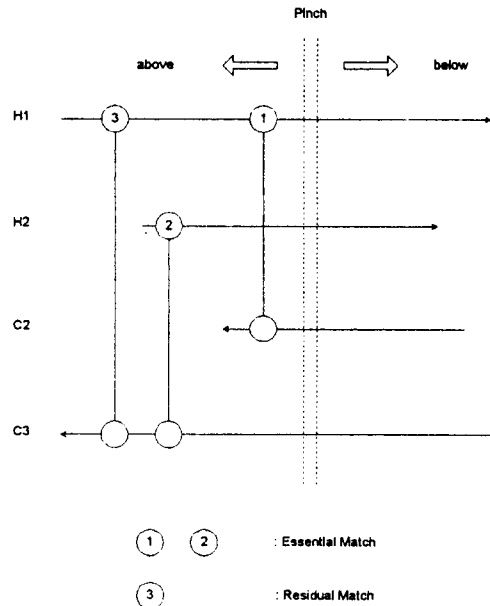


그림 2. 핀치설계방법에 관한 원리.

Fig. 2. Philosophy of pinch design method.

열교환망 합성에서는 핀치를 가로지르는 열흐름이 없어야 하며, 핀치 상단에서는 냉각 유틸리티를 사용할 수 없으므로 모든 온류들은 핀치 상단에 위치한 냉류들과의 열교환만으로 핀치 온도에 도달하여야 한다. 마찬가지로 핀치 하단에서는 가열 유틸리티를 사용하지 못하므로 하단의 냉류들은 온류들과의 열교환만으로 핀치 온도까지 가열시켜야 한다. 잔여열교환의 경우도 핀치 상단에서는 냉각 유틸리티를 사용하지 않고 냉류들과의 열교환만을 통하여 모든 온류들의 열량을 소진시키며, 남은 냉류들은 가열 유틸리티와의 열교환을 통해서 목표 온도까지 도달시킨다. 동일한 방법으로 핀치 하단에서는 가열 유틸리티의 사용 없이 온류들과의 열교환에 의해서 모든 냉류들의 열량을 소진시킨 후에, 남은 온류들은 냉각 유틸리티를 사용해서 목표 온도까지 도달시킨다.

따라서 합성 구조는 핀치 상단의 필수열교환과 잔여열교환, 핀치 하단의 필수열교환, 그리고 잔여열교환의 순으로 이루어진다.

3 1. 필수열교환의 경험 법칙

• 경험 법칙 2 (흐름수 판단 기준)

핀치 상단과 하단에서 열교환은 (1)의 흐름수 판단 기준을 만족해야 한다[16].

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

핀치 상단에서 모든 온류는 냉류들과의 열교환을 통해서 핀치 온도까지 냉각되어야 하고, 핀치 하단에서 모든 냉류는 온류들과의 열교환을 통해서 핀치 온도까지 가열되어야 하므로, 흐름수 판단 기준을 만족하여야 하며, 기준을 만족하지 못할 경우에는 이를 극복하기 위해서 어느 특정 흐름을 분기시킬 필요가 있다.

• 경험 법칙 3 (열용량 흐름 판단 기준)

핀치 상단과 하단에서 (2)의 열용량 흐름 판단 기준이 충족되어야만 선정된 두 흐름들간의 열교환이 가능하다 [16-17].

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

이 판단 기준은 냉류와 온류 사이의 온도차가 최소 접근 온도차를 위배하지 않도록 하기 위한 것이다.

• 경험 법칙 4 (흐름 분기량 결정)

열교환 시킬 대상 흐름 선정이나 흐름을 분기할 경우에는 그 기준을 (3)에 정의한 CP값에 따라 판단하게 된다. 이것은 열전달 면적에 대한 목표값 계산에서 냉류와 온류의 혼합 곡선(composite curve)에서 수직 열교환(vertical heat transfer)을 시켜 계산하는 것처럼 가급적 혼합 곡선의 분포(profile)와 유사한 대상 흐름을 선정함으로써 목표값에 근접시키기 위한 것이다. 그런데 필수열교환과 잔여열교환으로 구분하여 열교환을 시킬 경우, 잔여 흐름 중 열용량 흐름값이 매우 큰 온류가 존재할 때, 필수열교환에서 열용량 흐름값이 큰 필수 온류를 일반적인 CP-Rule에 맞추어 분기시키면 잔여 흐름의 열교환에서 열용량 흐름값이 큰 잔여 냉류를 열교환 시킬 수 없으므로 (3)에서 정의된 CP-Rule을 적용하기보다는 모든 필수 흐름과 잔여 흐름 중 열용량 흐름값이 큰 냉류와 온류를 소진시킬 수 있도록 (4)에 정의된 CPm값을 이용하여 열교환을 시켜야 한다.

경우 1) 일반적인 CP Rule을 적용하는 경우

핀치 상단의 모든 냉류의 열용량 흐름값들의 합이 온류의 열용량 흐름값들의 합보다 큰 경우(핀치 하단에서는 반대의 경우에 해당함)로서 (3)에서 정의한 CP값을 이용하게 된다.

