

석유화학단지 수소 재활용 최적 네트워크 설계

정창현 · 이철진 · 김대현 · 한종훈[†]

서울대학교 화학생명공학부
151-742 서울시 관악구 신림동 산56-1
(2006년 11월 16일 접수, 2006년 12월 13일 채택)

Optimal Hydrogen Recycling Network Design of Petrochemical Complex

Changhyun Jeong, Chul-Jin Lee, Dae-hyeon Kim and Chonghun Han[†]

School of Chemical and Biological Engineering, Seoul National University, San 56-1, Shinlim-dong, Gwanak-gu, Seoul 151-742, Korea
(Received 16 November 2006; accepted 13 December 2006)

요 약

석유화학단지내에서 석유화학공장과 정유공장과 같은 산업현장에서는 상당량의 수소가 부산물로 발생되고 있으나, 이는 대부분 자체적으로 연료로 사용되고 있다. 그러나 연료로 사용되는 상당량의 수소를 에너지원의 원료나 기타 공정의 원료로 재활용할 경우, 현재보다 수소의 가치를 높여서 사용할 수 있다. 본 연구에서는 석유화학단지내 공장간 수소 재활용 네트워크를 설계하였다. 수소 핀치 분석을 통하여 교환망 구성에 필요한 최소의 수소 요구 및 정제량을 파악하고, 네트워크 구성에 필요한 비용과 기타 제약 조건으로 최적화 문제를 구성하여 공급처(source)와 수요처(sink) 공장간에 최적으로 수소를 재활용하기 위한 네트워크를 설계하였다.

Abstract – In a petrochemical complex, large amount of hydrogen is produced as a by-product and used as a fuel in petrochemical and oil refinery plants. By recycling this byproduct hydrogen as a raw material, the value of hydrogen can be greatly improved. This paper proposes a design methodology for optimal hydrogen recycle network between plants in petrochemical complex by analyzing the hydrogen pinch, required cost and constraints.

Key words: Hydrogen Network, Hydrogen Pinch, Network Modeling, Optimization

1. 서 론

수소는 화학산업뿐만 아니라 반도체 제조, 연료전지, 수소에너지 등의 분야에서 많이 필요로 하고 있으며, 여러 산업분야에 걸쳐 수소의 수요가 계속적으로 증가 추세를 보이고 있다. 그러나 석유화학단지내에서 석유화학공장과 정유공장과 같은 산업현장에서는 상당량의 수소가 부산물로 발생되고 있으나, 대부분 자체적으로 연료로 사용되고 있다. 이러한 연료로 사용되는 상당량의 수소를 에너지원의 원료나 기타 공정의 원료로 재활용할 경우, 현재보다 수소의 가치를 높여서 사용할 수 있다.

수소를 재활용하는 방법에 대한 연구는 열교환망 합성에서 사용되는 핀치 분석(pinch analysis) 기법을 착안하여 연구가 진행되어 왔다. 핀치 분석은 Linhoff가 열역학적으로 에너지 보존에 대해 제한하면서 열교환망 합성에서 많이 사용되는 방법으로 [1], 오랫동안 공정 합성과 최적화 부분에서 효과적인 방법으로 발전되어왔다[2-4]. 수소 핀치는 Towler 등은 에너지 핀치에서 사용되는 개념을 유사

하게 처음으로 사용하였고[5], Alves와 Towler는 수소 핀치 개념을 발전시켜 수소 유틸리티 사용을 최소화 하기 위한 그래픽적인 방법을 제안하였다[6]. 이를 기반으로 Hallale와 Liu는 정유공정내에서 컴프레서가 포함된 MINLP 수소 네트워크 모델을 제안하였다[7]. Liu와 Zhang은 수소 네트워크에서 정제 장치를 포함하는 모델을 제안하였다[8].

본 연구에서는 석유화학단지 전체적으로 수소 재활용 네트워크를 설계하기 위한 최적화 방법을 제시하였다. 우선 수소 핀치를 활용하여 네트워크를 설계하는데 필요한 조건을 결정하고, 네트워크 구성에 필요한 장치 비용과 기타 고려 사항들을 제약 조건으로 추가하여 구성된 수학적 모델식을 통하여 석유화학단지내 수소 재활용을 위한 최적 네트워크를 설계하였다.

2. 이론적 배경

공장에서 발생하는 수소를 재활용하기 위해서는 Fig. 1에서 나타난 사항을 고려해야 한다. 우선 수소를 재활용하기 위해서는 수소를 사용하는 공장에서 필요로 하는 수소의 순도를 맞추기 위해 분

[†]To whom correspondence should be addressed.
E-mail: chhan@snu.ac.kr

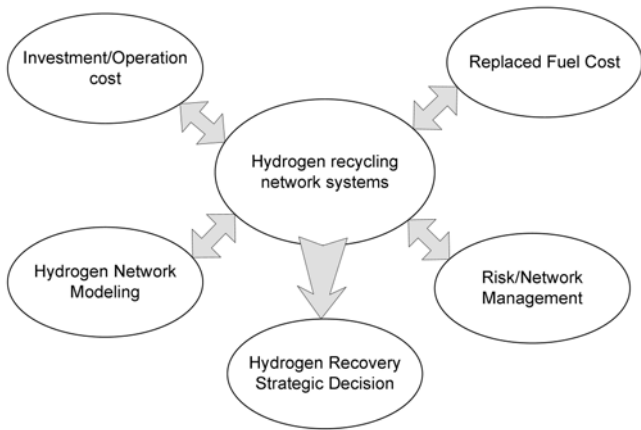


Fig. 1. Hydrogen network overview.

