

## 가스화기에서 WGS 반응을 통한 합성가스의 수소 전환

이시훈<sup>1</sup> · 김정남<sup>2</sup> · 엄원현<sup>2</sup> · 백일현<sup>2†</sup>

<sup>1</sup>전북대학교 자원에너지공학과, <sup>2</sup>한국에너지기술연구원 온실가스연구단

### Hydrogen Conversion of Syngas by Using WGS Reaction in a Coal Gasifier

SEE HOON LEE<sup>1</sup>, JUNG NAM KIM<sup>2</sup>, WON HYUN EOM<sup>2</sup>, IL HYUN BAEK<sup>2†</sup>

<sup>1</sup>Department of resources and energy engineering, Chonbuk National University

<sup>2</sup>Greenhouse gas center, Korea Institute of Energy Research, 71-2 Jang-dong, Yuseung-gu, Daejeon, 305-340, Korea

**Abstract** >> A gasification process with pre-combustion CO<sub>2</sub> capture process, which converts coal into environment-friendly synthetic gas, might be promising option for sustainable energy conversion. In the coal gasification for power generation, coal is converted into H<sub>2</sub>, CO and CO<sub>2</sub>. To reduce the cost of CO<sub>2</sub> capture and to maximize hydrogen production, the removal of CO and the additional production of hydrogen might be needed. In this study, a 2l/min water gas shift system for a coal gasifier has been studied. To control the concentration of major components such as H<sub>2</sub>, CO, and CO<sub>2</sub>, MFCs were used in experimental apparatus. The gas concentration in these experiments was equal with syngas concentration from dry coal gasifiers (H<sub>2</sub>: 25-35, CO: 60-65, CO<sub>2</sub>: 5-15 vol%). The operation conditions of the WGS system were 200-400°C, 1-10bar. Steam/Carbon ratios were between 2.0 and 5.0. The commercial catalysts were used in the high temperature shift reactor and the low temperature shift reactor. As steam/carbon ratio increased, the conversion (1-CO<sub>out</sub>/CO<sub>in</sub>) increased from 93% to 97% at the condition of CO: 65, H<sub>2</sub>: 30, CO<sub>2</sub>: 5%. However the conversion decreased with increasing of gas flow and temperature. The gas concentration from LTS was H<sub>2</sub>: 54.7-60.0, CO<sub>2</sub>: 38.8-44.9, CO: 0.3-1%.

**Key words** : Gasification(가스화), Water gas shift(수성가스 전이), Carbon dioxide(이산화탄소), Hydrogen(수소), 분리막(Membrane)

### 1. 서 론

현재 세계의 에너지 사용을 주도하고 있는 석유 및 천연가스 자원의 고갈에 대한 우려와 급격한 가격 변동과 화석연료 사용에 따라 필연적으로 발생하는 지구온난화를 포함한 환경 문제들에 대한 우려가

증가하면서 환경 친화적인 에너지 이용 기술에 대한 수요가 급격히 증가하고 있다. 지속가능한 에너지 이용이 가능한 재생에너지 기술들과 더불어 최근 석탄의 열적 에너지를 이용하는 연소에서 화학적 에너지를 이용하는 가스화 공정에 대한 연구가 활기를 띠고 있다. 특히 연소전 이산화탄소 포집 공정과 연계된 차세대 가스화 공정 기술은 세계 각국의 주요 관심사가 되고 있다.

고체 탄화수소 자원으로부터 수소, 일산화탄소로

<sup>†</sup>Corresponding author : ihbaek@kier.re.kr

[ 접수일 : 2013.1.16 수정일 : 2013.2.23 게재확정일 : 2013.2.28 ]