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

경우 2) 일반적인 CP-Rule을 적용할 수 없는 경우

핀치 상단의 모든 냉류의 열용량 흐름값들의 합이 온류의 열용량 흐름값들의 합보다 작은 경우(핀치 하단에서는 반대의 경우에 해당함)로서 (4)에서 정의한 CPm값을 이용하게 된다.

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

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

경우 3) 핀치 상단에서 온류의 수가 냉류의 수보다 적거나, 핀치 하단에서 온류의 수가 냉류의 수보다 많은 경우는 각각의 온류와 냉류를 대응시켜 (5)에서 정의한 DIFF가 가장 작은 냉류와 온류를 열교환 시킬 대상 흐름으로 선정한다.

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

경우 4) 핀치 상단에서 온류의 수가 냉류의 수보다 많거나, 핀치 하단에서 온류의 수가 냉류의 수보다 적은 경우이며, 여기서는 핀치 상단을 기준으로 설명하고자 한다.

① 각각의 온류에 대하여 (6)에서 정의한 HCPC를 구한다.

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

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

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

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

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

핀치 상단과 하단에서 각각 (2)의 열용량 흐름 판단 조건에 따라 다음과 같은 두 가지 경우로 해석할 수 있게 되며, 여기서는 일반적인 CP-Rule을 적용할 경우만을 대상으로 핀치 상단에 대해서 설명하고자 한다.

경우 5) 열교환 시킬 온류의 열용량 흐름이 냉류의 열용량 흐름보다 작거나 같은 경우( $CPH_j \leq CPC_j$ )에는 (5)에서 찾은 두 흐름을 열교환 시킨다.

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

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

3-2. 잔여열교환의 경험 법칙

잔여열교환은 여러 가지 경험 법칙들에 의해 가능하다. 본 연구에서는 다음의 경험 법칙을 사용하며, 적용 후에 남은 온류와 냉류는 각각 가열 유틸리티 및 냉각 유틸리티와 열교환 시켜 합성 구조를 이룬다.

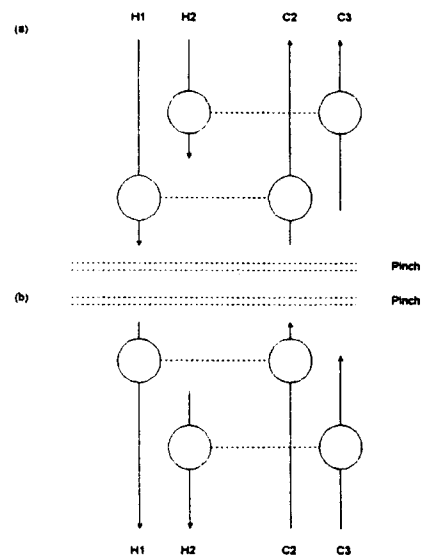


그림 3. 잔여열교환에 대한 경험법칙.

(a) L/L heuristics, (b) H/H heuristics.

Fig. 3. Residual match heuristics.

(a) L/L heuristics, (b) H/H heuristics.

• 경험 법칙 5 (Low/low 법칙)

핀치 상단에서 필수열교환이 끝난 온류와 냉류들을 (4)처럼 냉류들의 공급 온도와 온류들의 목표 온도를 각각 낮은 온도 순으로 나열하여, Fig. 3(a)와 같이 순번대로 대응 흐름간에 열교환을 시키는 것으로서 이는 열전달 면적을 최소로 하기 위한 것이다[4, 13]. 이때 각 열교환은 최소 접근 온도차를 만족해야 하며 그렇지 못할 경우, 온류는 다음 냉

류와의 열교환을 검토하고 열교환될 냉류가 없을 경우에는 냉류들 중 가장 큰 열용량을 갖는 냉류를 온류와 맞추어 분기시켜 해결한다.

$$T_{cs1} < T_{cs2} \dots < T_{csm}$$

$$\downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow$$

$$T_{ht1} < T_{ht2} \dots < T_{htk} \quad (9)$$

• 경험 법칙 6 (High/high 법칙)

핀치 하단에서는 (5)와 같이 온류들의 목표 온도와 냉류들의 공급 온도를 각각 높은 온도 순으로 나열하며, 최소 열전달 면적을 위해 Fig. 3(b)처럼 열교환을 시킨다[1]. 역시, 각각의 열교환은 최소 접근 온도차를 만족해야 하고, 이 제약 조건을 어길 경우, 냉류는 다음 온류와 열교환을 검토하며, 열교환할 온류가 없을 경우는 온류들 중 열용량이 가장 큰 것을 냉류에 맞추어 분기하여 열교환 시킨다.

$$T_{ct1} < T_{ct2} \dots < T_{ctm}$$

$$\downarrow \quad \downarrow \quad \downarrow$$

$$T_{hs1} < T_{hs2} \dots < T_{hsk} \quad (10)$$

3-3. Loop breaking

루프(loop)란 Fig. 4(a)에서 볼 수 있듯이 하나의 열교환기에서 시작된 연결이 다시 그 열교환기에 연결된 것을 말한다[13]. 루프가 존재한다는 것은 열교환망에서 필요 이상의 열교환기가 쓰였다는 것을 나타낸다. 그러므로 루프를 깨뜨림으로써 필요 이상의 열교환기를 쓰지 않을 수 있다.