리정제 장치가 필요하며, 수소의 수송을 위한 파이프라인과 압축기 등의 설비가 필요하다. 또한 연료로 사용하던 공장에 수소를 대체할 연료 비용이 고려되어야 하며, 수소를 사용하는 공장에서는 네트워크 구성을 통해 발생할 수 있는 위험을 최소화 하기 위한 방안을 마련해야 한다. 이러한 문제를 고려하기 위해, 수소 재활용 네트워크 모델이 필요하며, 각각의 경우에 대한 경제적인 평가를 통해 수소 재활용 네트워크 구성에 대한 전략 및 의사 결정에 도움이 된다.

2-1. 문제의 정의

석유화학단지내에서 연료로 사용되는 고순도/저순도의 수소를 재활용 네트워크를 구성하기 위해 다음과 같이 문제를 정의한다.

1) 수소가 남는 공장은 수소를 공급할 수 있는 공급처(source)로 정의하고, 수소가 필요한 공장은 수소를 사용할 수 있는 수요처(sink)로 정의 한다.

2) 각각의 회사에서 남는 수소는 다른 회사에서 재활용하여 사용되거나, 순도를 높이기 위해 정제공정으로 보내어지거나, 연료로써 사용된다.

3) 수소가 필요한 회사는 수소가 남는 회사에서 직접 재활용하거나, 정제 공정을 거친 수소를 사용하거나, 고순도의 수소를 판매하는 업체로부터 외부에서 구입하여 사용한다.

4) 저순도 수소는 정제 장치를 통하여 정제된 후, 수소가 필요한 회사로 보내거나 연료로써 활용한다.

잉여의 부생 수소를 재활용하는 방법은 연료로 사용되는 수소의 순도에 따라서 Fig. 2에서 나타낸 것과 같이 2가지 경우로 나누어 생각할 수 있다. 연료로 사용되는 수소의 순도가 비교적 높아 수소의 순도를 그대로 사용할 수 있는 공장이 존재한다면, 두 회사간의 수소 교환망은 수송 문제만을 고려하여 파이프라인과 압축기를 통해 네트워크를 구성할 수 있다. 반대로 연료로 사용되는 수소의 순도가 낮아 그대로 사용할 수 없는 경우는 수소의 순도를 높이기 위한 분리 정제 장치와 수송을 위한 파이프라인과 압축기를 고려해야 한다.

2-2. 수소 핀치(hydrogen pinch)

수소 핀치는 열교환망 합성에서의 에너지 핀치 분석을 수소 물질 교환에 적용한 그래픽화된 방법이다. 그동안 핀치 분석은 열교환망, 물질교환망, 유틸리티 시스템 디자인 등에 적용되어왔다. 수

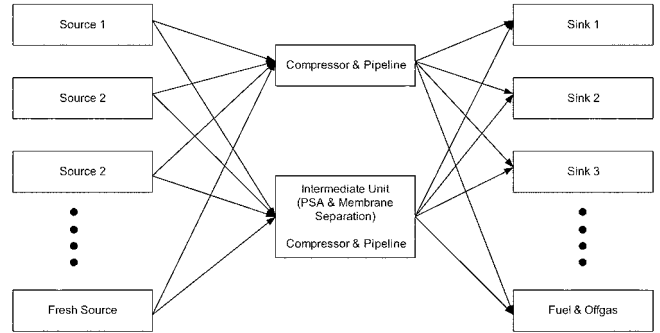


Fig. 2. Typical structure for hydrogen recycle network.

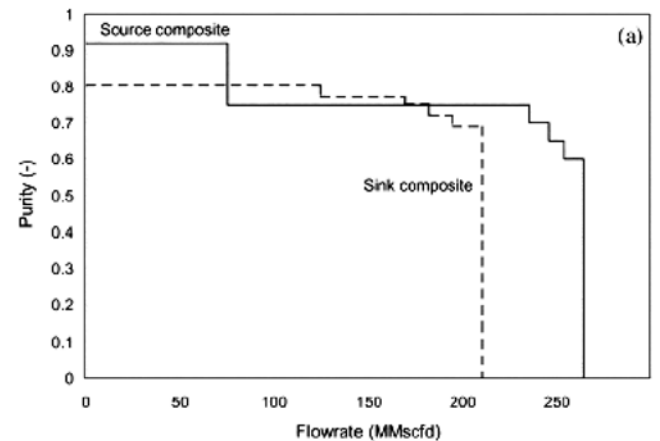


Fig. 3. Hydrogen composite curve [6, 7].

소 핀치는 공정에서 수소의 공급처(source)와 수요처(sink)를 찾고, 수소의 사용이 최대가 되도록 이들을 연결하는 방법을 찾는다. 공급처는 수소를 포함하고 있는 공정을 의미하고, 수요처는 수소를 소비하는 공정이다. 공급처와 수요처가 찾아지면 다음 단계는 Fig. 3에서 나타낸 것처럼 수소 합성 선도(hydrogen composite curve)를 구축하는 것이다. 이것은 온도와 엔탈피로 도시하는 대신 수소의 순도와 유량으로 도시하는 것을 제외하고는 일반적인 핀치 분석의 에너지 합성 선도와 같다. 이 합성 선도는 수소의 회수를 그래픽적으로 나타내 쉽게 정보를 얻을 수 있게 해준다. 수소 합성 선도에

