

바이오매스 변환을 위한 Dual 유동층 가스화공정의 개발

2. 국내외 관련기술의 현황(계속)

나. 유럽의 연구 그룹

앞서 살펴본 바와 같이, 1986년까지 몇가지 유망한 dual 유동층 가스화 기술이 존재하고 있었다. 그 당시, 스페인의 Herguido 와 Corella (1992)는 Universidad de Zaragoza에서 작은 규모의 순환형 FCC 파이롯 플랜트를 실험 조업하고 있었다. 또한, 기포 유동층에서 순수한 수증기를 넣어 바이오매스 가스화 실험을 수행한 뒤에 순수한 수증기로 운전되는 DFB에 기준한 파이롯 플랜트를 디자인하고 설치하였다. Cold-model 을 준비하여 기-고체의 수력학적 특성을 또한 고찰하였고, 그 결과를 리스본에서 열린 제 5회 EC Conference on biomass에서 발표한바 있다 (Herguido et al., 1989). 가스화기는 내경 0.15m의 기포 유동층으로 순 수증기가 유동화/가스화매체로 사용되었다. 연소기 역시 내경 0.3m의 기포 유동층이었다. 이들의 dual 유동층 가스화기를 Fig. 1-2에 나타내었다. 전체적으로 공정은 autothermal하지 못하여서 연소기와 가스화기 모두 외부의 heating system을 가지고 있었다. 이 반응기의 조업 결과를 Table 1-2에 보였다 (Corella et al., 2007). 이 연구의 새로운 점이라면 바이오매스, 바이오매스 촉, 모래를 유동화 매체로 이용하였다는 점 이외에 가스화기에서 발생하는 타르를 제거하기 위한 촉매를 유동층내에 첨가하였다는 점이다. 촉매는 in-equilibrium (사전에 오일 정제에서 폐기된) FCC 상업촉매 ($d_p = 66\mu\text{m}$)를 사용하였다. 하지만 이 공정은 다음과 같은 디자인 및 조업 상 문제점을 가지고 있었다:

- (1) 가스화기에서 가스 체류시간 불충분. 가스화기와 연소기의 높이가 더 높았어야 함.
- (2) 가스화 기의 온도가 약 750°C 이하로 더 높은 온도에서 조업이 이루어졌어야 함.
- (3) 관련된 재순환율이 1.0 로 매우 낮았으며 이는 훨씬 커져야 함.
- (4) 더 나은 in-bed 촉매가 사용되어야 함.
- (5) 앞의 사실들로 인해 가스화 기체에서 타르 함량 (9 g/Nm³)이 비교적 높았음.
- (6) 연소기에서의 온도가 낮았는데, 이는 가스화기에서 생성된 촉의 양이 적었기 때문임. 가스화기에서의 feeding rate는 실제로 4-10kg/h 정도로 매우 적은 양. 바이오매스의 주입량이 훨씬 더 많았어야 함. 게다가 수증기/바이오매스 비를 일정하게 하기 위해서는 가스화 기에서 수증기의 기상 유속을 결정하는 수증기 유량이 훨씬 커야 하며 기체의 체류시간 (가스화기에서의 공간속도)을 일정하게 하기 위해서는 (1)에서 언급한 바와 같이 가스화기의 높이가 더 높아야 함.