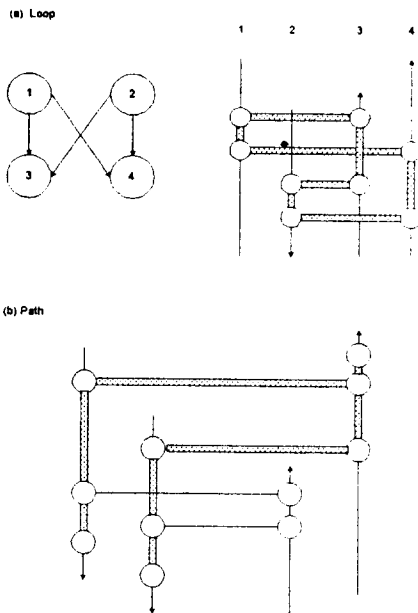


그림 4. 루프 절단에 대한 경험법칙.

(a) 루프, (b) 경로.

Fig. 4. Loop breaking heuristics.

(a) loop, (b) path.

Path는 Fig. 4(b)에서와 같이 열교환망에서 가열 유틸리티와 냉각 유틸리티 사이의 연결을 말하는 것으로서 path를 따라 가열 유틸리티에 열량을 공급한다면 냉각 유틸리티에서 똑같은 열량을 제거해야 한다. loop breaking에 관한 경험 법칙[15]은 다음과 같다.

• 경험 법칙 7 (loop breaking)

1. 가능한 한 가장 작은 열용량의 열교환이 이루어지는 열교환기를 가지고 있는 루프를 가장 먼저 깨뜨린다.
2. 핀치를 가로지르는 루프를 깨뜨렸을 경우, 최소 접근 온도차를 위배하게 되므로 path를 따라 온도를 보정해 주어야 한다.

4. 프로그램 알고리즘

본 연구에서 개발한 프로그램 알고리즘의 목표값을 구하

는 논리 흐름도(flow chart)를 Fig. 5에 제시하였다. 실제적인 합성 단계를 수행하기 이전에 계의 분리법을 통해 최적의 목표값을 계산하는 절차를 나타내고 있다.

Fig. 6은 목표값의 허용 한계 내에 도달할 수 있도록 흐름들 간의 실제적인 열교환을 수행하는 절차로서 필수 열교환에 대한 경험 법칙들을 나타냈으며, Fig. 7은 잔여열교환에 대한 경험 법칙들을 나타내고 있다.

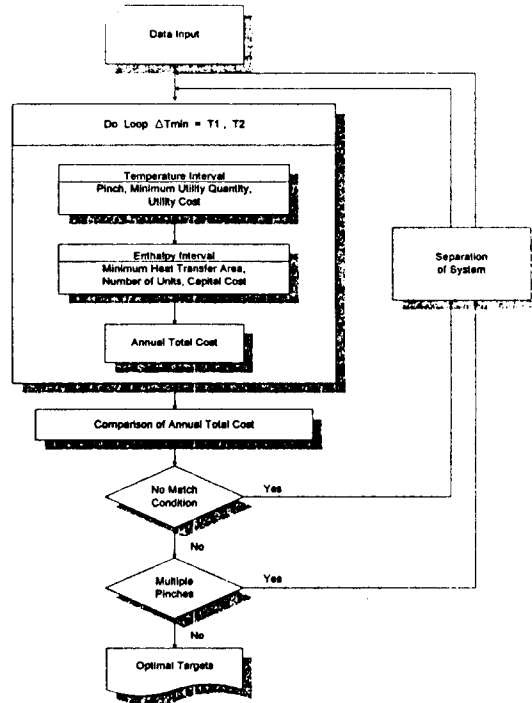


그림 5. 최적 목표값 산출의 절차.

Fig. 5. Procedure of determining the optimal targets.

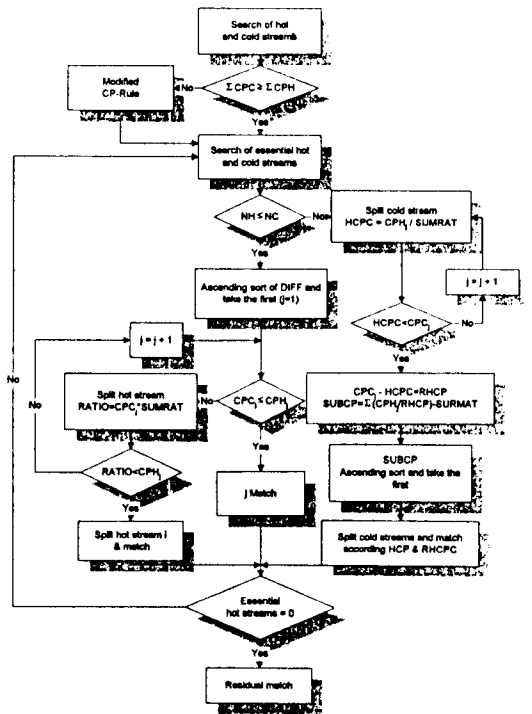


그림 6. 핀치 상단에서 필수 열교환에 대한 열교환망 합성 절차.

Fig. 6. Procedure of heat exchanger network synthesis for essential match above pinch.