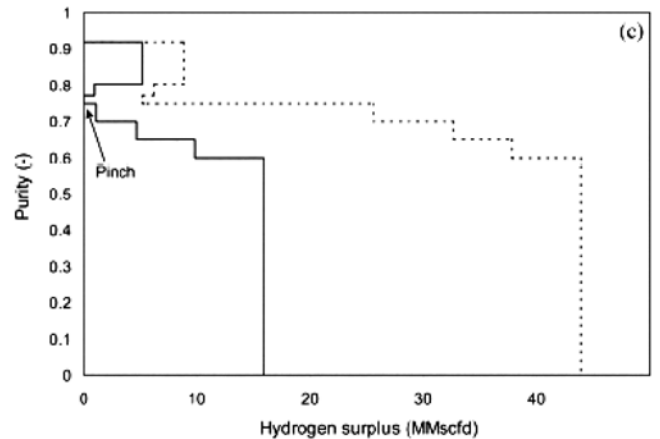


Fig. 4. Hydrogen surplus diagram [6, 7].

서 공급선과 수요선이 중첩되는 것은 공급처와 수요처의 최적 교환량 구성을 의미하고, 이는 최소의 수소 요구량을 나타낸다.

또다른 유용한 도구는 Fig. 4의 수소 잉여도(hydrogen surplus diagram)이다. 수소 잉여도에서 핀치점은 수소 요구에 부합하기 위한 수소의 순도 레벨을 나타내준다. 이것은 직접적인 수소 사용이 전체적인 수소 요구를 만족시키지 못할 때 추가적인 수소 정제 장치의 필요 여부를 결정하는데 이용될 수 있다. 즉, 잉여도에서 수요처보다 낮은 수소의 순도인 경우 정제 후 수소 사용처에 공급될 수 있다.

2.3. 최적화를 위한 수학적 모델링(mathematical programming)

수학적 모델링은 변수 x , 목적함수 $f(x)$, 제한 조건들로 이루어진 최적화 문제를 말한다. 이 문제의 해를 구한다는 것은 제한 조건들을 만족시키는 x 의 범위 안에서 $f(x)$ 의 값을 최대화하거나 혹은 최소화하는 x 의 값을 찾는 것을 의미한다. 수식적으로 나타내보면 다음과 같다.

$$\begin{aligned} & \text{Min}_x f(x) \\ & \text{Subject to} \\ & \quad h(x) = 0 \\ & \quad g(x) \geq 0 \\ & \text{where } x^T = [x_1 \ x_2 \ \dots \ x_n] \\ & \quad h^T(x) = [h_1(x) \ h_2(x) \ \dots \ h_m(x)] \\ & \quad g^T(x) = [g_1(x) \ g_2(x) \ \dots \ g_m(x)] \end{aligned} \quad (1)$$

수학적인 모델은 목적함수와 제약조건에 따라서 LP(linear programming), NLP(nonlinear programming), MIP(mixed integer programming), MILP(mixed integer linear programming), MINLP (mixed integer nonlinear programming) 등으로 나누어진다. 수소 재활용 네트워크 모델은 네트워크 구조에 대한 이진변수(binary variable)와 네트워크 구성에 따른 비용에 대한 비선형모델을 포함한 MINLP 모델로 이루어진다.

수소 네트워크 온구조(superstructure)는 개념적인 수소 네트워크 구성안을 제안한 것이므로, 물리적으로 가능한 구조를 도출해야 한다. 수소 네트워크의 안정성을 유지하기 위해서 수요처의 순도보다 낮은 공급처는 직접적인 네트워크 구성에서 제외하고 분리 정제 장치를 통해 네트워크를 구성한다. 이렇게 제한된 수소의 물리적 가능 네트워크 중에서 최적화 모델을 통한 최적의 네트워크를 찾는다.

3. 수소 재활용 네트워크 최적화 모델링

석유화학단지내에서 수소를 재활용하는데 중요한 사항은 재활용을 통해서 수익성을 얻어야 한다. 기업의 네트워크 참여 결정은 수익성과 관련이 많기 때문에 네트워크를 통해서 재활용에 참여하는 회사가 이익을 얻을 수 있어야 한다. 따라서 수소 재활용 최적 네트워크를 찾기 위한 최적화의 목적 함수는 수소를 재활용함으로써 얻을 수 있는 이익의 최대화로 나타낸다. 고려 사항은 수소를 재활용함으로써 얻는 수익과 수소를 대체하기 위한 연료의 비용, 수소를 정제하기 위한 정제 장치, 수소를 운반하기 위한 파이프라인과 압축기 등 수소를 재활용하기 위해 필요한 비용을 고려하여, 각 공급처에서 재활용 하는 수소의 양을 조절 변수로 하여 수소를 재활용함으로써 얻을 수 있는 연간 이익을 최대화할 수 있도록 문제를

구성한다.

본 연구에서 사용한 수학적 최적화 모델은 다음과 같은 가정하에 전개하였다.

