

회분식 유동층 반응기에서 촉매함량 변화에 따른 WGS 촉매의 반응특성

류호정*[†], 현주수*, 김하나*^{***}, 황택성**
*한국에너지기술연구원, **충남대학교 화학공학과

Reaction Characteristics of WGS Catalyst with Fraction of Catalyst In a Batch Type Fluidized Bed Reactor

HOJUNG RYU*[†], JUSOO HYUN*, HANA KIM*^{***}, TAEKSUNG HWANG**

*Korea Institute of Energy Research, Daejeon, 305-343, Korea
**Department of Chemical Engineering, College of Engineering, Chungnam National University,
Daejeon, 305-335, Korea

ABSTRACT

To find the optimum mixing ratio of WGS catalyst with CO₂ absorbent for SEWGS process, water gas shift reaction tests were carried out in a fluidized bed reactor using commercial WGS catalyst and sand (as a substitute for CO₂ absorbent). WGS catalyst content, gas velocity, and steam/CO ratio were considered as experimental variables. CO conversion increased as the catalyst content increased during water gas shift reaction. Variations of the CO conversion with the catalyst content were small at low gas velocity. However, those variations increased at higher gas velocity. Within experimental range of this study, the optimum operating condition(steam/CO ratio=3, gas velocity = 0.03 m/s, catalyst content=10 wt.%) to get high CO conversion and CO₂ capture efficiency was confirmed. Moreover, long time water gas shift reaction tests up to 20 hours were carried out for two cases (catalyst content = 10 and 20 wt.%) and we could conclude that the WGS reactivity at those conditions was maintained up to 20 hours.

KEY WORDS : Fluidized bed reactor(유동층 반응기), SEWGS(회수증진 수성가스화), WGS catalyst(WGS 촉매), CO conversion(CO 전환율)

Nomenclature

U : gas velocity, m/s

S/C : steam/CO ratio, -

1. 서 론

연소 전 이산화탄소 회수기술 중 석탄가스화기에
서 생산된 합성가스에 포함된 CO₂를 회수하여 고농

[†]Corresponding author : hjryu@kier.re.kr
[접수일 : 2011.7.5 수정일 : 2011.7.14 게재확정일 : 2011.8.22]
[사용한 촉매 관련 회사명, 상품명 적시사항을 삭제: 2022.11.1. 수정]

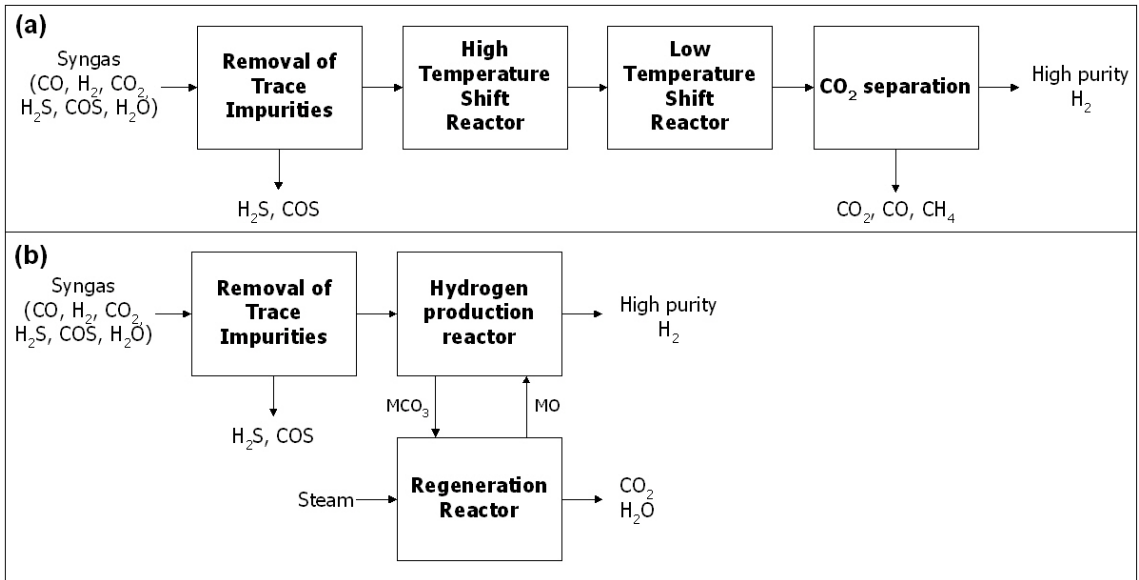
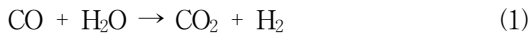


Fig. 1 Process diagram of a) conventional system to produce hydrogen from syngas, and b) SEWGS system

도의 수소를 얻기 위한 기존 공정은 Fig. 1(a)에 나타난 바와 같이, 가스화기에서 생산된 합성가스에서 오염물질(H₂S, COS)을 정제하고, 다음의 식 (1)과 같은 수성가스화 반응(WGS: water gas shift reaction)에 의해 수소의 수율을 높인 후, 다단 PSA(pressure swing adsorption)등에 의해 CO₂ 등의 불순물을 제거하여 고농도의 수소를 얻는 과정을 거치는 것이 일반적이다¹⁾.