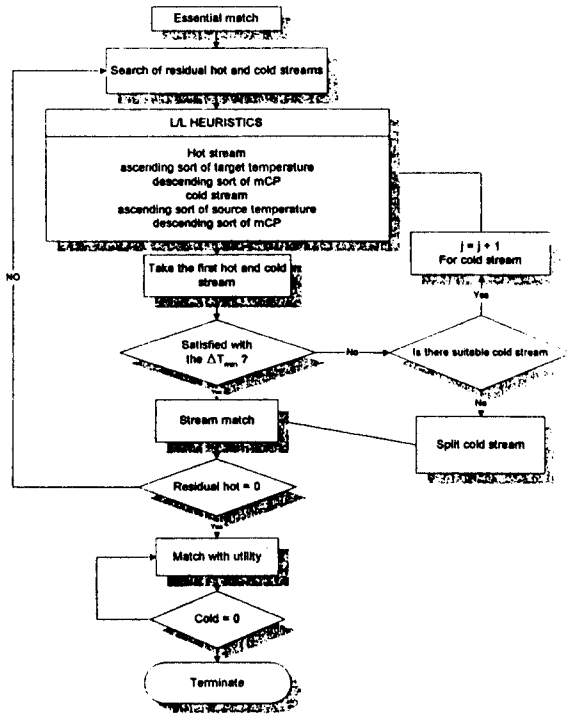


그림 7. 핀치 상단에서 잔여 열교환에 대한 열교환망 합성 절차.

Fig. 7. Procedure of heat exchanger network synthesis for residual match above pinch.

표 1. 예제에 사용된 공정들의 흐름 데이터.

Table 1. Stream data for examples.

example	stream	heat capacity flow rate (MW/°C)	heat transfer coefficient, h (MW/m <sup>2</sup> · °C)	supply temperature (°C)	target temperature (°C)
1	h1	0.10	.50E-03	127	40
	h2	0.06	.40E-03	220	150
	h3	0.13	.30E-03	260	45
	h4	0.14	.50E-03	147	140
	h5	0.12	.40E-03	320	250
	h6	0.03	.30E-03	260	95
	c1	0.10	.35E-03	100	150
	c2	0.07	.70E-03	55	264
	c3	0.13	.50E-03	85	311
	c4	0.06	.14E-03	60	170
	c5	0.20	.35E-03	200	250
	c6	0.17	.70E-03	155	164
2	h1	0.14	.50E-03	147	40
	h2	0.07	.40E-03	220	190
	h3	0.03	.30E-03	260	95
	c1	0.07	.70E-03	55	230
	c2	0.06	.14E-03	60	174
	c3	0.17	.70E-03	125	164
3	h1	0.09	.57E-03	119	99
	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	

표 2. 예제에 사용된 공정들의 설계 데이터.  
Table 2. Design data for examples.

example			1	2	3
hot utility	steam	supply temp.(°C)	330	330	160
		heat capacity flowrate(MW/°C)	0.50	0.50	5.00
		heat transfer coefficient (MW/m <sup>2</sup> · °C)	.50E-03	.50E-03	.84E-03
	water	annual cost of unit duty (\$/MW · yr)	60000.0	60000.0	94100.0
		supply temp.(°C)	100	100	100
		heat capacity flowrate(MW/°C)	0.50	0.50	5.00
cold utility	steam	heat transfer coefficient (MW/m <sup>2</sup> · °C)	.28E-03	.28E-03	.28E-03
		annual cost of unit duty (\$/MW · yr)	1000.0	1000.0	13700.0
		supply temp.(°C)	100	100	100
	water	heat capacity flowrate(MW/°C)	0.50	0.50	5.00
		heat transfer coefficient (MW/m <sup>2</sup> · °C)	.50E-03	.50E-03	.28E-03
		annual cost of unit duty (\$/MW · yr)	2000.0	32000.0	91500.0
exchanger linear capital cost model(\$)		a	10000	10000	
		b	350	350	
Guthrie's model cost data					
M&S index					947
Fd					1.35
Fp					0.05
Fm					3.75
plant lifetime(yr)			5	5	10
rate of interest(%)			0	0	12

III. 예제

본 연구에서 제안한 이론들을 제약 조건이 주어진 계, 제약 조건이 주어진 계에 다중 유틸리티의 사용을 고려한 경우를 그리고 마지막으로 현재 조업 중인 실제 공정에 대한 계들에 적용하여 그 결과를 살펴보고자 하며, Table 1과 2에는 각 예제들의 흐름 데이터 및 설계 데이터들을 나타내었다.

1. 제약 조건을 고려한 예제

예제 1은 6개의 온류들과 6개의 냉류들로 이루어져 있으며, 비용 계산 식은 simple linear cost model[8-11]을 사용했다. 예제 1의 특성은 Fig. 8(a)에서와 같이 온류 1번과 냉류 5번에 대한 열교환의 제약 조건이 주어진 계이다. 이러한 계의 열교환망 합성을 설계하기 위해서 계의 분리법을 적용하여 본 예제의 흐름들을 2개의 종속계로 분리시켰다. Fig. 8(b)와 같이 종속계 1은 3, 4, 5, 6번의 온류들과 1, 3, 4, 5번의 냉류들로 이루어진 최소 접근 온도차 18°C와 핀치 온도 103°C를 갖는 계를 형성한다.