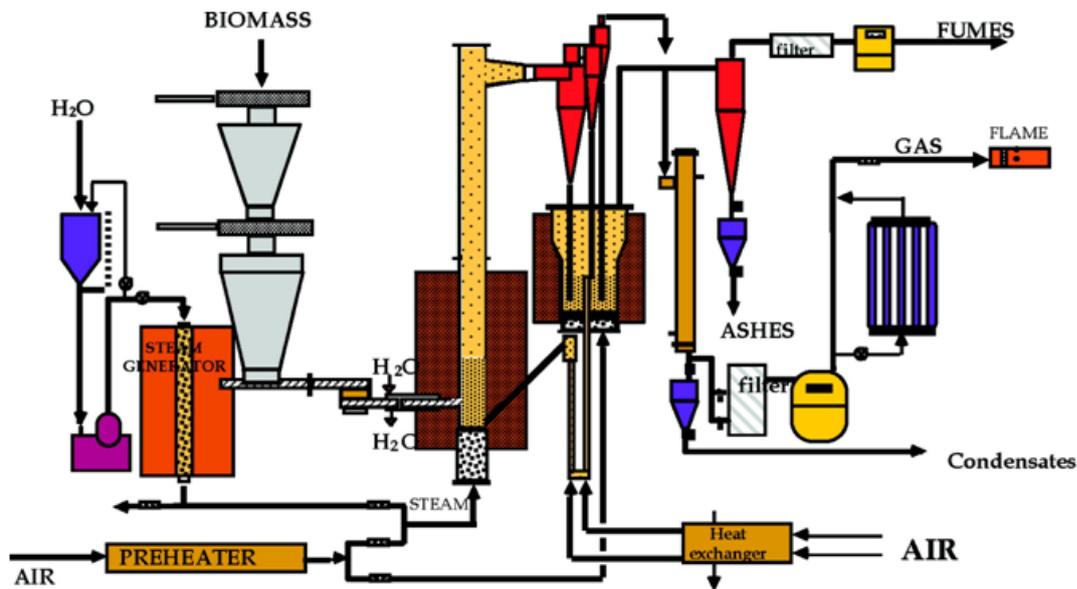


Fig. 1-2 Schematic of Corella and Herguido's dual fluidized-bed (DFB)-based plant for biomass gasification with pure steam

1994년, 오스트리아 비엔나 공대의 Hofbauer 연구 그룹은 dual 유동층 바이오매스 가스화기를 연구하기 시작하였는데(Hofbauer, 2006), 이 개념은 수년 후 Güssing이란 도시에 실증플랜트 조업으로 확장되었다. 이 가스화기에서 얻어진 결과의 일부를 Table 1-2에 보였다. Fig. 1-3은 비엔나 공대에 설치된 100 kW_{th}급 pilot plant의 간략도이다. 이 플랜트는 가스화기 뿐만 아니라 연속조업을 위한 부분들을 모두 갖추고 있다. 즉, 플랜트는 바이오매스 주입 시스템, 가스화기의 유동화를 위한 스팀생성기, 연소기를 위한 공기주입부, 생성가스 냉각부, sand filter, pre-coated bag filter, scrubber와 같은 여러 생성가스 정화 장치, 생성가스의 연소 처리를 위한 버너 등을 갖추고 있다. 그들 연구에서 수증기 전환율 혹은 가스화기에서의 수증기 소비량은 주목할 만하다. 보고에 따르면, 수증기/바이오매스 비율은 0.60-0.80 (kg/h)/(kg/h)이며 가스화기에서 수증기의 전환율은 10-15%로 매우 낮은 편이다. 실증플랜트에서도 이 전환율은 10%이하로 나타났으며, 이러한 결과는 Xu et al. (2006)이나 Fiorenza et al.(2007)의 연구 결과에서도 마찬가지이다. 이는 다시 말하면, 90%이상의 수증기는 실제로 가스화기에서 반응을 하지 않고 방출된다는 이야기인 셈이다. 비록 전환되지 않거나 사용하지 않는 수증기는 재활용되지만 생성가스 중에서 수증기는 응축되어야 하고, 추가적인 수증기의 증발, 가스화기 온도로의 재 가열 등으로 에너지는 일부 낭비될 것이다. 따라서 가스화 공정의 전체 효율은 떨어질 수밖에 없다. 많은 연구자들이 이러한 문제에 대해 고민하고 있으며, dual 유동층 가스화기에서 풀어야 할 문제점으로 지적하고 있다.

최근, 네덜란드에 위치한 ECN에서 DFB-based 바이오매스 가스화기가 설치되었다 (van der Drift et al., 2005). 이 가스화기는 “Milena”라 불리며, 가스화기에서의 실

험 데이터는 Table 3-2에 나타나 있다. 가스화 반응은 고속유동층의 상승관에서 일어나고
 촉의 연소는 가스화기를 둘러싸고 있는 외부의 연소구역에서 일어나게 되는데 이는 수년 전,
 이탈리아 Sulmona에 위치한 Italgas의 개념과 비슷하다. 이탈리아 Trisaia에 위치한 ENEA
 연구센터와 같은 유럽의 다른 연구진들도 DFB 바이오매스 가스화기를 갖고 있다. 하지만 아직
 연구 결과는 발표되지 않은 것으로 알려져 있다.