- 1) 산업단지내 수소 관련된 공정을 가진 회사는 네트워크에 참여한다.
- 2) 수소의 수요량이 공급량보다 많을 경우 외부업체에서 구입한다.
- 3) 업체간 수소를 교환할 수 있는 설비는 설치되어있지 않다.
- 4) 수소를 교환하기 위해서 새로운 추가 설비를 도입해야 한다.
- 5) 부산물 수소의 생산 단가는 외부 유통업체에서 공급하는 수소의 생산 단가보다 가격이 저렴하다.
- 6) 수소 네트워크 구성시 압축기는 공급처에 존재하는 압축기를 사용하며, 운전 비용만을 고려한다.
- 7) 현재 공급처에서 잉여 수소를 연료로써 사용하고 있다.
- 8) 대체 연료로 비용이 가장 싼 연료유를 사용한다.
- 9) 환경적인 문제는 수소를 제조하는데 발생하는 이산화탄소의 양이 연료의 연소를 통해 발생하는 이산화탄소의 양보다 훨씬 많기 때문에 네트워크를 구성함으로써 전체적으로 발생하는 이산화탄소의 양은 감소하는 것으로 가정한다.
- 10) 수소의 공급처(source) = $\{i \mid i = 1, 2, \dots, N\}$ 으로 나타내며, 발생하는 수소의 양을 W_i , 순도를 y_i 로 표기한다.
- 11) 수소의 수요처(sink) = $\{j \mid j = 1, 2, \dots, M\}$ 으로 나타내며, 필요한 수소의 양을 G_j , 순도를 z_j 로 표기한다.
- 12) 수소 정제공정(intermediate) = $\{k \mid k = 1, 2, \dots, K\}$ 로 표기하며, 요구하는 수소의 순도로 정제한다.

위의 사항을 고려하여 최적화의 목적함수는 다음과 같이 결정한다.

$$\begin{aligned} & \text{Max profit function } F \\ & = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^M C_i W_{ij} - \sum_{i=1}^N C_{i \text{ fuel value}} W_{i, \text{fuel}} - C_{\text{fresh}} \sum_{j=1}^M W_{\text{fresh}, j} \\ & \quad - C_{\text{Compressor}} - C_{\text{pipe}} - C_{\text{PSA}} \end{aligned} \quad (2)$$

조절변수로는 공급처에서 수요처로 보내는 양(W)을 조절함으로써 목적함수를 최대로 만족시키는 네트워크를 찾아낸다. 위의 가정하에 물질 수지식을 세우면 다음과 같다.

수소의 공급처(source)에서의 수소는 수소가 필요한 수요처(sink)로 직접 보내거나, 정제 공정으로 보내어지거나, 자체적으로 연료로 활용되는 경우로 나눌 수 있다.

$$W_i = \sum_j W_{ij} + W_{i, \text{fuel}} + W_{ik} \quad (3)$$

수소의 수요처(sink)에서 필요한 수소는 공급처(source)로부터 수소를 직접 공급받거나, 정제 공정을 통해 정제된 수소를 공급받거나, 외부 수소 공급업체로부터 수소를 구입하여 공급받을 수 있다.

$$G_j^{\text{in}} = \sum_i W_{ij} + W_{kj} + W_{\text{fresh}, j} \quad (4)$$

수소의 수요처에서 공급받는 수소의 순도는 다음과 같은 관계식을 통해 계산하여 얻을 수 있다.

$$G_j^{\text{in}} z_j^{\text{in}} = \sum_i W_{ij} y_i + W_{kj} y_k + W_{\text{fresh}, j} y_{\text{fresh}} \quad (5)$$

이렇게 구해진 수소 수요처에서의 순도와 수소 공급량은 수소의 수요처에서 요구하는 조건을 만족시켜야 한다.

$$G_j^{\min} \leq G_j^{\text{in}} \leq G_j^{\max} \quad (\text{수요처에서 수소의 필요 요구량}) \quad (6)$$

$$z_j^{\min} \leq z_j^{\text{in}} \leq z_j^{\max} \quad (\text{수요처에서 수소의 필요 요구 순도}) \quad (7)$$

핀치 분석을 통하여 외부에서 구입하는 양과 정제량에 대한 제약조건을 추가한다.

$$\sum_{j=1}^M W_{\text{fresh},j} + \sum_{i=1}^N W_{ik} = \text{Pinch} \quad (8)$$

3-1. 압축기(compressor) 모델

수소 네트워크를 구성하기 위해서 압축기를 통한 수소의 수송이 이루어져야 한다. 따라서 압축기의 운전 비용을 고려해 보면,

$$C_{\text{Compressor}} = 0.746 \times P_{\text{bhp}} \times C_{\text{kwh}} \times h_{\text{year}} / \mu \quad (9)$$

P_{bhp} : brake horse power

C_{kwh} : electricity cost

h_{year} : operating hour

μ : efficiency

Brake horse Power는 Peter and Timmerhaus가 이상기체의 등엔트로피 다단압축에 대해서 다음과 같이 제안하였다[10].

$$\text{bhp} = \frac{3.03 \times 10^{-5} \gamma}{\eta(\gamma-1)} P_{\text{in}} \times F \times \left(\left(\frac{P_{\text{out}}}{P_{\text{in}}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right) \quad (10)$$

γ : ratio of specific heat of gas at constant pressure to specific heat of gas at constant volume

η : efficiency

P_{in} : intake pressure

P_{out} : final delivery pressure

F : the flowrate being compressed

압축기에 대한 설치비용은 Marshall and Swift index에서 다음과 같이 정리되어 있다.

$$C_{\text{comp}}[\text{kUS \$}] = a_{\text{comp}} + b_{\text{comp}} \cdot \text{Power}_{\text{comp}}[\text{kW}] \quad (11)$$

a, b: cost parameter

3-2. PSA 모델

수소를 정제하는 주된 세가지 방법은 PSA(pressure swing adsorption), 막막 분리(membrane systems), 극저온 분리(cryogenic systems) 이다. 이들은 각각 다른 원리를 이용하여 분리하는 방법이기 때문에 특성이 매우 다르다. 최적의 수소 분리 공정을 선택하는 것은 비단 경제적인 부분뿐만 아니라 공정의 안정성, 신뢰성, 그리고 앞으로의 증축 여부에 따라 결정된다.