기존 공정의 경우 고순도의 수소를 얻기 위해서는 WGS와 PSA가 필요하며, WGS 반응의 경우 고온수성(HTS, high temperature shift)과 저온수성(LTS, low temperature shift)의 다단계 반응으로 진행되고, 열교환기가 필요하며, PSA 공정도 함께 필요하므로 공정이 매우 복잡한 단점이 있다. 일반적으로 합성가스로부터 수소를 생산할 때 전체 수소생산 비용 중 CO₂ 분리비용이 22%를 차지하는 것으로 보고되고 있다²⁾. 이러한 단점을 극복하기 위해 Fig. 1(b)와 같은 SEWGS(sorption enhanced water gas shift) 공정이 미국, 유럽, 우리나라 등에서 개발

되고 있다³⁾. SEWGS 시스템은 Fig. 1(a)에 나타난 기존 공정의 세 가지 공정(고온수성가스화, 저온수성가스화, CO₂ 분리)을 두 개의 공정(수소생산, 재생)으로 대체할 수 있다. Fig. 2에는 SEWGS 시스템의 개념도를 나타내었다. 수소생산 반응기 내부

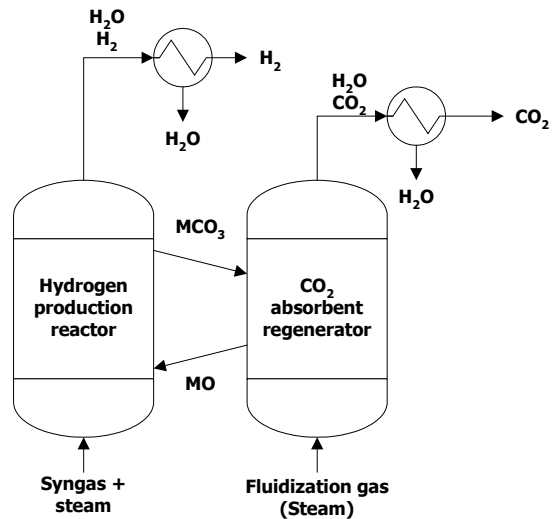


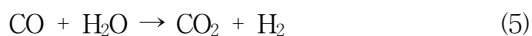
Fig. 2 Conceptual diagram of SEWGS system

에는 수성가스화반응 촉매와 CO₂ 흡수제가 함께 존재하고 있다. 수소생산 반응기에서는 식 (1)과 같이 합성가스에 포함된 CO와 수증기가 반응하면서 수소와 이산화탄소로 전환되며, 발생된 이산화탄소는 식 (2)와 같이 반응기 내부에 촉매와 함께 존재하는 금속산화물(MO) 형태의 CO₂ 흡수제에 의해 금속탄산염(MCO₃) 형태로 고체에 흡수된다. 이와 같은 반응에 의해 기체상태의 CO₂ 분압이 낮아지므로 식 (1)의 반응은 정반응(수소생산)이 더욱 우세해지며 수소수율을 95% 이상으로 향상시킬 수 있다. CO₂ 흡수제로는 MgO, K₂CO₃ 등이 사용될 수 있으며⁴⁾ 흡착제인 K₂CO₃ promoted hydrotalcite를 활용하는 연구도 진행되고 있다⁵⁾.

수소생산 반응기에서 일어나는 반응의 총괄반응식은 식 (3)과 같으며 기체생성물은 수소와 미반응 수증기(excess steam) 뿐이므로 미반응 수증기를 응축하여 제거하면 별도의 분리/정제 설비 없이 고농도의 수소를 얻을 수 있다²⁾.



재생반응기에서는 식 (4)와 같이 MCO₃를 열에 의해 소성하여 MO로 다시 전환한 후 수소생산반응기로 재순환시켜 반복적으로 사용하게 된다. 재생반응기에서 배출되는 기체는 소성반응의 열원으로 사용되는 수증기와 CO₂ 뿐이므로 수증기를 응축하여 제거하면 별도의 분리설비 없이 고농도의 CO₂를 분리할 수 있다. 식 (3)과 식 (4)를 함께 고려하면 SEWGS 시스템의 총괄반응은 식 (5)와 같으며 식 (1)에 표시된 수성가스화 반응식과 같아지게 된다.



결과적으로 SEWGS 시스템을 이용하면 수소생산반응기에서는 별도의 정제설비 없이 고농도의 수소를 얻을 수 있으며, 재생반응기에서는 별도의 CO₂ 분리설비 없이 고농도의 CO₂를 얻을 수 있다. 또한

SEWGS 시스템의 경우 수성가스화 반응을 하나의 반응기에서 수행할 수 있으므로 단일 촉매와 단일 반응기만 필요하므로 경제성이 높다. 또한 PSA와 같은 다단 CO₂ 분리공정을 재생반응기로 대체할 수 있으므로 시스템이 콤팩트해지고 소요 부지면적도 감소하게 된다⁶⁾.

