

SI 수소생산 공정 Section 3 열교환기 설계

김기섭 · 박병흥*

한국교통대학교 화공신소재고분자공학부

Design of Heat Exchanger for Section 3 of SI Hydrogen Production Process

Ki-Sub Kim · Byung Heung Park*

School of Chemical and Materials Engineering, 50 Daehak-ro, Chungju-si, Chungcheongbuk-do, 27469, Korea
(Received 2017.04.20 / Accepted 2017.05.19)

Abstract : SI process is one of the most advanced thermochemical water splitting cycles enabling mass production of hydrogen without emitting carbon dioxide when coupled to nuclear heat energy. The highest temperature (close to 1000 °C) required in SI process is well matched with the outlet temperature of a coolant circulating a high-temperature gas-cooled reactor at around 950 °C. In Section 3, some heat exchangers are included to recover heats from process flows at high temperature. In this work, we designed a heat exchanger based on the 1 Nm³/hr H₂ production capacity using commercial tools for chemical process design.

Key words : hydrogen production, SI process, HI decomposition, ASPEN simulation, heat exchanger design

1. 서론

경제 성장과 인류의 발전을 위해 에너지가 중요한 자원 중 하나라는 사실은 역사적으로 증명되었으며 이견이 존재하지 않는다. 현재까지 인류는 화석연료에 크게 의존하며 경제 성장을 이루어 왔으나 그 결과 배출되는 온실가스로 인한 기후 변화에 직면하고 있다. 이에 따라, 청정 에너지원으로서 수소에 대한 전 세계적인 관심은 지속 가능한 경제 성장을 위한 대체 에너지 확보를 목적으로 증가하고 있다.

수소는 지구상 어디에나 존재하는 원소이다. 그러나 다른 원소들과 결합된 화합물로 존재하기 때문에 에너지원으로서 수소를 사용하기 위해서는 안정적인 화학결합으로 고정화된 수소를 분리 추출해야 하며 이 때 필수적으로 에너지가 소모된다. 결국, 수소는 일차에너지를 이용하여 생산되는 일차에너지원으로 에너지 전달체(energy carrier) 또는 에너지 저장체(energy storage medium)의 역할을 하게 된다. 투입되는 에너지

와 수소 화합물의 종류에 따라 다양한 수소 생산 기술들이 개발되고 있으며(Fig. 1) 일차에너지로 화석연료를 사용하거나 메테인(methane)과 같이 탄화수소를 수소 화합물로 이용하는 경우는 수소 생산과정에서 이산화탄소 발생이 불가피하다.

일차에너지원과 수소 화합물 모두 탄소를 포함하지 않을 때만이 수소 생산 전과정에서 이산화탄소를 발생시키지 않을 수 있다는 인식하에 에너지원으로는

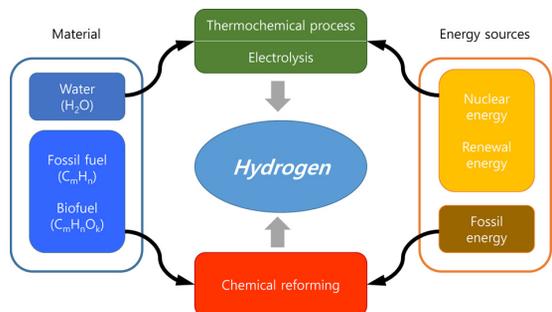
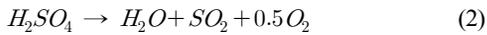


Fig. 1 수소 생산을 위한 물질, 에너지, 기술 구성

*Corresponding author, E-mail: b.h.park@ut.ac.kr

원자력, 태양광을 이용하고 화합물로는 물을 분해하는 공정들이 제안되어 왔다. 물은 탄소를 함유하고 있지 않는 수소 화합물로 약 2000°C에서는 열에너지만으로 수소와 산소로 열분해 된다. 이 분해 온도는 일련의 화학반응들과 결합되면 1000°C 이하로 낮아질 수 있다. SI(Sulfur-iodine) 공정은 미국 GA(General Atomics)사에서 제안한 공정¹⁾으로 황과 요오드를 도입하여 다음과 같은 반응을 통해 물을 열화학적으로 분해시키는 공정이다.



발열 과정인 식(1)의 반응은 물이 이산화황과 요오드와 반응하여 황산과 요오드산을 생성시키는 반응으로 Bunsen 반응으로 불리고 있다. 반응식(1)에 의해 물로부터 산소원자와 수소원자가 분리되고 이후 반응들인 식(2)와 (3)을 거쳐 각각 산소 기체와 수소 기체가 생성되는 과정으로 SI 공정은 구성되어 있다. 위 반응에 필요한 열에너지는 원자력의 일종인 고온 가스로부터 공급받을 수 있기 때문에 일반적으로 SI 공정은 원자로 계통과 함께 연구된다.