Copyright © 2013 KHNES

구성된 합성가스를 얻는 가스화 공정은 탄화수소 물질이 가지고 있는 열량의 대부분을 화학에너지(chemical energy)로 전환시킴으로서, 비교적 높은 효율로 청정 자원인 수소, 일산화탄소로 구성된 합성가스를 얻을 수 있게 한다. 또한 연소에 의해서 생성되는 대부분의 가스는 이용가치가 적고 지구온난화를 일으키는 이산화탄소로서 발열량이 거의 없기 때문에, 급속세정을 하게 되면 가스내의 현열이 거의 없어지게 되어 에너지의 손실이 커지는 단점이 있다. 더불어 합성가스는 전력 생산을 포함하여 화학물질 원료, 대체 연료, 연료전지 등의 다양한 형태로 이용될 수 있으며 정제 과정을 거쳐도 화학에너지가 그대로 보존되어 보다 높은 효율을 얻을 수 있다. 또한 합성가스 생산이 목적인 기존의 가스화 공정과는 다르게 차세대 가스화 공정은 합성가스 내의 일산화탄소를 이산화탄소로 전환시키는 수성가스 공정과 연소전 이산화탄소 포집 공정을 통해서 합성가스의 이용 전에 발생하는 대부분의 이산화탄소를 제거할 수 있다. 가스화 기술의 확대는 석탄, 코크스, 바이오매스 등의 고체 탄화수소 자원들로부터 단순한 전기 생산에서 벗어나 다양한 에너지 자원을 생산하는 복합전환 공정으로의 진화를 의미한다. 특히 Fisher-Tropsch 공정, 메탄올 전환 공정, 합성천연가스 전환 공정 등의 화학 공정의 연계는 전통적인 석유화학 공업이 유발하는 석유 자원 고갈, 환경 오염 등의 문제를 극복할 수 있는 'Green chemistry'도 가능케 해준다. 차세대 가스화 공정이 적용되는 복합 전환 공정들은 최대 60%에 이르는 고효율 에너지 이용이 가능하며 이로 인하여 기존 기술보다 향상된 환경성을 지니게 된다<sup>1-6)</sup>.

합성가스를 보다 청정하게 이용하고 대기 중으로 배출되는 이산화탄소의 양을 최소화하기 위해서 합성가스 내에 포함되어 있는 고농도의 일산화탄소를 초청정 에너지 자원인 수소로 전환하고 이산화탄소를 고농도화하여 포집 비용을 최소화하는 것이 필요하다. 따라서 증기와 일산화탄소를 반응시켜 수소와 이산화탄소를 생산하는 수성가스 전이 반응(Water gas shift reaction, WGS)-수성가스의 반응식은  $CO +$

$H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$  임-을 가스화 공정에 연계시키려는 시도가 다시 각광을 받고 있다. 지금까지 널리 이용된 WGS 반응은 열역학적 평형으로 인하여 촉매 반응기의 온도에 따라서 (1) 350~500°C의 온도범위에서 운전되는 고온 전환(High Temperature Shift, HTS) 반응, (2) 200~300°C 사이에서 진행되는 저온 전환(Low Temperature Shift, LTS) 반응, (3) 350°C 부근에서 탄화수소 잔류물 및 황이 포함된 원유나 석탄의 가스화로부터 원료 가스를 얻는 "Sour gas" 전환 반응공정이 이용되어 왔다. 특히 수소 생산을 위하여 대부분 천연가스의 개질 공정을 이용하고 있어 WGS 반응에 대한 연구들은 10vol% 정도의 일산화탄소 농도를 가지는 천연가스 개질 반응 후의 가스들을 대상으로 하였고 촉매의 특성과 새로운 촉매 개발이 주로 이루어졌다<sup>1,7-8)</sup>. 그러나 석탄 가스화와 같이 40-70vol%의 일산화탄소 농도를 가지는 합성가스에서의 수성가스 반응에 대한 연구는 상대적으로 미비하다. 특히 차세대 가스화 공정과 같이 연소전 이산화탄소 포집 및 수소 생산을 위해 고농도의 일산화탄소를 수소와 이산화탄소로 전환하기 위하여 수성가스 반응을 이용하는 새로운 공정에 대한 연구는 크게 이루어지지 않았다.

이에 본 연구에서는 석탄가스화 복합발전(IGCC)를 포함한 청정 석탄 전환 공정에서 이용되는 건식 석탄 가스화 공정에 연계되는 수성가스 반응 공정의 운전 특성을 분석하였다. 특히 연소전 포집 공정에 요구되는 혼합 가스의 특성을 고찰하여 연소전 포집 공정이 연계된 차세대 석탄 가스화 공정의 설계를 위한 기초 자료를 확보하였다.