Fig. 2에 나타낸 바와 같이 SEWGS 시스템의 경우 연속운전을 위해서는 수소생산 반응기와 재생반응기 사이의 고체순환이 필수적이며 열 및 물질전달 개선을 위해 유동층 공정을 적용시키려는 시도가 이루어지고 있다³⁾. 하지만 수소생산 반응기와 재생반응기가 연결된 유동층 공정에 대한 경험부족과 적절한 유동화 상태 선정의 어려움으로 인해 연속공정에 대한 연구는 고정층 반응기 수준에 머물러 있는 실정이다³⁾. 한편 Ryu⁶⁾는 SEWGS 시스템에 적용하기 위한 유동층 공정구성을 고찰한 바 있으며 공정해석 및 설계를 통해 전체 공정 구성은 유동층 공정에서 가능한 고체순환속도 범위에서 조업하기 위해 수소생산 반응기와 재생반응기 모두 기포유동층 형태로 선정하는 것이 적합하고, 수소생산 반응기에서 배출되는 수소농도를 증가시키기 위해서는 CO 전환율을 우선적으로 높여야 하며, CO₂ 회수율의 증가에 의해 수소농도를 추가적으로 증가시키는 것이 적합한 것으로 보고하였다.

한편, SEWGS 시스템에서 수소생산 반응기에는 WGS 촉매와 CO₂ 흡수제가 함께 공급되어야 하며, 앞서 Ryu⁶⁾의 보고에 나타난 바와 같이 높은 수소농도를 얻기 위해서는 CO 전환율과 CO₂ 회수율이 모두 높아야 한다. 이를 위해서는 수소생산 반응기에 충전되는 WGS 촉매와 CO₂ 흡수제의 적정 혼합비가 결정되어야 한다. 즉, 높은 CO 전환율을 얻을 수 있는 최소한의 WGS 촉매량을 선정하고, 이를 바탕으로 CO₂ 흡수제의 충전량을 최대화하여 CO₂ 회수율을 높이는 방법을 통해 높은 수소수율을 얻을 수 있다.

본 연구에서는 기체유속, steam/CO 비, WGS 촉매와 CO₂ 흡수제의 혼합비율 변화에 따라 합성가스 중의 CO가 H₂O와 반응하여 CO₂로 전환되면서 H₂를 생성하는 비율인 CO 전환율의 변화를 측정 및

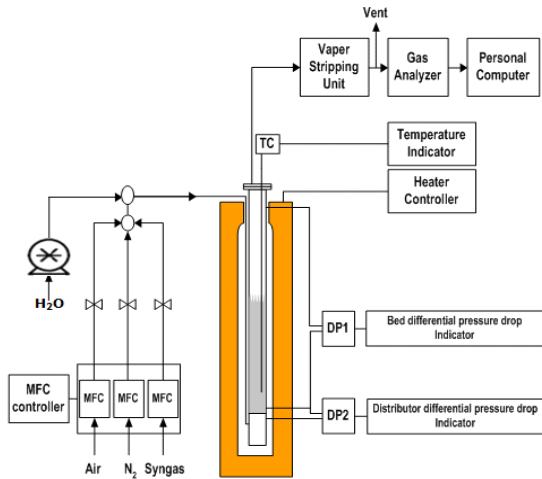


Fig. 3 Schematic diagram of a batch type fluidized bed

고찰하였으며, 이를 통해 높은 수소농도를 얻을 수 있으면서 CO₂ 흡수제의 혼합비를 증가시킬 수 있는 최적의 WGS 촉매함량 및 조업조건을 결정하였다. 또한 실험을 통해 결정된 촉매/흡수제 혼합비 조건에서 장시간 동안의 WGS 반응을 통해 반응성이 유지되는지를 확인하였다.

2. 실험

2.1 실험장치

Fig. 3에는 본 연구에서 사용한 회분식 유동층 반응기를 나타내었다. 유동층 반응기는 주반응기, 스팀생산을 위한 물주입 펌프, 기체를 주입하기 위한 질량유량계(MFC) 및 MFC controller, 반응기 온도를 제어하기 위한 히터와 온도조절기, 내부온도를 측정하기 위한 열전대(K-type)와 온도표시기, 유동층 분산판 및 층내 압력강하를 측정하기 위한 차압형 압력 변환기와 압력표시기, 배출된 기체에 포함된 수분을 응축하기 위한 냉각장치, 배출기체의 농도분석을 위한 기체 분석기 등으로 구성되어 있다.