본 연구에서는 반응(3)의 HI 분해 공정인 Section 3에서 증류탑에 공급되는 흐름의 온도를 조절하는 열교환기 설계를 진행하였다. 이를 위해 상용 공정모사 코드인 ASPEN을 사용하여 증류탑과 열교환기 설계 자료를 도출하였다.

2. 열교환기 계산

ASPEN Plus를 사용한 열교환기 설계는 제공되는 별도의 매뉴얼의 과정을 따라 계산할 수 있다. 그러나, HIx 용액을 특성을 반영하고 물성들을 이용하여 계산하기 위해서는 열전달계수를 추산해야 한다. 다만 다통과 열교환기는 내부에서 복잡한 흐름을 보이고 있기 때문에 열전달계수 추산을 위해서는 상관관계식이 사용된다.

다관-원통형 열교환기에서 동체측(shell side) 열전달 계수 h_o 는 다음 식의 Donohue식²⁾를 사용하여 계산할 수 있다.

$$h_o = 0.2 \frac{k}{D_o} \left(\frac{D_o G_c}{\mu} \right)^{0.6} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{0.33} \quad (4)$$

위 식에서 G_c 관과 평행하게 흐르는 유체와 관을 가로질러 흐르는 유체의 가중평균 질량속도로 다음식에 의해 관과 평행인 질량속도 G_b 와 관을 교차하는 질량속도 G_c 로부터 결정된다.

$$G_c = \sqrt{G_b G_c} \quad (5)$$

이 때, 각각의 질량속도는 질량유량(\dot{m})을 각 단면적으로 나눈 플럭스의 의미로 다음과 같이 계산된다.

$$G_b = \frac{\dot{m}}{S_b} \quad (6)$$

$$G_c = \frac{\dot{m}}{S_c} \quad (7)$$

식(6)과 (7)에 사용되는 단면적은 다음 식들로 정의된다.

$$S_c = PD_s \left(1 - \frac{D_o}{p} \right) \quad (8)$$

$$S_b = f_b \frac{\pi D_s^2}{4} - N_b \frac{\pi D_o^2}{4} \quad (9)$$

식(8)에서 P 는 분할판 피치, p 는 관들 간의 중심에서 중심까지의 거리를 의미한다. 식(9)에서 f_b 는 분할판 창에 의해 점유된 동체 단면의 비율(25% 분할판의 경우 0.1955)이며 N_b 는 분할판 창 내의 관의 개수를 의미한다. 또한, 위의 식들에서 D_s 와 D_o 는 각각 동체(shell)의 안지름과 관(tube)의 바깥지름을 나타낸다.

관 내측의 열전달계수, h_i 는 다음의 Colburn 방정식을 사용하여 구할 수 있다²⁾.

$$StPr^{2/3} = \frac{0.023}{Re^{0.2}} \quad (10)$$

질량유속은 플럭스로서 관의 개수에 따라 변화하게 된다. 본 연구에서는 관의 개수를 변화시키며 이에 맞춰 질량유속을 변화시켰으며 최종적으로 결정된 조건에서 계산된 h_o 와 h_i 는 각각 2.18569과 12.6636 W/m²·K로 결정되었다.

열교환기 계산을 위한 조건은 Fig. 2와 같이 설정되

The screenshot shows the 'Calculation' and 'Flow arrangement' sections. Under 'Calculation', 'Detailed' is selected. Under 'Flow arrangement', 'Shell' is selected for 'Hot fluid' and 'Countercurrent' for 'Flow direction'. The 'Rigorous Model' section has 'Shell&Tube' selected. The 'Exchanger specification' section shows 'Cold stream outlet vapor fraction' set to 0, 'Exchanger area' in sqm, 'Constant UA' in kcal/hr-K, and 'Minimum temperature approach' set to 1 C.

Fig. 2 열교환기 계산 조건

있으며 열전달계수(또는 경막계수, film coefficients) h_o 와 h_i 값들을 입력하여 계산하였다.

3. 열교환기 계산 결과

이와 같은 설정으로 공정흐름 조건의 유체가 도입되어 계산된 열교환기 계산 결과는 Fig. 3과 같이 요약된다. 유출되는 고온의 유체는 195.8 °C로 온도가 낮아지고 유출되는 저온의 유체는 187.4 °C로 온도가 높아지며 전달되는 열량은 0.575 kW로 계산되었다.

열교환기에 대한 상세한 계산 결과는 Fig. 4에 표시되었으며 전체적으로 12.29 m²의 열전달 면적이 필요하며 LMTD는 25.75 °C로 계산되었다.