## 2. 실험

### 2.1 실험 장치

40-70vol%의 높은 일산화탄소를 포함하는 건식 석탄 가스화 공정과 연소전 이산화탄소 포집 공정의 연계를 위해 필요한 수성가스 반응의 특성을 고찰하

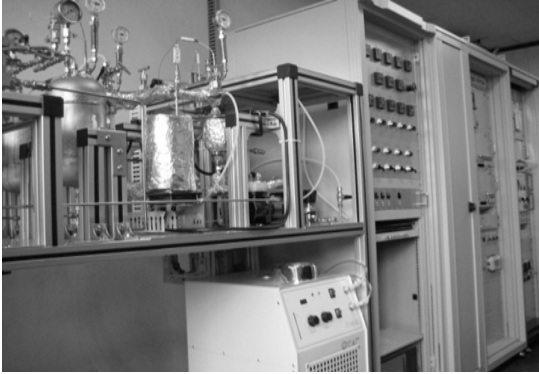


Fig. 1 2 l/min water gas shift reaction system

기 위하여 2l/min의 수성가스 반응기를 설계 및 제작하였다(Fig. 1). 수성가스 반응 시스템은 모사 합성가스 주입 모듈, 증기 주입 시스템, 예열기, HTS 반응기(100mm height, 25mm I.D.), LTS 반응기(100mm height, 25mm I.D.), 공기 냉각 시스템, back pressure regulator, 유량 측정기 등으로 구성되어 있다<sup>2)</sup>. 현재 개발되는 석탄 가스화 공정이 대부분 가압조건(20-30bar)에서 운전되고 있어 2l/min의 수성가스 반응 시스템도 상압부터 가압 조건까지 실험할 수 있도록 제작하였다.

그림에서 보듯이 WGS 실험 설비는 고농도의 일산화탄소를 처리하기 위하여 HTS, LTS 반응기가 연속적으로 연계되어 있으며 LTS 후단에 연소전 이산화탄소 포집 공정과 연계하기 위해 가스의 온도를 100℃ 미만으로 낮추어 수분을 포집 및 제거하는 설비가 구비되어 있다.

건식 가스화에서 배출되는 합성가스의 평균 조성을 기준으로 다양한 조성의 합성가스를 실험에 이용하기 위하여 석탄 가스화를 통해 나오는 합성가스에 포함되어 있는 대표적인 가스들-수소, 일산화탄소, 이산화탄소, 질소-을 4개의 MFC(Brooks Co., 5850)를 통해 독립적으로 제어하여 가스 농도를 조절하였다. 반응 가스로 사용되는 일산화탄소, 수소, 이산화탄소 가스는 MFC를 통해서 혼합기로 주입되며 모사 합성가스의 농도는 ND-IR 분석기를 통해서 확인되었다. 수성가스 반응에서 이용되는 증기는 질소로 가

Table 1 Operation conditions

	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
Minimum (vol%)	25	50	1.0	1.0
Maximum (vol%)	35	70	5.0	4.0
Q (liter/min)	0.5~0.7	1.0~1.4	0.02~0.1	0.02~0.08

압된 탱크를 통해서 LFC(Liquid flow controller, Bronkhorst Co., L30)를 통해서 정량 주입된다. LFC를 통과한 물은 1차 예열기를 통해서 증기로 바뀌어 가스 혼합기로 주입된다. 가스들의 혼합에 이용되는 혼합기는 HTS의 조업 온도와 유사한 300-400℃의 온도로 예열된다. 예열된 모사 합성가스는 HTS, LTS 반응기를 거치며 일산화탄소의 대부분을 수소와 이산화탄소로 이루어진 가스(Shifted gas)로 전환시키게 된다. 실험에 사용된 촉매는 상용 HTS, LTS 촉매들을 사용하였으며 자세한 성상은 Lee et al.<sup>2)</sup>에 나타나 있다.

## 2.2 실험 방법

석탄 가스화용 수성가스 공정 개발에 요구되는 촉매 운전 특성을 고찰하기 위하여 Bench-scale 및 lab-scale 건식 석탄 가스화기에서 배출되는 합성가스들의 평균 조성을 기준으로 하였으며, 특히 일산화탄소를 기준으로 50-70vol%까지 변화시켜가며 합성가스 내의 조성 변화에 대한 수성가스 반응을 검토하였으며 평균 조성을 이용하여 계산한 본 실험의 유량 조건을 Table 1에 나타내었다<sup>2,9)</sup>.