주 반응기인 기포유동층은 내경 0.05m, 두께 0.003m, 높이 0.7m의 스테인레스 스틸(SUS 310)로 제작하였다. 스팀생산 및 주입을 위해 물주입 펌프(Series 1500,

Lab Alliance Co.)를 사용하였으며, 기포유동층 반응기 외부와 전기히터 사이로 물이 주입되면서 스팀으로 변화되도록 하였다. 유동화 기체는 가스미터로 보정된 질량유량계(5850E, Brooks instrument)와 MFC controller(GMATE 2000, LOKAS automation Co.)를 통해 분산판으로부터 0.03m 아래에 위치한 수평관(0.004m I.D.)으로 주입하였다. 기체분배기(gas distributor)는 0.5mm의 구멍이 사각포치로 21개 뚫려있는 다공판(perforated plate) 형태를 사용하였다. 유동층 내부의 온도는 반응기 상부에서 열전대(K-type)를 삽입하여 분산판으로부터 높이 0.03m에서 측정하였다. 분산판을 통한 압력 강하는 분산판 상/하부 0.01m, 유동층의 압력강하는 분산판으로부터 높이 0.01m와 0.58m에 설치된 압력탭에 연결된 차압형 압력변환기(differential pressure transducer, VALCOM Co.)를 사용하여 측정하였다. 배출기체에 포함된 수증기의 응축을 위해 유리제 냉각기를 응축기로 사용하였으며 항온수조를 이용하여 냉각수를 순환시켰다. 회분식 유동층 반응기에서 배출되는 기체농도의 분석을 위해 온라인 기체분석기(Hartmann & Braun Co., advanced optima)를 사용하였으며 CO, CO₂, H₂, CH₄, O₂, NO의 농도를 실시간으로 측정 및 기록하였다. 반응기의 온도, 압력강하 및 기체 분석기에서 분석되는 각 기체성분의 농도 값은 PLC를 거쳐 실시간으로 PC에 저장되었다. 실험장치에 대한 자세한 설명은 기존 보고⁷⁻⁹⁾에 나타나 있다.

2.2 입자

WGS 촉매로는 기존 연구^{10,11)}에서 가장 높은 CO 전환율을 나타낸, 시판중인 상용 WGS 촉매를 구입하여 사용하였으며 CO₂ 흡수제의 경우 합성가스에 포함된 CO₂와 반응하여 배출기체의 조성에 영향을 미칠 수 있으므로 CO₂ 흡수제 대신 불활성 물질인 모래를 사용하여 촉매/흡수제의 혼합비(즉, 층물질 (bed material) 중 WGS 촉매의 함량)을 조절하였다.

상용 WGS 촉매의 주 성분은 CuO, ZnO, Al₂O₃이

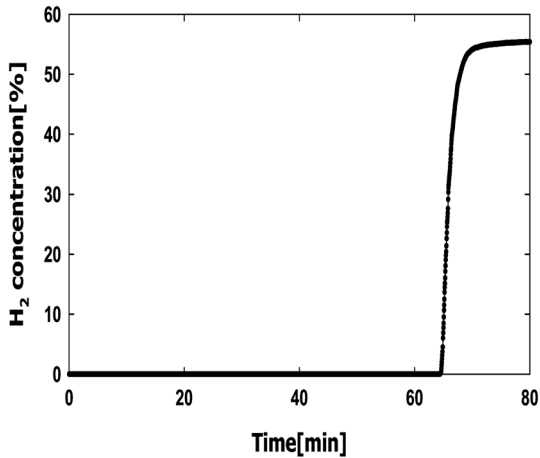


Fig. 4 Typical trend of hydrogen concentration during pretreatment of WGS catalyst

며, tablet 형태를 갖고 있다. Tablet 형태로는 유동화가 어려우므로 분쇄기(MF10 Basic Microfine grinder, IKA Co.)로 분쇄하여 체분리를 통해 입자 크기 106~212 μ m인 입자를 분리하여 사용하였다. 최종적으로 준비된 WGS 촉매의 벌크밀도(bulk density)는 1229.8kg/m³였다. CO₂ 흡수제 대응으로 사용된 모래의 경우도 WGS 촉매와 마찬가지로 체분리를 통해 106~212 μ m 크기의 입자를 준비하였으며 벌크밀도는 1258.5kg/m³였다.

3. 결과 및 고찰

3.1 촉매 전처리

WGS 촉매는 합성가스에 포함된 CO 및 주입되는 H₂O와 반응하여 수소와 이산화탄소를 발생시킨다. 이와 같은 수성가스화 반응성을 나타내기 위해서는 WGS 촉매를 환원상태로 전환시키는 전처리 과정이 필요하며 일반적으로 수소와 반응시키는 과정을 거치게 된다. 본 연구에서 WGS 촉매의 전처리는 Fig. 3에 나타난 회분식 유동층 반응기에서 수행하였다. 먼저 고체층 높이 0.4m까지 촉매를 장입한 후 층을 유동화 시키고 반응기 내부의 다른 기체 및 수분을 제거하기 위해 2Nl/min의 질소를 주입하

면서 400°C까지 상승시켰다. 반응기 내부 온도가 원하는 온도가 되면 H₂(57%, N₂ balance)를 0.04m/s의 유속으로 주입하였다.