종속계 2는 1, 2번의 온류들과 2, 6번의 냉류들로 구성된 최소 접근 온도차 10°C와 핀치 온도 127°C를 갖는 계를 형성한다.

따라서 열교환에 대한 제약 조건이 주어진 계에 대하여

계의 분리법을 적용하여 단일 핀치를 갖는 종속계들로 분리 시킴으로써 핀치 설계 방법의 적용이 수월해졌으며, 본 연구에서 제안한 열교환 규칙들을 적용하여 열교환망 합성을 수행한 결과들을 Table 3과 Fig. 9에 나타내었다.

표 3. 예제 1에 대한 열교환망 합성 및 목표값에 대한 결과.

Table 3. Results of targets and synthesis of heat exchanger network for example 1.

	optimal targets		results of synthesis	comparison to targets (%)
	subsystem1	subsystem2		
$\Delta T_{min}(^{\circ}C)$	18	10	-	18
pinch temp.( $^{\circ}C$ )	103.00	127.00	-	103.0
requirement of hot utility(MW)	27980.0	7620.0	35600.0	100.00
requirement of cold utility(MW)	6280.0	4360.0	10640.0	100.00
total number of units(EA)	11	5	161.	100.00
total heat transfer area(m <sup>2</sup> )	.6540E+04	.1940E+04	.8480E+04	.8837E+04
annual energy cost(\$/year)	.1716E+07	.4834E+06	.2199E+07	.2200E+07
annual capital cost(\$/year)	.4801E+07	.1456E+06	.6257E+06	.6506E+06
annual total cost(\$/year)	.2197E+07	.6290E+06	.2826E+07	.2850E+07

Table 3에서 목표값과 실제 합성한 결과값들을 비교해 보면, 열교환기 수는 같으나 열전달 면적의 증가로 인해 설치 비용이 증가되었으며, 유틸리티 비용도 증가함으로써 결과적으로 연간 총 비용이 목표값보다 0.86% 증가하였음을 알 수가 있다. 하지만 이 결과는 목표값의 10% 허용 한계 내에 도달한 결과값이므로 만족할 만한 결과로 생각되며, 이 예제의 합성 결과를 살펴보면 loop가 형성되지 않았기 때문에 loop breaking 절차는 수행되지 않았을 뿐만 아니라 다중 유틸리티를 사용할 경우 핀치를 가로지르는 열교환이 발생할 수가 있으므로 단일 유틸리티의 사용만을 고려하였다.

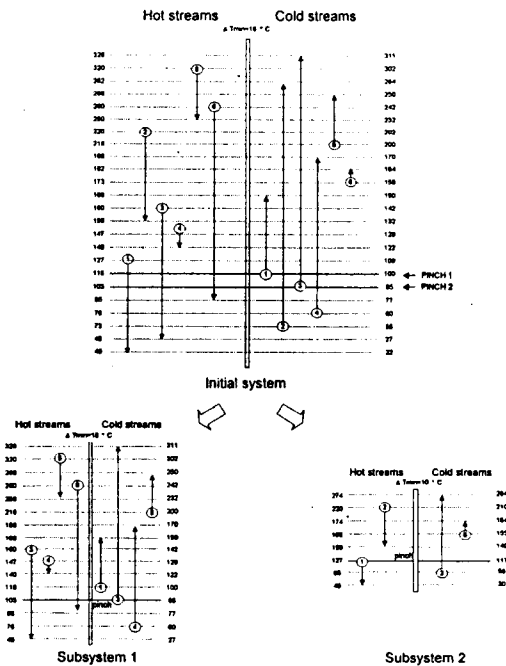


그림 8. 예제 1에서의 온도 구간 선도 : (a) 초기 공정일 경우, (b) 계를 분리시킨 공정일 경우.  
Fig. 8. Temperature-intervals for example 1 : (a) for the initial system, (b) for the separated system.

2. 제약 조건과 다중 유틸리티의 사용을 고려한 예제  
예제 2는 3개의 온류들과 3개의 냉류들로 이루어져 있다

며, 온류 1번과 냉류 3번에 대한 열교환의 제약 조건이 주어진 계이다. 이 예제에서는 다중 유틸리티의 사용을 고려하였기 때문에 단일 유틸리티를 사용한 경우와 다중 유틸리티를 사용한 경우에 대해서 각각 계의 분리법을 적용하여 합성을 수행하고 그 결과값을 살펴보았다. 단일 유틸리티를 사용하는 경우에는 온류 2, 3번과 냉류 3번으로 구성되고, 6 $^{\circ}C$ 의 최소 접근 온도차와 131 $^{\circ}C$ 의 핀치 온도를 갖는 종속계 1과 온류 1번과 냉류 1, 2번으로 구성되고 20 $^{\circ}C$ 의 최소 접근 온도차와 147 $^{\circ}C$ 의 핀치 온도를 갖는 종속계 2로 구분하여 각각에 대해서 합성을 수행하였다.