표에서 보듯이 건식 가스화 공정에서 배출되는 합성가스 내에는 일산화탄소가 가장 많이 포함되어 있으며 이산화탄소와 질소가 소량 포함되어 있다. 그러나 실제 상용 플랜트에서는 질소 함량이 이산화탄소 함량보다 매우 작기 때문에 본 실험에서는 일산화탄소, 수소, 이산화탄소만을 이용하여 실험을 하였다. 더불어 수성가스 반응에서의 이산화탄소 영향을 고찰하기 위하여 평균 조성과는 다르게 이산화탄소 농

도를 15%까지 증가시켜 주입하였다.

수성가스 반응 실험은 다음과 같은 순서로 진행되었다. 질소를 이용하여 반응기 내부의 공기를 배출시키면서 고온 촉매 반응기와 저온 촉매 반응기의 온도를 실험 온도까지 상승시킨 후, 반응기의 온도가 반응 온도(HTS: 300°C, LTS: 180°C)에 도달하면 가압 질소를 이용하여 적정량의 물을 증기 발생기에 주입시켰다. 증기 발생기의 온도는 200-300°C 사이로 하였고 발생된 증기는 gas mixer를 통해 질소와 혼합되어 수성가스 반응기들에 주입된다. 저온 수성가스 반응기 후단의 열교환기에서 물이 포집되면 질소 주입을 중지하고 모사 합성가스를 주입하여 반응을 시작하였다. 가압 실험의 경우, 질소 가스를 이용하여 조업 압력까지 맞춘 후에 동일한 순서에 따라서 실험을 진행하였다. 반응기 압력이 안정화된 후, 각 장치별 heater(steam heater : 250°C, pre-heater : 400°C, HTS heater : 380°C, LTS : 220°C)를 조절하여 정상 상태를 만든다. 온도와 압력이 정상상태에 이르면 맥동이 적은 HPLC pump를 사용하여 필요한 만큼의 수분을 정량 주입하였으며, 1.5KW 용량의 히터를 사용하여 1차로 온도를 상승시키고 모사가스와 함께 세라믹 볼이 충전된 pre-heater로 투입되도록 하였다.

온도, 압력, steam이 다 안정된 상태에서 질소 가스를 모사 합성가스로 교체하여 실험을 실시하였으며 WGS 공정에 의한 발열반응으로 촉매층의 온도가 운전온도보다 상승할 경우 반응기 외벽에 설치된 air cooler가 솔레노이드 밸브를 통해 작동되어 실험 동안에 온도가 유지되도록 하였다. 더불어 증기의 응축을 방지하기 위하여 HTS 반응기와 LTS 반응기 사이에 열교환기를 설치하여 220°C+10°C 온도를 유지하도록 하였다. GC(HP 6890)를 사용하여 질소가 검출되지 않는 시점부터 GC와 NDIR 분석기를 이용하여 모사 합성가스의 조성과 반응 후의 가스 농도를 측정하였다.

### 3. 결 과

고농도의 일산화탄소가 포함된 석탄 가스화 합성

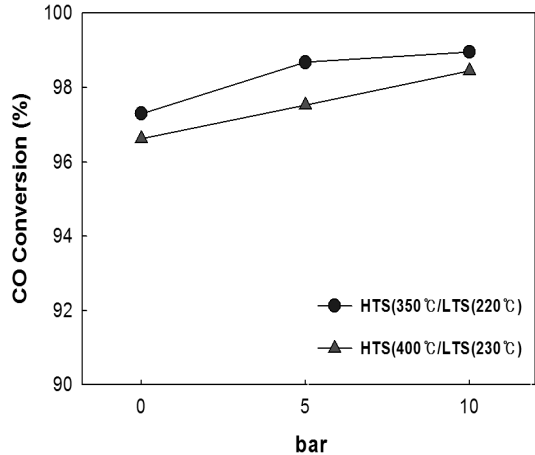


Fig. 2 CO conversion with various reaction temperature

가스의 수성가스 반응의 공정 특성을 고찰하기 위하여 본 연구에서는 유량, 압력, 온도 등의 조업 조건에 따른 일산화탄소 전환율을 고찰하였다. 일반적으로 수성가스 반응은 평형반응으로 진행되기 때문에 반응 온도에 큰 영향을 받고 있으며 170-240°C의 LTS, 350-400°C의 HTS에서의 전환율을 Fig. 2에 나타내었다.