Fig. 4에는 수소에 의한 WGS 촉매 전처리 과정 동안 시간에 따른 배출기체의 농도 변화를 나타내었다. 그림에 나타난 바와 같이, 초기에는 주입되는 수소가 모두 촉매의 환원반응에 사용되어 수소가 검출되지 않았으며, 촉매의 환원반응이 종료되면 급격히 증가한 후 일정한 값을 나타내었다. 이와 같이 시간에 따른 수소 농도의 파과곡선(breakthrough curve)을 통해 WGS 촉매의 전처리(환원반응)가 종료되었음을 확인하였다.

3.2 수성가스화 반응

회분식 유동층 반응기에 충전되는 입자(WGS 촉매 및 CO₂ 흡수제) 중 WGS 촉매의 함량 변화에 따른 WGS 반응특성 변화를 살펴보기 위해 수소로 전처리한 WGS 촉매와 불활성 물질인 모래의 혼합비를 바꾸어가면서 수성가스화 반응을 수행하였다. 본 실험에서는 유동층 반응기 내부의 기체체류시간을 동일하게 유지하기 위해 서로 다른 혼합비(WGS 촉매 : 모래=1:3, 1:4, 1:5, 1:6, 1:7, 1:8, 1:9)를 갖는 입자혼합물을 사용하여 전체 고체입자 중 촉매의 함량을 25, 20, 16.6, 14.3, 12.5, 11.1, 10wt.%로 변화시켰으며, 동일한 고체층 높이(0.4m)로 유동층에 충전하였다.

촉매와 모래의 혼합물을 유동층에 장입한 후, 층을 유동화 시키고 반응기 내부의 다른 기체를 제거하기 위해 질소를 주입하면서 210°C까지 온도를 상승시켰다. 기체분석기에서 아무런 기체농도가 검출되지 않으면 모사합성가스(simulated syngas, CO 65%, CO₂ 1.5%, H₂ 29.5%, N₂ balance)와 스팀을 주입하여 수성가스화 반응을 수행하였다. 실험변수로 WGS 촉매/모래 혼합비 이외에도, 모사합성가스와 질소의 혼합비 및 유량을 변화시켜 유동층 내부의 기체유속을 변화시켰으며, steam/CO 비를 3과 4로 변화시켰다. 각 실험조건에서의 합성가스, 질소 유량, steam/CO 비 및 그 때의 기체유속을 요약하여

Table 1 Summary of experimental conditions

Flow rate \ Case	1	2	3	4
Syngas [Nl/min]	1	1	0.7	0.7
N ₂ [Nl/min]	1	0	0	0
Steam/CO ratio	3	3	3	4
U [m/s]	0.057	0.043	0.030	0.037

Table 1에 나타내었다.

각 조건에서 1시간 동안 수성가스화 반응을 수행하였으며, 각 배출기체의 평균값을 결정하였다. 각

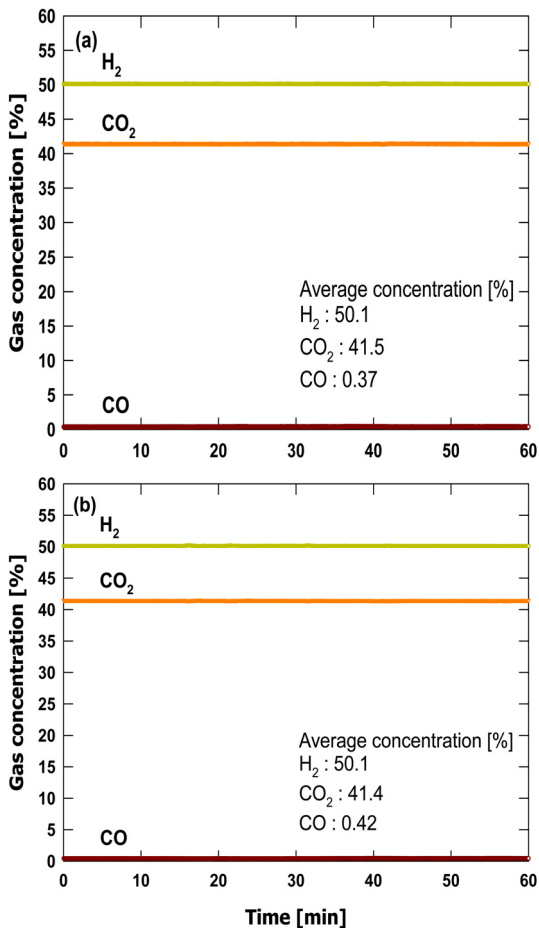


Fig. 5 Gas concentration profile during water gas shift reaction, (a) catalyst:sand=1:5, U=0.030 m/s, steam/CO ratio=3 (b) catalyst:sand=1:5, U=0.037 m/s, steam/CO ratio=4