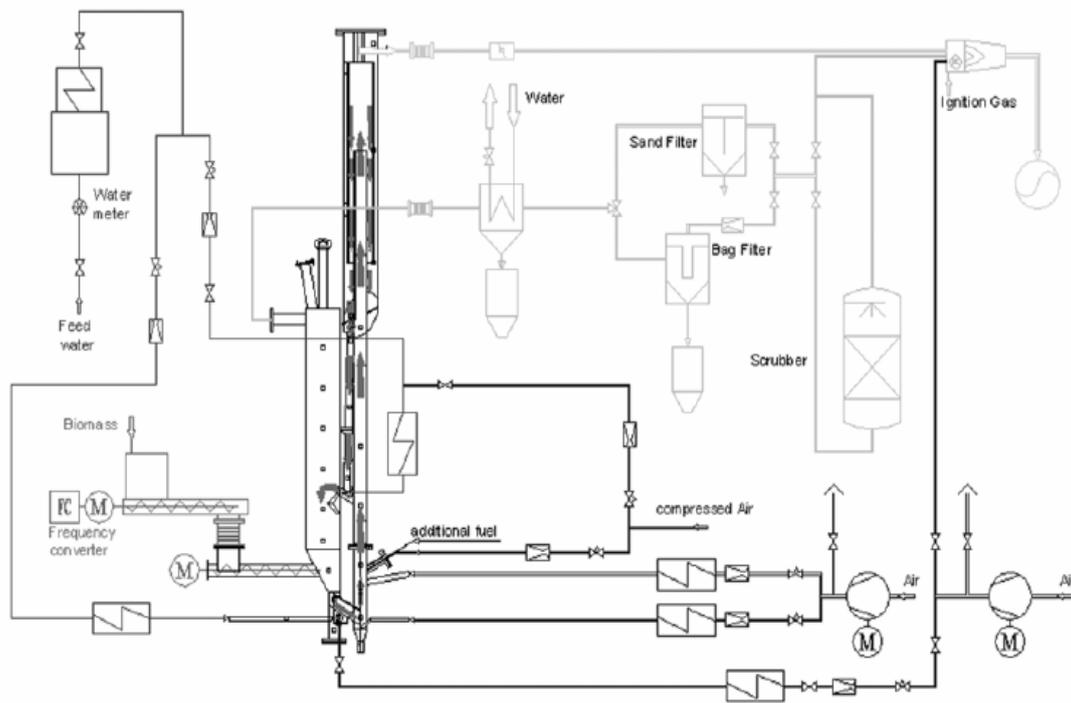


Fig. 1-3 Flow diagram of 100 kW_{th} pilot plant in Vienna Institute of Technology

Table 1–2 DFB-Based Gasifiers in Europe

parameter	Value/Comment			
	Herguido and co-workers	Kaiser et al.	Hofbauer and Rauch	van der Drift and co-workers
location of the authors	Zaragoza, Spain	Güssing, Austria <i>Gasifier</i>	Vienna, Austria	Petten, The Netherlands
type	BFB	BFB	BFB	riser
gasification agent	steam	steam	steam	steam or CO ₂
feedstock	pine sawdust ($d_p < 2.5$ mm)	wood chips	wood chips, wood pellets	wood, grass, sewage sludge
capacity (kg _{a.r.} /h)	4–10	2,000	20–25	≈5
internal diameter (at the bottom zone) (cm)	15	2 2 0 (freeboard)	30 (freeboard)	≈4
effective (internal) total height (m)	3 ^b	6	4	≈1
temperature (°C)	750	850	850	800–850
pressure (at the top of the gasifier)	890 mm Hg	atmospheric (–5 mbar)	atmospheric (–5 mbar)	near atmospheric
<i>Regenerator/Combustor</i>				
type	BFB	riser	riser	BFB
internal diameter (cm)	30	85	10	≈25
total height (m)	0.9 ^c	9.7	4.25	≈1.0
temperature (°C)	490	930	930	≈50 °C above gasifier riser temperature
pressure (at the top of the regenerator)	780 mm Hg, as an average value	atmospheric (–5 mbar)	atmospheric (–5 mbar)	near atmospheric
sorbent or catalyst or in-bed or in-system circulating material, C	Commercial “in equilibrium” FCC catalyst	olivine	silica sand, olivine, catalysts	generally silica sand, but also tested olivine
circulation, cycling or recycle ratio, C/F	1.0 (kg C/h)/ (kg feedstock _{a.r.} /h) [9 kg h ⁻¹ /9 kg h ⁻¹]	50 kg/kg dry biomass	50 kg/kg dry biomass	≈40 (kg C/h)/ (kg feedstock _{a.r.} /h)
<i>Results</i>				
tar content (g/Nm ³) ^d	9.0	0.5–1	0.5–2	≈40 (when using silica sand)
LHV gas (MJ/Nm ³) ^d	15.8	12–13	12–13	17
carbon conversion (%)		100%; not useful	100%; not useful	100
H ₂ content (vol %) ^d	30.1	≈40	≈40	≈20
remarks				Milena pilot plant will be erected in 2007

^aa.r. = as received. ^bBottom bed: 40 cm (9.7 kg) of silica sand. ^cFluidized bed: 20–40 cm in height; total catalyst load = 14.6–23.5 kg. ^dDry basis.