실험에 사용한 모사 합성가스 조성은 CO:H<sub>2</sub>:CO<sub>2</sub> = 65: 30: 5 이며 S/C(Steam/Carbon) 비는 일반적으로 이용되는 2.5로 하였다. 그림에서 보면 반응온도가 비교적 낮은 조건에서 CO 전환율(1-LTS 후단의 CO 농도/주입 CO 농도)이 높았으며 96-99%의 수준을 가짐을 확인할 수 있으며 수성가스 반응기의 압력이 증가함에 따라서 CO 전환율도 증가하고 있음을 확인할 수 있다. 또한 동일한 압력 조건에서 수성가스 반응이 발열반응이기 때문에, 상대적으로 낮은 온도에서의 전환율이 고온에서의 전환율보다 높았다. LTS 후단에서 CO의 농도는 대부분 1% 부분으로 나타나 후속 공정의 안정화를 위한 0.3%를 상회하고 있었다. 이는 LTS, HTS의 반응 온도가 증가할수록 촉매 효율이 감소하여 최종적으로 배출되는 CO 농도가 지속적으로 증가하기 때문이다. 일반적으로 수성가스 촉매의 최적 온도가 저온 촉매의 경우에 200-220°C이며 고온 촉매가 300-350°C로 알려

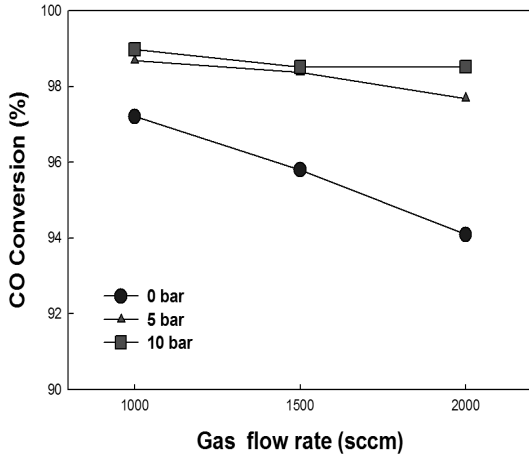


Fig. 3 Effect of CO conversion on gas flow rate

져 있어, 그 경향이 비슷한 것으로 파악되나 반응 온도 증가에 따른 반응기 내의 체류시간 감소가 전환율을 감소시키는 것으로 보인다. 더불어 본 연구에서 사용된 촉매는 비교적 넓은 온도 영역에서 이용할 수 있기 때문에 보다 높은 온도에서도 안정적인 전환율을 가질 수 있음을 알 수 있다.

촉매 반응기에서의 기체 유량은 체류 시간과 직접적인 관련이 있다. 동일한 압력, 온도에서의 기체 유량 증가는 반응기에서의 기체 선속도를 증가시켜 체류시간을 감소시키고 촉매반응시간을 줄여 전환율을 감소시킨다. Fig. 2와 같은 모사 합성가스 및 S/C 조건에서 동일한 촉매 충전량에서의 가스 유량의 변화에 따른 수성가스 반응 특성을 고찰하기 위하여 유량을 변화시켜 가며 실험을 진행한 결과를 Fig. 3에 나타내었다.

가스 유량에 대한 영향만을 고찰하기 위하여 가스 유량 외의 다른 조건들은 고정시켰으며 유량의 증가에 따라서 주입되는 증기도 동일한 비율로 증가시켰다. 따라서 모사 합성가스의 유량 증가와 더불어 증기사용량의 증가로 인해서 총 가스의 유량은 보다 많이 증가하였다. Fig. 3에서 보면 상압 실험에서 모사 합성가스량이 증가함에 따라서 미반응 일산화탄소 농도가 증가하고 전환율은 감소하였다. 그러나 반응기 내의 압력이 5기압, 10기압으로 증가함에 따라