조건에서의 평균 CO 전환율은 주입된 기체농도와 배출된 기체농도의 평균값을 기준으로 물질수지 해석을 통해 다음의 식 (6)과 같이 계산하였다.

$$\text{CO conversion} = \frac{\text{Moles of consumed CO}}{\text{Moles of input CO}} \times 100[\%] \quad (6)$$

Fig. 5(a)와 (b)에는 대표적으로 WGS 촉매와 모래의 혼합비가 1:5(촉매 무게분율 16.6%)이고 steam/CO 비가 3인 조건과 4인 조건(각각 유속 0.030, 0.037 m/s)에서 반응시간에 따라 측정된 CO, CO₂, H₂ 농도의 변화를 나타내고 있다(수성가스화반응 동안 CO, CO₂, H₂ 이외의 다른 기체는 측정되진 않았음). 그림에서 각 성분의 농도는 반응기체를 주입한 후 각 성분의 농도가 상승하여 정상상태에 도달한 후의 경향을 나타내었다. 그림에 나타난 바와 같이 반응시간(1시간) 동안 각 기체의 농도는 변화가 없었으며, 이를 통해 반응시간동안 WGS 촉매의 활성변화가 적음을 확인할 수 있었다. 또한 두 조건 모두 높은 수소 및 CO₂ 농도와 낮은 CO 농도(즉, 높은 CO 전환율)를 나타내었다.

Fig. 6에는 WGS 촉매와 모래의 혼합비(즉, 입자 혼합물 중 촉매 무게함량) 변화에 따른 CO 전환율의 변화를 나타내었다. 그림에 나타난 바와 같이 동일한 조건에서 촉매의 무게함량이 증가함에 따라

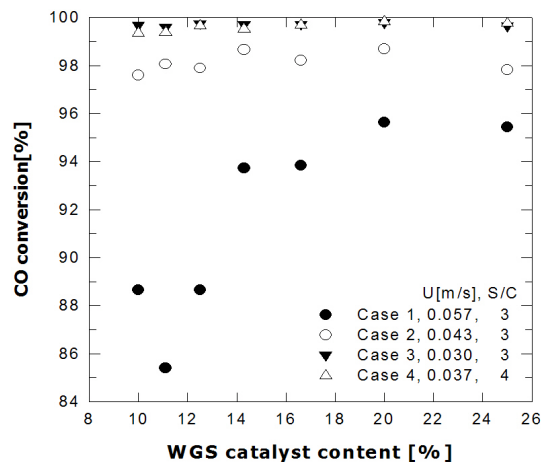


Fig. 6 CO conversion versus WGS catalyst content at four different cases

CO 전환율이 증가하는 경향을 나타내었으며 기체 유속이 높을수록 촉매의 무게함량 증가에 따른 CO 전환율 증가 기울기가 크게 나타나 기체유속이 높은 경우에는 촉매의 무게함량 증가가 CO 전환율 개선에 크게 도움을 줄 수 있는 것으로 나타났다. 한편 기체유속이 감소함에 따라 촉매의 무게함량 증가에 따른 CO 전환율의 증가기울기가 감소하였다.

촉매의 무게함량이 동일할 때 기체유속이 감소함에 따라 CO 전환율이 증가하는 경향을 나타내었으며 기체유속이 0.037, 0.030m/s로 감소하면 모든 촉매 무게함량 조건에서 99% 이상의 CO 전환율을 나타내었다.

결과적으로 기체유속이 낮은 조건에서는 WGS 촉매 무게함량 변화에 따른 CO 전환율 변화가 적으며 낮은 촉매 함량으로도 높은 CO 전환율을 얻을 수 있었다. 한편 기체유속이 높은 조건에서는 촉매의 무게함량 변화에 따른 CO 전환율 변화가 크게 나타나므로 높은 CO 전환율을 얻기 위해서는 촉매의 무게함량을 높이는 것이 유리한 것으로 나타났다.

한편, Fig. 6에 나타난 바와 같이 steam/CO 비가 3 (기체유속=0.030m/s)인 경우와 4(기체유속=0.037m/s)

인 경우를 비교하면 CO 전환율의 차이가 크지 않았으며, 실제 조업조건을 고려하면 동일한 합성가스 유량에서 steam/CO 비가 증가할 경우 steam의 생성 및 주입을 위한 에너지비용이 증가하고, 합성가스 유량이 동일할 때 전체 기체유속을 증가시키는 효과를 나타내므로 steam/CO 비 4 보다는 3인 조건에서 조업하는 것이 높은 CO 전환율을 얻으면서 낮은 기체유속 조건에서 조업하는 효과를 나타낼 수 있는 것으로 사료되었다.