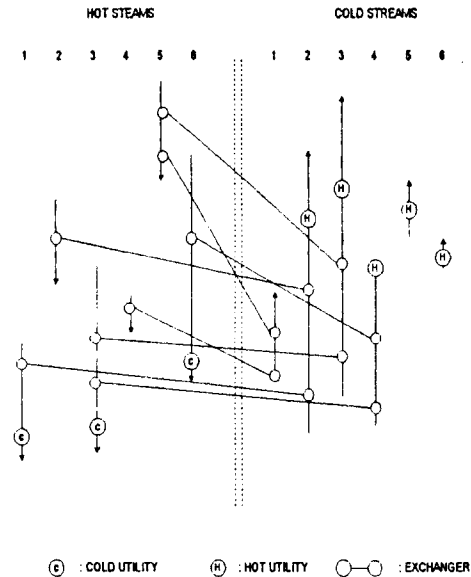


그림 9. 예제 1의 열교환망 합성 결과.  
Fig. 9. Network design for example 1.

다중 유틸리티를 사용하는 경우에는 단일 유틸리티를 사용하는 경우의 각각의 종속계들과 같은 흐름들로 구성되어 있으나 종속계 1은 9 $^{\circ}C$ 의 최소 접근 온도차와 134 $^{\circ}C$ 의 핀치 온도, 109 $^{\circ}C$ 의 유틸리티 핀치 온도를 가지며, 종속계 2는 22 $^{\circ}C$ 의 최소 접근 온도차와 147 $^{\circ}C$ 의 핀치 온도, 122 $^{\circ}C$ 의 유틸리티 핀치 온도를 갖는다. 단일 유틸리티를 사용한 경우와 다중 유틸리티를 사용한 각각의 열교환망 합성 결과들을 Fig. 10(a)와 (b)에 나타내었다.

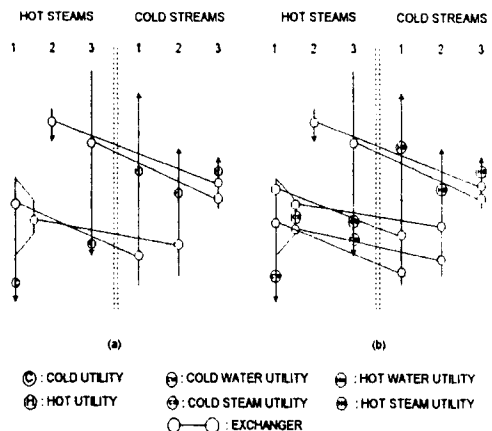


그림 10. 예제 2에 대한 열교환 합성 결과 : (a) 단일 유틸리티, (b) 다중유틸리티.  
Fig. 10. Network design for example 2 : (a) single utility, (b) multiple utility.

Table 4에 제시한 결과값들을 살펴보면, 단일 유틸리티를 사용하는 경우, 목표값과 비교해서 열교환기 수는 같지만

열전달 면적의 감소로 인해 설치 비용은 감소하였음에도 불구하고 유틸리티 비용의 증가로 인해 0.65%의 연간 총 비용이 증가하였고 loop가 형성되지 않으므로 더 이상의 비용 감소는 발생하지 않았다. 하지만 다중 유틸리티를 사용할 경우, 열전달 면적과 열교환기 수의 증가로 인해 설치 비용은 증가하였지만 유틸리티 비용의 감소로 인해 0.65%의 연간 총 비용이 감소한 좋은 결과를 얻을 수 있었다.

표 4. 예제 2에 대한 열교환망 합성 및 목표값에 대한 결과 : (a) 단일유틸리티, (b) 다중유틸리티.

Table 4. Results of targets and synthesis of heat exchanger network for example 2 : (a) single utility, (b) multiple utility.

(a)

	optimal targets			results of synthesis	comparison to targets (%)
	subsystem1	subsystem2	total		
$\Delta T_{min}$ (°C)	6	20	-	6	20
pinch temperature (°C)	131.00	147.00	-	131.0	147.0
requirement of hot utility (MW)	660.0	9790.0	10450.0	10450.0	100.00
requirement of cold utility (MW)	1080.0	5920.0	7000.0	9326.15	133.23
total number of units (EA)	4	5	9	9	100.00
total heat transfer area (m <sup>2</sup> )	.7330E+03	.3340E+04	.4073E+04	.3967E+04	97.41
annual energy cost (\$/year)	.4608E+05	.6229E+06	.6690E+06	.6830E+06	102.09
annual capital cost (\$/year)	.5931E+05	.2440E+06	.3033E+06	.2957E+06	97.49
annual total cost (\$/year)	.1054E+06	.8670E+06	.9724E+06	.9787E+06	100.65