또한 분리 정제 장치에서 중요한 인자는 장치에 대한 수소의 회

수율이다. 회수율에 따라서 수소가 정제되는 양이 달라진다. 회수율에 미치는 중요한 인자는 사용하는 촉매의 선택도와 운전할 때의 장치내의 고압과 저압 상태, 그리고 장치로 들어오는 수소의 순도이다.

$$R = (1-\theta) \left(\frac{1}{(P_H/P_L)y_f} \right) \quad (12)$$

R: Hydrogen recovery

θ : Adsorbent selectivity between 0 and 1

P_H, P_L : high and low pressure of PSA

$y_{\text{PSA},f}$: PSA feed purity

회수율을 고려하여 분리 정제되는 수소는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$W_{k,\text{fuel}} = (1-R) \times \sum_i^N W_{i,k} \quad (13)$$

또한 수소의 정제공정에 공급되는 수소의 순도는 각 공급처에서 받는 수소의 순도와 양을 가지고 구할 수 있다.

$$W_k^{\text{in}} y_k^{\text{in}} = \sum_i^N W_{ik} y_i \quad (14)$$

(수소 정제 공정으로 들어오는 수소의 물질 수지)

$$W_k^{\min} \leq W_k^{\text{in}} \leq W_k^{\max} \quad (\text{정제 가능한 수소의 필요 요구량}) \quad (15)$$

$$y_k^{\min} \leq y_k^{\text{in}} \leq y_k^{\max} \quad (\text{수소의 순도 요구량}) \quad (16)$$

수소를 회수하기 위해 PSA 장치를 사용하기 위해 고려해야 할 사항은 정제할 수소의 순도와 양, 원하는 수소의 정제 순도, 공급물의 압력과 정제 후 수소의 압력, 장치에 사용되는 촉매, 장치의 운전 조건 등이다. 이러한 요소들에 의해서 PSA 장비의 장치 비용과 운전 비용에 영향을 받는다. Ruthven 등은 수소 정제 장치의 비용을 산정하는데 간단한 Shortcut 모델을 제안하였다[9]. Towler 등은 제안된 Shortcut 모델을 장치의 운전 조건을 고려한 모델로 발전시켰다[5].

$$C_{\text{PSA}}[\text{US \$}] = \frac{0.4330}{F_{\text{in,PSA}}} + \frac{0.2986}{Y \cdot Z} \rightarrow C_{\text{PSA}} = a_{\text{PSA}} + b_{\text{PSA}} \cdot F_{\text{in,PSA}} \quad (17)$$

F: flowrate

Y: recovery yield

Z: feed mole fraction of hydrogen

a,b: cost data

3-3. 배관망(pipeline) 모델

수소 네트워크를 구성하기 위해서는 공장간 파이프라인의 설치 는 반드시 필요하다. 공장내에서는 각 공정간의 공급라인이 설치되어 있지만, 공장간 물질 교환을 위한 공급라인이 설치되어 있는 곳은 매우 드물기 때문이다. 기존의 유통업체에서 설치한 라인을 활용할 경우, 임대 비용을 고려할 수 있겠다.

파이프의 설치 비용은 보통 파이프의 직경과 설치할 거리에 의해서 계산된다. 파이프의 직경을 결정하는 요소는 유체의 밀도, 유량, 공급속도 등에 의해 결정된다.

파이프라인의 설치 비용에 대한 계산식은 Peters and Timmerhaus 가 제안했듯이 파이프 직경의 제곱과 거리에 의해 결정된다[10]. Parker는 수소 파이프 라인 설치 비용에 파이프라인 재료 비용, 설치 비용, 기타 잡비 등을 고려하여 실험적인 방법에 의한 설치 비용을 제안하였다[11].

$$C_{Pipeline}(\text{dia}, \text{length}) = [a(\text{dia})^2 + b(\text{dia}) + c](\text{length}) + d \quad (18)$$

dia: pipe diameter(inch)

length: installed distance(miles)

a,b,c,d: cost data

파이프의 직경은 공급량에 따라 결정된다. 파이프의 비용에서 알 수 있듯이 파이프의 직경이 비용에 큰 비중을 차지하므로 네트워크를 통해 보내어지는 수소의 양에 따라 수소의 직경이 달라지므로 목적 함수의 값이 크게 변하게 된다.

국내 석유화학단지의 경우, 산업단지내 파이프라인을 설치하기 위해서는 허가된 장소에만 설치가 가능하다. 산업단지의 경우, 공동으로 투자된 파이프랙(pipe rack)에 임대 비용을 지불한 후 설치가 가능하도록 되어있다. 따라서 파이프라인이 설치되는 거리는 파이프랙을 통해 설치되는 거리로 계산이 되어야 한다.

Fig. 5의 그림을 보면, 파이프랙이 그림과 같이 설치되어 있다고 가정하자, 두 지점간의 거리는 설치 가능한 파이프랙의 거리가 두 지점간의 파이프를 설치하는 거리가 된다.