동체측은 Fig.4에서 보인 것과 같이 내경 0.4 m이 수평형으로 선정되었으며 관측은 Fig. 5에서 요약한 것

The screenshot shows the 'Heatx results' window. It displays 'Calculation Model' as 'Detailed'. It lists 'Hot stream' (308A) and 'Cold stream' (302C) with their respective inlet and outlet temperatures, pressures, and vapor fractions. The 'Heat duty' is shown as 0.575017 kW.

Fig. 3 열교환기 계산 결과 요약

The screenshot shows the 'Exchanger details' window. It lists various parameters such as 'Calculated heat duty' (0.575017 kW), 'Required exchanger area' (12.288 sqm), 'Actual exchanger area' (12.2887 sqm), 'Percent over (under) design' (0.00542772), 'Average U (Dirty)' (1.81728 Watt/sqm-K), 'Average U (Clean)' (1.81728 Watt/sqm-K), 'UA' (19.201 kcal/hr-K), 'LMTD (Corrected)' (25.75 C), 'LMTD correction factor' (1), 'Thermal effectiveness', 'Number of transfer units' (0.67452), 'Number of shells in series' (1), and 'Number of shells in parallel' (1).

Fig. 4 열교환기 상세 계산

The screenshot shows the 'Tube results' window. It lists parameters for the tubes: 'Tube type' (BARE), 'Total number of tubes' (160), 'Tube length' (1.1 meter), 'Nominal diameter' (0.875-IN), 'Inside diameter' (0.018923 meter), 'Outside diameter' (0.022225 meter), 'Tube thickness' (0.001651 meter), 'Birmingham wire gauge (BWG)' (16), 'Pattern' (TRIANGLE), 'Pitch' (0.02539 meter), 'Material' (COPPER), and 'Thermal conductivity' (334.141 kcal-m/hr-s).

Fig. 5 관측 계산 결과

과 같이 1.1 m 길이의 외경 2.2 cm 관 160개가 필요한 것으로 나타났다.

이 때 열교환기에 의해 발생하는 압력 강하는 Fig. 6의 결과와 같이 무시할 수 있을 정도로 낮은 것으로 계

	Shell Side		Tube Side	
Exchanger pressure drop:	2.45049e-05	bar	8.17631e-06	bar
Nozzle pressure drop:	1.74483e-07	bar	1.86616e-07	bar
Total pressure drop:	2.46794e-05	bar	8.36293e-06	bar
Shell side maximum crossflow velocity:				
Shell side maximum crossflow Reynolds No.:				
Shell side maximum window velocity:				
Shell side maximum window Reynolds No.:				
Tube side maximum velocity:				
Tube side maximum Reynolds No.:				
P-drop parameter:	Hot side:		Cold side:	

Fig. 6 열교환기 압력 강하

산되었으며 분할판의 경우 4개가 필요할 것으로 추산되었다.

4. 결론

SI 수소 생산 공정의 Section 3 열교환기 설계를 위해 최종 단계에서 H₂ 1 Nm³/hr 생산량을 기준으로 물질흐름도를 기준으로 계산을 수행하였다.

증류탑 앞에 위치하는 열교환기는 EED에서 유출되는 공정 흐름을 증류탑에 공급되기 전에 일정 온도 수준으로 높이기 위해 고려되고 있다. 열교환기의 열유체는 증류탑 하단에서 유출되는 흐름으로 EED에서 유

출되어 열교환기로 들어오는 차가운 흐름과 증류탑 하단으로부터 열교환기로 들어오는 뜨거운 흐름의 접촉을 통해 열교환을 시키기 위해서는 외경 약 2.2 cm, 길이 1.1 m인 관 160개와 내경 40 cm인 동체로 다관 열교환기가 필요할 것으로 계산되었다. 이때, 전체 열전달 면적은 12.29 m²이며 LMTD는 25.75 °C로 계산되었다.

본 연구의 결과는 실제 파일럿 규모(~ 1 Nm³/hr) 수소 생산 공정 개발에 있어 실제적인 공정 설계 및 단위 장비 구성 등에 기초적인 자료로 활용될 수 있을 것으로 기대되며 Section 3 전체 또는 Section 1~3에 이르는 SI 공정 전반에 걸친 공정 모사에 사용될 수 있을 것이다. 이를 위해서는 Section 1과 Section 2에 대한 공정 유체의 물성 자료와 열역학 모델 반응 실험 결과 등이 필요하다. Section 3의 경우 EED와 HI 분해기와 같은 여타 단위공정에 대한 모델링이 진행되어야 할 것이다.

References

- 1) J. L. Russel, Jr., K. H. McCorkle, J. H. Norman, J. T. Porter II, T. S. Roemer, J. R. Schuster, and R. S. Sharp, Proc. 1st World Hydrogen Energy Conf., Miami Beach, March (1976)
- 2) W. L. McCabe, J. C. Smith, and P. Harriott, Unit Operation of Chemical Engineering, 7th Ed., McGraw-Hill (2005).