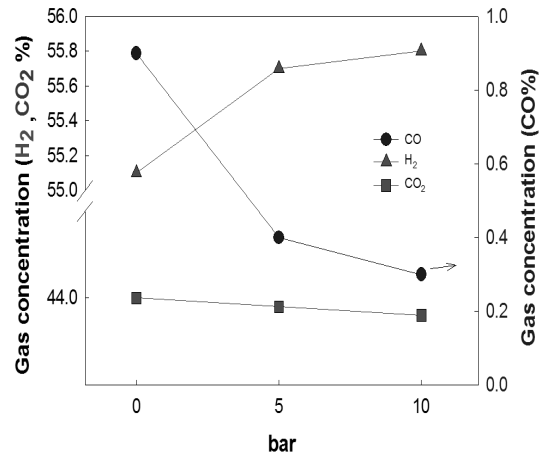


Fig. 4 The change of gas concentrations with an increasing reactor pressures

서 가스 전환율의 감소폭이 매우 작아짐을 확인할 수 있다. 일반적으로 촉매 반응에서 동일한 촉매 충전량에서 가스 유량을 증가시키면 반응기 내의 체류시간이 짧아져 반응 효율이 떨어지게 된다. 이와 동일한 현상이 상압 반응에서 나타나 2L/min의 유량에서는 전환율이 94%까지 떨어졌다. 그러나 반응기 내의 압력이 증가하면 체류시간과 촉매 상에서 기체의 분산을 원활하게 하여 평형 전환율에 가까운 전환율을 얻을 수 있어 체류시간에 대한 민감도가 떨어졌다.

모사 합성가스의 유량을 1l/min으로 고정하고 S/C 비를 2.5, HTS 반응 온도를 380°C, LTS 온도를 230°C로 고정한 조건에서 수성가스 반응기의 압력을 상압에서 10기압까지 증가시킨 실험 결과를 Fig. 4에 나타내었다.

Fig. 4에서 보면 수성가스 반응기의 압력이 증가할수록 미반응 일산화탄소의 양이 감소하고 이산화탄소와 수소가 증가하는 것을 볼 수 있다. 특히 10기압 조건에서 미반응 일산화탄소 농도가 0.3vol%까지 떨어짐을 확인할 수 있다. 이는 Fig. 2, 3에서도 확인할 수 있듯이 수성가스 반응이 압력에도 영향을 받고 있음을 보여준다.

연소전 이산화탄소 포집을 위해 CO<sub>2</sub>의 농도를 극대화하기 위하여 S/C 2.5에서 5까지 증가시켜가며

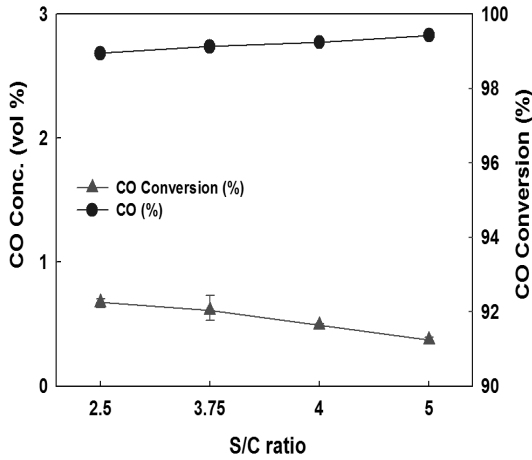


Fig. 5 Effect of S/C ratio on CO concentration and CO conversion

실험을 수행한 결과를 Fig. 5에 나타내었다.

Fig. 5에서 보듯이 동일 유량에서 증기량이 S/C 비가 5까지 증가함에 따라서 배출 가스 내의 일산화탄소 농도가 큰 폭으로 저감됨을 확인할 수 있다. 따라서 연소전 포집을 위하여 이산화탄소 농도를 극대화하기 위해서 일반적으로 알려진 S/C 비 2.5보다 높은 값이 필요함을 알 수 있다. 특히 S/C비가 4 이상이 되면, CO 전환율이 99% 이상을 유지될 수 있다. 다만 S/C ratio 3이상의 경우에 급냉 설비의 용량 증가가 불가피하여 전체 공정의 경제성을 낮추는 악영향을 미칠 수도 있다.