3-4. 수소 공급 가격

석유화학단지내 수소의 생산은 납사, 천연가스, LPG 등을 원료로 하여 스팀 개질 반응을 통해 수소를 생산하는 방식이 약 70% 이상을 차지하고 있다. 이러한 수소 생산 공정을 통한 수소의 원가는 공급되는 원료의 가격, 사용되는 유틸리티의 비용, 장치 비용, 기타 운전 비용등이 고려되어 수소의 생산단가가 결정된다. 이중 원료의 가격이 차지하는 비중이 80% 이상으로 고유가 시대인 현재 수소의 가격이 점차적으로 증가하고 있다. 이에 반해 부산물로 생성되고 있는 수소의 단가는 수소 생산 공정을 통해 직접적으로 생산되는 수소의 단가와 비교해볼 때 30~50% 이상 저렴한 단가를 갖는다. 따라서 수소의 공급 가격은 생산되는 단가의 80%의 가격으로 공급한다고 가정하며, 수소의 순도에 따라서 가격할인 요소를 추가하여 수소의 공급 가격을 산정한다.

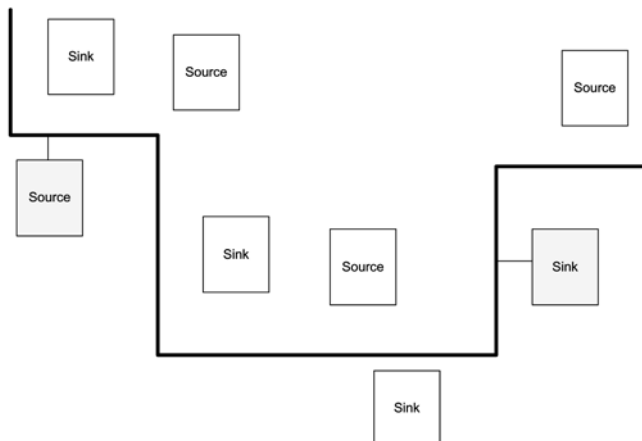


Fig. 5. Evaluating distance between sources and sinks.

4. 사례 연구

수소 재활용 네트워크 구성에 대한 데이터는 Table 1과 같다. 잉여의 수소가 발생하는 공장은 6개이고, 수소를 사용하고 있는 공정은 5개이다. 이외에 고순도의 수소를 공급할 수 있는 수소 공급업체가 존재하며, 공급 가능량은 무한하고 순도는 99.9999% 이상으로 가정한다.

네트워크를 구성하기 위해 필요한 공급처와 수요처간의 거리는 Table 2에 나타나 있다.

4-1. 수소 핀치 분석

주어진 문제에 대한 수소 핀치는 Fig. 6과 같다. 석유화학단지내에서 요구하는 수소의 순도는 초고순도(99% 이상) 수소가 대부분이기 때문에 수소 잉여도에서 순도에 따른 잉여량이 음(-)의 값으로

Table 1. Process data of sinks and sources

	Flowrate(Nm ³ /hr)	Purity(%)
Source		
1	10,000	99.9999
2	15,000	99
3	12,000	95
4	15,000	95
5	8,000	75
6	10,000	75
Sink		
A	15,000	99.9999
B	25,000	95
C	15,000	99
D	8,000	99
E	10,000	99.9999

Table 2. Distances between sources and sinks (km)

	Sink A	Sink B	Sink C	Sink D	Sink E
Source 1	6	2	1	3	12
Source 2	3	1	4	6	15
Source 3	15	11	8	6	3
Source 4	11	7	4	2	7
Source 5	1	5	8	10	19
Source 6	13	9	6	4	5

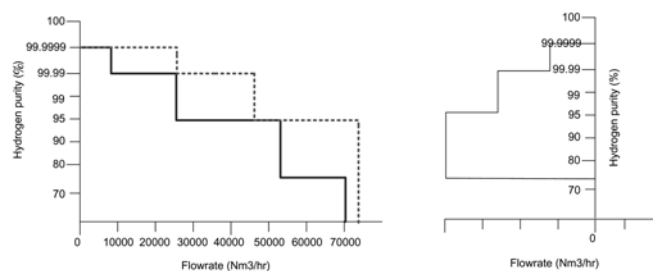


Fig. 6. Construction of a hydrogen composite curve and a surplus diagram.

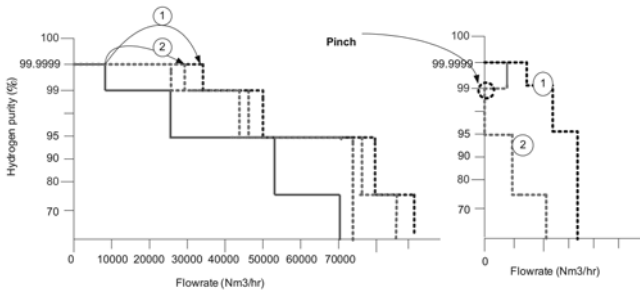


Fig. 7. Feasible hydrogen composite curve and a surplus diagram.

로 나타남을 확인할 수 있다. 이는 현재 네트워크를 구성하기 위해서는 공급 가능한 수소의 양 이외에 추가의 많은 양의 초고순도 수소가 필요함을 알려준다. 현재 가능한 네트워크는 합성선도에서 공급처와 수요처의 곡선이 겹치게 되는 부분에서만 수소의 교환망 구성이 가능하다.