높은 CO 전환율과 함께 높은 CO₂ 회수율을 얻기 위해서는 동일한 고체혼합물 내에 CO₂ 흡수제의 함량이 높은 경우가 유리하다. 따라서 높은 CO 전환율을 얻을 수 있고, CO₂ 흡수제의 함량을 증가시킬 수 있는 조건은 WGS 촉매의 함량이 적어도 높은 CO 전환율을 얻을 수 있는 조건이므로 기체유속이 낮고, WGS 촉매함량이 적은 조건이다. 따라서 본 연구의 실험범위 내에서 steam/CO 비 3, 기체유속 0.03m/s, WGS 촉매함량 10%를 최적 조업조건으로 선정하였다.

3.3 WGS 촉매의 안정성 확인

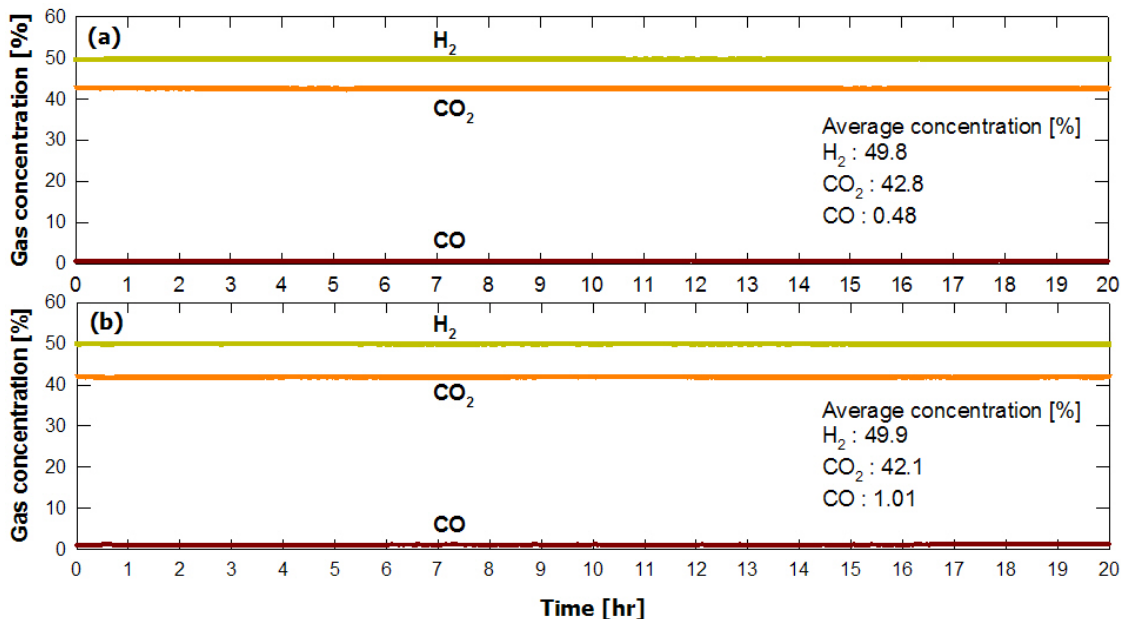


Fig. 7 Gas concentration profile during long-time water gas shift reaction at U=0.030 m/s, (a) catalyst:sand=1:4, (b) catalyst:sand=1:9

Fig. 6에 나타난 결과에서 기체유속이 낮은 조건에서는 촉매/모래의 혼합비 변화에 따른 CO 전환율의 변화가 작게 나타난 바 있다. 이는 각 조건에서 수성가스화 반응을 1시간 동안 수행한 결과이며 장시간 반응을 수행하면 WGS 촉매의 활성저하에 의해 반응성이 변화할 수도 있다. 따라서 본 논문에서는 기체유속이 낮은 조건인 0.030m/s 조건에서 WGS 촉매의 무게함량이 10%(촉매:모래 = 1:9)인 조건 및 20%(촉매:모래 = 1:4)인 조건에 대해 20시간까지의 장시간 운전동안 배출기체농도 분석을 통해 촉매의 활성저하 여부를 확인 및 비교하였다.

Fig. 7에는 기체유속 0.03m/s, steam/CO 비 3인 조건에서 WGS 촉매의 무게함량이 10% 및 20%인 경우에 대해 20시간 동안의 수성가스화반응 과정에서 배출기체의 농도분포를 나타내었다. 그림에 나타난 바와 같이 20시간 동안 두 조건 모두에 대해 배출기체 농도변화는 거의 없었으며, WGS 촉매 함량 변화에 따른 배출기체 농도 차이(즉, CO 전환율 차이, 촉매 함량 10%일 때 99.09%, 20%일 때, 99.57%)도 매우 적게 나타났다. 결과적으로 기체유속이 낮은 경우 WGS 촉매함량 변화에 따른 CO 전환율의 변화가 적게 나타나며 이러한 특성은 장시간의 운전 동안에도 유지되는 것으로 결론지을 수 있었다.