Hla et al.<sup>8)</sup>은 건식 가스화기에서 배출되는 합성가스 평균 조성이 H<sub>2</sub>: 30, CO: 65, CO<sub>2</sub>: 2, N<sub>2</sub>: 3 (Dry basis, H<sub>2</sub>S: 0.3)이라고 발표하였고 본 연구의 기본 조성으로 이를 하였다. 그러나 건식 가스화 공정에서의 실험 결과들을 보면 이산화탄소의 농도가 15% 이상이 되는 실험 결과들도 존재하기 때문에 본 연구에서는 이산화탄소 농도를 최대 15%까지 증가시켜 가면 실험을 수행하였다. 수성가스전이공정에서 이산화탄소 농도의 증가는 필연적으로 일산화탄소와 수소 농도의 변화를 야기시킨다. 그러나 다양한 조건의 변화는 영향성을 자세히 고찰하기 어렵게 만들기 때문에 일산화탄소 농도는 60vol%로 고정시키고 이

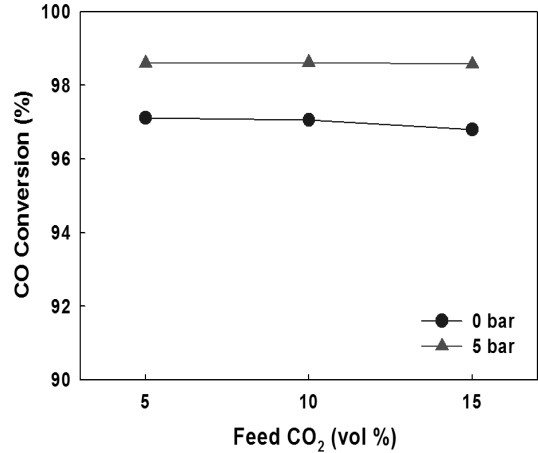


Fig. 6 CO conversion with initial CO<sub>2</sub> concentrations

산화탄소 농도의 증가는 수소 농도의 감소를 야기시키는 것으로 가정하였다. 또한 S/C 비는 이상적인 수성가스 반응으로 알려진 2.5를 이용하였다. 이산화탄소 농도의 증가에도 불구하고 일산화탄소 농도가 고정되기 때문에 증기 유량도 고정되도록 하였다.

Fig. 6에서 보면 상압에서 일산화탄소 농도가 증가함에 따라서 최종 배출되는 CO 농도가 증가됨을 확인하였으나 5bar의 압력 조건에서는 그 영향이 작아짐을 확인하였다. CO의 농도를 기준으로 계산한 전환율을 보면 5bar에서 전환율이 거의 고정됨을 확인하였다. 이산화탄소 농도의 증가 및 수소 농도의 감소는 수성가스 반응에 대한 영향이 거의 없음을 확인하였다.

Fig. 7은 수성가스 반응의 운전 조건들, 즉 유량, 압력, 온도, 농도 등의 변화에 따른 LTS 후단의 가스 조성들을 종합하여 나타내었다. Fig. 7의 실험 1-10은 Fig. 2-6의 실험들에서의 LTS 후단에서의 조성들을 나타낸 것이다. 그림에서 수성가스 반응의 운전 조건 변화에도 불구하고 수성가스 반응기를 최종적으로 배출되는 가스 조성들은 비슷한 농도 분포를 가짐을 확인할 수 있다. 수소 농도는 57-60vol%의 정도를 나타냈으며 이산화탄소는 36-42vol% 정도를 나타내었다. 이는 가스화 공정에서 배출되는 합성가스를 이용하여 수성가스 반응을 거치면 수소와 이산

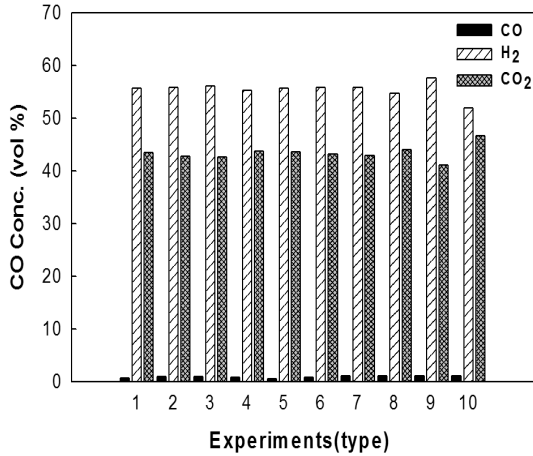


Fig. 7 Shifted gas concentrations with various initial conditions

화탄소가 약6:4의 비율로 배출됨을 의미한다. 따라서 건식 가스화 공정에서 수성가스전이반응을 포함한 연소전 이산화탄소 포집 공정을 설치하면 1차로 수성가스 반응에서 이산화탄소 농도를 5vol%에서 40vol%로 농축시키는 효과를 얻고, 2차로 분리막 반응에서 60vol%의 수소를 선택적으로 제거하여 40vol%의 이산화탄소를 90vol% 이상까지 농축시켜 보다 안정적인 조업을 가능케 할 수 있다.