따라서 초고순도 수소를 공급처(source) 측에 추가함으로써 잉여도에서의 그래프를 양의 값으로 변화시켜 핀치점이 나타나게 되는 구입량이 최소의 수소 구입량으로 결정이 된다. Fig. 7은 공급 가능한 고순도 수소를 추가의 공급처로 나타낸 경우를 보여주는 그림이다. ①의 경우는 외부에서 네트워크 구성이 가능한 임의의 수소량을 공급했을 경우 나타나는 그래프이고, ②의 경우는 핀치점이 나타나도록 외부에서 수소의 공급량을 정했을 경우이다. 핀치점은 외부에서 필요한 추가의 수소를 최소화 할 수 있도록 알려주는 지표이다. 따라서 핀치점이 생성되도록 수소를 공급하는 것이 최소로 구입하는 양이 된다. 또는 핀치점 아래 부분의 수소를 수소 분리 정제를 통하여 고순도 수소로 정제하기 위한 분리 정제 장치의 용량을 알려준다. 분리 정제 장치를 통하여 정제된 수소는 외부에서 구입하는 수소의 순도와 같기 때문에 PSA 설비의 설치 용량을 결정할 수 있다. 핀치 분석을 통하여 결정된 고순도 수소의 필요량은 수학적 모델링에 제약 조건으로 추가되어 최적 네트워크 구성에 중요한 역할을 한다.

4-2. 수소 재활용 최적 네트워크 설계

수소 재활용 네트워크 구성에 대한 전형적인 운구조(superstructure)는 Fig. 2에 나타나 있는 것과 같다. 우선 수소 재활용 최적 네트워크를 구성한 결과를 보면 핀치점이 구성되도록 외부 구입량을 정한 것과 네트워크를 통해 구입되는 수소의 양이 같음을 확인할 수 있었다. 핀치 분석을 통해서서는 전체적인 수소의 구입 및 정제 요구량에 대한 값을 알 수 있고, 최적화 문제를 통하여 비용을 최소화 할

Table 3. Hydrogen network matrix without purification process

	Sink A	Sink B	Sink C	Sink D	Sink E	Fuel
Source 1	10,000	0	0	0	0	0
Source 2	0	0	15,000	0	0	0
Source 3	0	10,000	0	0	0	2,000
Source 4	0	15,000	0	0	0	0
Source 5	0	0	0	0	0	8,000
Source 6	0	0	0	0	0	10,000
Fresh	5,000	0	0	8,000	10,000	0

Table 4. Hydrogen network matrix with purification process

	Sink A	Sink B	Sink C	Sink D	Sink E	Fuel
Source 1	2,000	0	0	8,000	0	0
Source 2	0	0	15,000	0	0	0
Source 3	0	10,000	0	0	0	0
Source 4	0	15,000	0	0	0	0
Source 5	0	0	0	0	0	0
Source 6	0	0	0	0	0	0
Fresh	3,000	0	0	0	0	0
PSA 1	0	0	0	0	0	0
PSA 2	0	0	0	0	0	0
PSA 3	2,000	0	0	0	0	0
PSA 4	0	0	0	0	0	0
PSA 5	8,000	0	0	0	0	0
PSA 6	0	0	0	0	10,000	0

수 있는 구체적인 네트워크 설계 값을 구할 수 있다. 최적화 도구(solver)는 What's Best를 사용하여 값을 구하였다. Table 3은 추가의 설치 비용을 제외하고 최적화 문제를 구성하여 최적 네트워크를 설계한 행렬(matrix)이다. 행렬은 각각의 공급처에서 수요처로 보내는 양에 대한 구체적인 흐름 정보를 나타낸다. Table 4는 수소 분리 정제 장치를 추가하여 네트워크를 구성한 결과이다. PSA는 각각의 공급처에서 분리 정제 장치를 통해 정제한 후 수요처로 보내는 양을 나타낸다. 즉 공급처에서 분리 장치, 분리 장치에서 수요처로 가는 네트워크 교환망이다.

수소의 순도 제약 조건에서 소량의 저순도 수소를 다량의 고순도 수소와 혼합하여 순도 제약 조건을 만족시키는 경우도 있을 수 있다. 이렇게 되면 수소 핀치 분석에서 혼합을 하지 않은 경우보다 적은 양의 핀치점을 얻게되어 외부로부터 구입하는 수소의 양을 줄일 수 있다. 그러나 장치 비용이 추가되어 전체적인 경제적 이익은 적어진다. 따라서 순도의 제약 조건을 추가하여 수요처의 순도보다 같거나 높은 공급처 수소만을 받을 수 있도록 구조를 설정한 후 최적화를 수행한다.

분리 정제 장치를 추가한 네트워크의 구성에서 추가하지 않은 경우와 구조적으로는 크게 차이가 나지 않는다. 이는 핀치 분석을 통한 외부 수소의 구입 및 분리 정제량에 대한 제약 조건을 추가하여, 네트워크 구조적인 면에서는 큰 영향을 미치지 못하고, 추가 설비 비용에 따른 네트워크 교환량에 작은 변화가 있음을 확인할 수 있다.

네트워크 구성에 따른 경제적인 효과는 Table 5에 나타나있다. 네트워크를 구성하지 않은 경우와 비교해보면, 석유화학단지내 수소 재활용 최적 네트워크를 구성한 경우 추가의 투자 비용을 제외하고 연간 190억원에서 330억원의 효과를 얻을 수 있다. 투자 회수 기간 역시 0.4-0.6년으로 나타나 소규모 투자 비용에 비해 파급 효과가 상당한 경제적 가치를 가지고 있음을 알 수 있다.