4. 결 론

SEWGS 시스템에서 수소생산반응기에 충전되는 WGS 촉매와 CO₂ 흡수제의 적정 혼합비를 결정하기 위해 기체유속, steam/CO 비, WGS 촉매와 CO₂ 흡수제의 혼합비율 변화에 따라 수성가스화반응 동안의 CO 전환율 변화를 측정 및 고찰하였으며 실험을 통해 결정된 촉매/흡수제 혼합비 조건에서 장시간 동안의 WGS 반응을 통해 반응성이 유지되는지를 확인하였다. 본 연구에서 얻어진 결론을 요약하면 다음과 같다.

1) 고체 혼합물에 포함된 WGS 촉매의 함량이 증가함에 따라 수성가스화반응의 CO 전환율이 증가하는 경향을 나타내었다.

2) 기체유속이 높은 조건에서는 촉매함량 변화에 따른 CO 전환율 변화가 크게 나타나므로 높은 CO 전환율을 얻기 위해서는 촉매함량을 높이는 것이 유리한 것으로 나타났다.

3) 기체유속이 낮은 조건에서는 촉매함량 변화에 따른 CO 전환율 변화가 적었으며, 낮은 촉매함량으로도 높은 CO 전환율을 얻을 수 있었다. 또한 이러한 특성은 장시간의 운전 동안에도 유지되었다.

4) 높은 CO 전환율과 함께 높은 CO₂ 회수율을 얻기 위한 조건으로 본 연구의 실험범위 내에서 steam/CO 비 3, 기체유속 0.03m/s, WGS 촉매함량 10%를 최적 조업조건으로 선정하였다.

후 기

본 연구는 2008년도 지식경제부의 재원으로 한국에너지기술평가원(KETEP)의 지원을 받아 수행한 연구과제입니다(No. 2008CCD11P030000).

참 고 문 헌

- 1) O. Maurstad, "An Overview of Coal Based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology", MIT report, Publication No. LFEE 2005-002 WP, 2008, pp. 1-43.
- 2) IEA report, "Prospects for Hydrogen and Fuel Cells", IEA Books, 2005, pp. 49-55.
- 3) H. J. Ryu, C. K. Yi, D. Shun, G. T. Jin, "Conceptual Design and Performance Estimation of SEWGS Process for Precombustion CO₂ Capture", Theories and Applications of Chem. Eng., Vol. 14, No. 2, 2008, p. 293.
- 4) J. B. Lee, T. H. Eom, D. H. Choi, K. W. Park, J. Ryu, J. I. Baek, C. K. Ryu, H. J. Ryu, "Study on Hybrid Materials of WGS Catalyst and CO₂ Sorbent for SEWGS Process", International Symposium on Low Carbon & Renewable Energy Technology, 15-18, November, Lotte Hotel, Jeju, Korea, 2010, p. 372.

- 5) J. M. Lee, Y. J. Min, K. B. Lee, S. G. Jeon, J. G. Na, H. J. Ryu, "Enhancement of CO₂ Sorption Uptake on Hydrotalcite by Impregnation with K₂CO₃", *Langmuir*, Vol. 26, No. 24, 2010, p. 18788.
- 6) H. J. Ryu, "Selection of Process Configuration and Operating Conditions for SEWGS System", *Trans. of the Korean Hydrogen and New Energy Society*, Vol. 20, No. 2, 2009, p. 168.
- 7) H. J. Ryu, G. T. Jin, M. H. Park, "Natural Gas Combustion Characteristics in a Chemical Looping Combustor with Three Different Oxygen Carrier Particles", *Journal of Chemical Engineering Japan*, Vol. 41, No. 7, 2008, p. 716.
- 8) H. J. Ryu, D. Shun, D. H. Bae, M. H. Park, "Syngas Combustion Characteristics of Four Oxygen Carrier Particles for Chemical Looping Combustion in a Batch Fluidized Bed Reactor", *Korean Journal of Chemical Engineering*, Vol. 26, No. 2, 2009, p. 523.
- 9) H. J. Ryu, K. S. Kim, Y. S. Park, M. H. Park, "Natural Gas Combustion Characteristics of Mass Produced Oxygen Carrier Particles for Chemical Looping Combustor in a Batch Type Fluidized Bed Reactor", *Trans. of the Korean Hydrogen and New Energy Society*, Vol. 20, No. 2, 2009, p. 151.
- 10) H. J. Ryu, H. S. Kim, C. K. Yi, S. H. Jo, J. H. Moon, J. C. Kim, "Reactivity Analysis of CO₂ Absorbent-WGS Catalyst One Body Particles for SEWGS", *Theories and Applications of Chem. Eng.*, Vol. 16, No. 2, 2010, p. 279.
- 11) H. J. Ryu, D. H. Bae, S. Y. Lee, D. Shun, "Reactivity Analysis of WGS Catalysts for SEWGS Process", *Theories and Applications of Chem. Eng.*, Vol. 16, No. 2, 2010, p. 272.