#### 4. 결 론

본 연구에서는 50-70vol%의 일산화탄소가 포함된 석탄 가스화 합성가스로부터 고농도의 수소와 이산화탄소를 얻기 위한 수성가스 촉매 공정의 운전 특성을 고찰하였다. 수성가스 반응 공정의 전환 효율을 극대화하고 배출되는 일산화탄소 농도를 최저로 유지하기 위해서는 반응 온도를 HTS: 380-400°C, LTS: 200-220°C로 유지하며 S/C 비는 4 이상을 유지해야 한다. 수성가스 반응 시스템의 압력이 증가되면 전환 효율이 상승함을 확인하였다. 그러나 합성가스 내의 이산화탄소 농도는 15vol%까지 최종 가스 농도에 큰 영향을 끼치지 않고 있음을 확인하였다. 모사 합성가스 조성의 변화에도 불구하고 수성가스 반응을 거친

후의 가스 조성은 수소: 이산화탄소 = 6:4로 나타났으며 연소전 이산화탄소 포집을 위해 수성가스 반응이 이산화탄소를 5%에서 최대 42%까지 농축시켰다.

#### 후 기

본 연구는 2011년 지식경제부 재원으로 한국에너지기술평가원(KETEP)의 지원으로 수행되었습니다.

#### 참 고 문 헌

1. S. H. Lee, J. N. Kim, W. H. Eom, S. K. Ryi, J. S. Park, and I. H. Baek, "Development of pilot WGS/multi-layer membrane for CO<sub>2</sub> capture", Chem. Eng. J., Vol. 207-208, 2012, p. 521.
2. S. H. Lee, J. N. Kim, W. H. Eom, Y. D. Ko, S. U. Hong, and I. H. Baek, "Development of water gas shift/membrane hybrid system for pre-combustion CO<sub>2</sub> capture in a coal gasification process", Energy Procedia, Vol. 4, 2011, p. 1139.
3. M. D. Dolan, R. Donelson and N. C. Dave, "Performance and economics of a Pd-based planar WGS membrane reactor for coal gasification", Inter. J. of Hydrogen and Energy, Vol. 35, 2010, p. 12970.
4. D. I. Kim, J. G. Lee, Y. K. Kim, and S. J. Yoon, "The characteristics of coal gasification using microwave plasma", Trans. of the Korean Society of Hydrogen Energy, Vol. 23, No. 1, 2012, p. 93.
5. S. H. Lee, S. J. Yoon, H. W. Ra, Y. I. Son, J. C. Hong, and J. G. Lee, "Gasification characteristics of coke and mixture with coal in an entrained-flow gasifier", Energy, Vol. 35, 2010, p. 3239.
6. S. H. Lee, J. G. Lee, J. H. Kim, and Y. C. Choi, "Hydrogasification characteristics of bituminous coals in an entrained-flow hydrogasifier", Fuel, Vol. 85, 2006, p. 803.
7. D. W. Jeong, J. O. Shim, W. J. Jang, and H. S. Roh, "A study on Pt-Na/CeO<sub>2</sub> catalysts for single stage water gas shift reaction", Trans. of the

- Korean Society of Hydrogen Energy, Vol. 23, No. 2, 2012, p. 111.
8. S. S. Hla, D. Park, G. J. Duffy, J. H. Edwards, D. G. Roberts, A. Ilyushechkin, L. D. Morpeth, and T. Nguyen, “Kinetics of high-temperature water gas shift reaction over two iron-based commercial catalysts using simulated coal-derived syngases”, Chem. Eng. J., Vol. 146, 2009, p. 148.
  9. C. Higman and M. van der Burgt, “Gasification”, Gulf professing publishing, Germany, 2008.