(b)

	optimal targets			results of synthesis	comparison to targets (%)
	subsystem1	subsystem2	total		
$\Delta T_{min}$ (°C)	9	22	-	9	22
pinch temp. (°C)	134.00	147.00	-	134.0	147.0
utility pinch temp. (°C)	109.00	122.00	-	109.0	122.0
requirement of hot steam (MW)	0.0	9800.0	9800.0	10800.0	110.20
requirement of hot water (MW)	0.0	0.0	0.0	0.0	-
requirement of cold steam (MW)	750.0	250.0	1000.0	7803.85	780.39
requirement of cold water (MW)	420.0	5930.0	6350.0	1807.69	28.47
total number of units (EA)	5	6	11	13	118.18
total heat transfer area (m <sup>2</sup> )	.8100E+03	.3230E+04	.4040E+04	.4090E+04	101.26
annual energy cost (\$/year)	.2652E+05	.6316E+06	.6581E+06	.6442E+06	97.89
annual capital cost (\$/year)	.6671E+05	.2380E+06	.3047E+06	.3124E+06	102.53
annual total cost (\$/year)	.9323E+05	.8696E+06	.9628E+06	.9566E+06	99.35

3. 실제 공정에 대한 예제

본 예제는 1992년 Finland의 Alko사에서 에너지 절약형 공정으로 개발하고 국내의 모 회사가 도입하여 현재 조업 중인 공정 가운데 증류 공정만을 대상으로 선정해서 본 연구에서 개발한 프로그램을 적용한 결과값들을 비교하기 위한 예제이다.

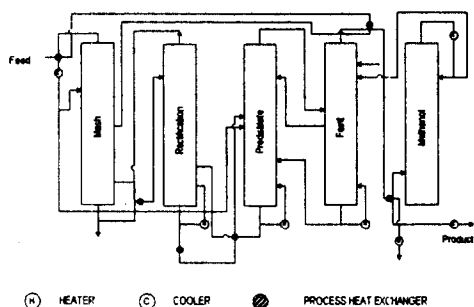


그림 11. Alko사의 증류공정에 대한 공정도.  
Fig. 11. Distillation process of Alko company.

이 공정은 7개의 온류와 8개의 냉류들로 구성되어 있는

계로서 12°C의 최소 접근 온도차에서 92°C의 단일 핀치를 가지며, 제약 조건은 주어지지 않았다. Table 5에 결과값들을 나타내었고, Fig. 11에는 실제 공정도를 나타내었으며, Fig. 12에는 Alko사가 설계한 구조를, Fig. 13에는 본 연구에서 설계한 합성 구조를 제시하였다.

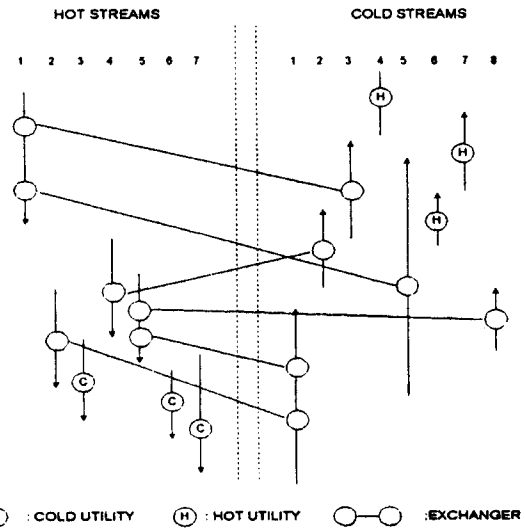


그림 12. Alko 공정의 열교환망 합성.  
Fig. 12. Network based on Alko process.

표 5. 예제 3에 대한 열교환망 합성 및 목표값에 대한 결과.

Table 5. Results of targets and synthesis of heat exchanger network for example 3.

	optimal targets	results of synthesis	comparison to targets (%)	Alko comparison to Alko (%)
$\Delta T_{min}$ (°C)	12	12	-	5
pinch temp. (°C)	92.0	92.0	-	-
requirement of hot utility (MW)	5040.0	5040.0	100.0	3400.0
requirement of cold utility (MW)	3230.0	3230.0	100.0	1300.0
total number of units (EA)	16	16	100.0	13
total heat transfer area (m <sup>2</sup> )	1110.0	1106.0	99.6	2241.0
annual energy cost (\$/year)	.4801E+06	.4801E+06	100.0	.3220E+06
annual capital cost (\$/year)	.9448E+06	.8636E+06	91.4	.1262E+07
annual total cost (\$/year)	.1425E+07	.1344E+07	94.3	.1584E+07

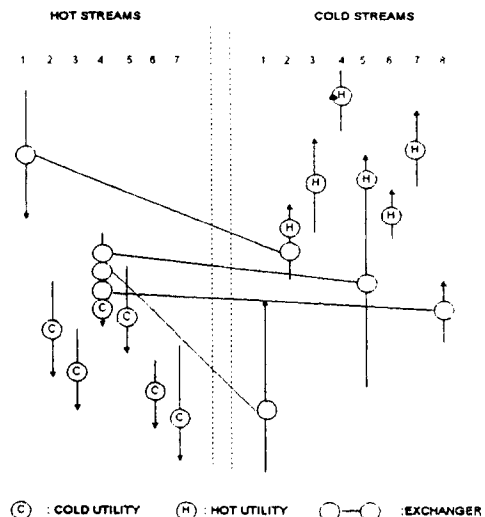


그림 13. 본 연구의 열교환망 합성.  
Fig. 13. Network based on this study.

그 결과값들을 살펴보면, 열전달 면적의 감소로 인해 목표값보다 연간 총 비용이 약 7.7% 정도 감소한 결과를 얻을 수 있었을 뿐만 아니라 Alko사에서 제안한 결과보다 연간 총 비용이 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.