수소의 연료로써의 단가는 연료유와 열량을 비교하여 대체 연료유의 가격에 의해 결정된다. 현재 B-C유류의 가격과 발열량을 비교해 보면, 수소의 연료로써의 단가는 수소의 생산단가보다 약 40% 이상 가치가 떨어지므로 네트워크를 구성함으로써 경제적으로 이익을 얻을 수 있다. 그러나 연료유의 가격은 유가의 영향을 많이 받기

Table 5. Hydrogen network results

	Existing Network (no network)	New network 1 (without PSA)	New network 2 (with PSA)
Hydrogen Purchased Costs	₩ 156 billion/yr	₩50 billion/yr	₩6.5 billion/yr
Hydrogen Fuel value	₩ 70 billion/yr	₩17 billion/yr	₩0 billion/yr
Capital costs			
Pipeline	-	-₩8 billion/yr	-₩14 billion/yr
PSA	-	-	-₩7 billion/yr
Compressor(operating)	-	-₩0.1 billion/yr	-₩0.2 billion/yr
Fuel costs	-	-₩53 billion/yr	-₩70 billion/yr
Hydrogen Selling Profit	-	₩76 billion/yr	₩111 billion/yr
EP(economic potential)	-	₩19 billion/yr	₩33 billion/yr
Payback period	-	0.4 years	0.6years

때문에 연료유의 가격이 상승하면 수소의 생산 단가를 초과하는 경우가 나타날 수도 있다. 본 연구에서 제안하는 수소 재활용 네트워크의 구성은 수소의 공급 단가가 수소의 연료로써의 단가보다 높다는 가정하에 구성을 하는 것이므로, 연료의 가격이 높아져 수소공급단가 보다 높아질 경우 수소를 재활용하여 원료로 사용하기보다는 연료로써 활용하는 경우가 훨씬 경제적이다.

이상에서 고찰한 바와 같이 석유화학단지내 연료로 사용되는 수소는 재활용 할 경우 상당한 고부가가치의 경제적인 효과를 가져올 것으로 판단되며, 이에 대해 최적의 재활용 네트워크 설계 방법은 수소 재활용에 대한 좋은 방안으로 활용될 것으로 판단된다.

5. 결 론

본 연구에서는 석유화학단지내에서 연료로 사용되고 있는 부산물 수소 사용의 효율성을 높이기 위해 최적화 문제를 통해 수소 네트워크 설계 방법을 제시하였다. 이를 위해 문제 구성을 위한 공급처(source)와 수요처(sink)를 정의하여 모든 가능한 네트워크 구성안 중에서 수소 편치를 이용해 네트워크에서 필요한 고순도 수소의 양을 정의하여 불필요한 네트워크 구성을 통한 추가 비용을 제외시킬 수 있었다. 수소의 구입 및 정제량이 결정된 후, 네트워크 구성을 통한 비용을 산출하기 위해서 비선형 장비 비용 모델을 활용한 최적화를 통하여 구체적인 네트워크를 설계하였다.

제시한 네트워크 구성에서 잉여수소의 활용을 통하여 경제적인 이익이 증가함을 확인할 수 있다. 현장 상황을 근거로 네트워크 구성안을 제안하였지만 본 연구가 현장에 적용되기 위해서는 현장 데이터의 검증, 최적화 문제의 현장 적용성, 제안된 네트워크에 대한 기업의 활용 가능성 등에 대한 연구와 검증이 필요하다.

감 사

본 연구는 산업자원부 국가정형생산지원센터(KNCPC)와 서울대학교 화공분야 연구 인력양성 사업단(BK21), 한국과학기술연구원(KIST), 에너지관리공단(에너지 자원기술개발 사업), 한국화학재단

(특정기초연구, R01-2004-000-10345-0), 한국과학재단 지정 포항공과대학교 차세대 바이오 환경기술연구센터(AEBRC, R11-2003-006)의 연구 지원으로 수행되었으며 이에 감사드립니다.

참고문헌

1. Linhoff, B., Townsend, D. W., Boland, D., Hewitt, G. F., Thomas, B. E. A., Gut, A. R. and Marsland, R. H., User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, *Ins. Chem. Eng., Rugby, UK* (1982).
2. Linhoff, B., "Pinch Analysis: A State-of-the-Art Overview," *Chem. Eng. Res. Des.*, **71**, 503-522(1993).
3. Shenoy, U. V., "Heat Exchanger Network Synthesis: Process Optimization by Energy and Resource Analysis, Gulf Publishing Company," Houston(1995).
4. Smith, R., Chemical Process Design, McGraw-Hill, NY(1995).
5. Towler, G. P., Mann, R., Serriere, A. J-L. and Gabaude, C. M. D., "Refinery Hydrogen Management: Cost Analysis of Chemically-Integrated Facilities," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **35**(7), 2378-2388(1996).
6. Alves, J. J. and Towler, G. P., "Analysis of Refinery Hydrogen Distribution Systems," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **41**(23), 5759-5769 (2002).
7. Hallale, N. and Liu, F., Refinery Hydrogen Management for Clean Fuels Production, *Adv. Enc. Res.*, **6**, 81-98(2001).
8. Liu, F. and Zhang, F., "Strategy of Purifier Selection and Integration in Hydrogen Networks," *Chem. Eng. Res. Des.*, **82**(20), 1315-1330(2004).
9. Ruthven, D., Farooq, S. and Knaebel, K., "Pressure Swing Adsorption," VCH, NY(1994).
10. Peters, M. and Timmerhaus, K., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, McGraw-Hill, NY(1991).
11. Parker, N., Using Natural Gas Transmission Pipeline Costs to Estimate Hydrogen Pipeline Costs, Oil & Gas Journal's annual Pipeline Economics Report(1991-2003).