#### IV. 결론

본문에서는 제약 조건이 주어지거나 여러 개의 핀치를 갖는 계를 대상으로 계의 분리법을 적용하여 타당한 목표값을 산출할 수 있었으며, 열교환망을 합성하는 단계에서 핀치 설계 방법의 적용을 용이하게 하였다.

또한 단일 유틸리티뿐만 아니라 다중 유틸리티의 사용을 고려함으로써 에너지 비용의 감소를 통해 연간 총 비용의 감소를 얻을 수가 있었다. 설정된 목표값의 10% 허용 한계 내에서 합성 구조를 설계하는 프로그램을 개발하여 조업 중인 주정 생산 공정에 적용해 본 결과, 기존의 공정보다 약 15% 정도의 연간 총 비용을 줄일 수 있는 구조를 얻을 수 있었다.

#### 참고문헌

- [1] 조영상, "에너지 절감을 위한 열교환망 합성연구", 과학기술처, pp. 26-52, 1990.
- [2] T.K. Pho and L. Lapidus, "Topics in computer-aided design: II Synthesis of optimal heat exchanger networks by tree searching algorithms", *AIChE J.*, vol. 19, no. 6, pp. 1182-1189, 1973.
- [3] A.H. Masso and D.F. Rudd, "The synthesis of system design. II Heuristic structuring", *AIChE J.*, vol. 15, no. 1, pp. 10-17, 1969.
- [4] B. Linnhoff and J.R. Flower, "Synthesis of heat exchanger network. : I. Systematic generation of energy optimal networks", *AIChE J.*, vol. 24, no. 4, pp. 633-642, 1978.
- [5] B. Linnhoff and S. Ahmad, "Cost optimum heat exchanger network-1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost", *Computers Chem. Eng.*, vol. 14, no. 7, pp. 729-750, 1990.
- [6] K.K. Trivedi, B.K. O'Neill and J.R. Roach, "Synthesis

of heat exchanger networks featuring multiple pinch point", *Computers Chem. Eng.*, vol. 13, no. 3, pp. 291-294, 1989.

- [7] J. Jezowski, "The pinch design method for tasks with multiple pinches", *Computers Chem. Eng.*, vol. 16, no. 2, pp. 129-133, 1992.
- [8] 김상우, 이해평, 백운화, 박선원, "최소 접근 온도의 최적화를 통한 열교환망 합성", 한국화학공학회지, 30권, 3호, pp. 318-327, 1992.
- [9] 이해평, 황경균, 류경옥, "에너지 회수를 위한 열교환망 합성에 관한 연구", 한국에너지공학회지, 2권, 2호, pp. 215-224, 1993.
- [10] 이해평, 류경옥, "계의 분리를 통한 최적 열교환망 합성에 관한 연구", 한국화학공학회지, 32권, 3호, pp. 288-299, 1994.
- [11] 이해평, 이인영, 류경옥, "계의 분리법에 의한 제약 조건이 주어진 계의 열교환망 합성", 한국에너지공학회지, 4권, 1호, pp. 13-22, 1995.
- [12] G.L. Wells and M.G. Hodgkinson, "The heat content diagram way to heatexchanger networks", *Process Eng.*, pp. 59-61, 1977.
- [13] J.M. Douglas, "Conceptual Design of Chemical Processes", McGraw-Hill, NewYork, pp. 216-288, 1988.
- [14] B. Linnhoff and D.R. Mason and I. Wardle, "Understanding heat exchanger networks", *Computers Chem. Eng.*, vol. 3, pp. 295-302, 1979.
- [15] B. Linnhoff and E. Hindmarsh, "The pinch design method for heat exchanger networks", *Chem. Eng. Sci.*, vol. 38, no. 5, pp. 745-763, 1983.
- [16] B. Linnhoff and J.R. Flower, "Synthesis of heat exchanger network. : II. Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality", *AIChE J.*, vol. 24, no. 4, pp. 642-654, 1978.
- [17] T. Gunderson and L. Naess, "The synthesis of cost optimal heat exchanger networks : an industrial review of the state of the art", *Computers Chem. Eng.*, vol. 12, no. 6, pp. 503-530, 1988.



이 해 평

1963년 6월 23일 생. 1986년 2월 한양대학교 화학공학과(학사). 1988년 2월 한양대학교 화학공학과(석사). 1990년~1991년 두산기술원 FA팀 (연구원) 근무. 1992년~현재 한양대학교 화학공학과 박사과정 재학중. 주관심 분야는 열교환망 합성의 최적화 설계, 공정의 안전도 분석 및 대책, 공정의 이상 진단 및 대책.



류 경 옥

1937년 9월 26일 생. 1962년 2월 한양대학교 원자력공학과(학사). 1965년 2월 한양대학교 화학공학과(석사). 1971년 2월 한양대학교 화학공학과(박사). 1973년 10월 일본 동경공업대학 화학공학과(Post Doc.). 1972년~현재 한양대학교 화학공학과 교수. 주관심 분야는 공정의 안전도

분석 및 대책, 열교환망 합성의 최적화 설계, 황화수소 제거를 위한 흡착제 개발.