

2탑 및 3탑식 Oxygen PSA 장치 운전결과 및 경제성 비교분석

김 권 일 · 김 종 남 · 조 성 철 · 조 순 행 · 진 명 증*

한국에너지기술연구소, *인하대학교 화학공학과
(1996년 1월 23일 접수, 1996년 5월 29일 채택)

Economic and Performance Analysis for 2bed and 3bed Oxygen PSA Process

Kweon-Il Kim, Jong-Nam Kim, Sung-Chul Cho, Soon-Haeng Cho, and Myung-Jong Jin*

Korea Institute of Energy Research, Teajon 305-343, Korea
*Dept. of Chem. Eng., Inha University, Incheon 402-751, Korea
(Received January 23, 1996, Accepted May 29, 1996)

요 약 : 산소 PSA 장치 구성을 위하여, 여러 가지 흡착제에 대한 산소 및 질소의 평형흡착량을 측정하여 유효흡착량을 비교함으로써 산소 PSA에 적절한 흡착제를 선정하였고 Langmuir isotherm parameter를 구하였다. PSA 공정의 단계는 흡착, 탈착, 축압, 세정 및 균압 등으로 구성하고 흡착압력은 2atm을 기준으로 운전하였고 탈착압력은 120~400torr이며 cycle time은 2탑 80, 3탑 180초로 운전하였다. 2탑식과 3탑식 산소 PSA 장치의 운전특성과 경제성을 비교 분석하기 위하여, 운전조건에 따른 2탑식 및 3탑식 공정의 제품 생산성, 산소농도, 회수율을 비교하였고, 세정 및 축압단계의 영향을 분석하였으며, 대형화 하였을 경우의 투자비와 전력비를 추산하여 2탑식과 3탑식 산소 PSA의 경제성을 비교하여 700Nm³/hr 이하 규모에서는 2탑식이 유리함을 확인하였다.

Abstract: For oxygen PSA process development, adsorbed amount of oxygen and nitrogen on various adsorbents were measured corresponding Langmuir isotherm parameters were measured. A reasonable adsorbent for oxygen process was selected based on the effective adsorbed amount. The PSA process consists of adsorption, desorption, pressurization, purging and pressure equilization steps. Adsorption pressure was about 2 atm and desorption pressure was between 120 torr to 400torr. Cycle time of 2-bed PSA process was 80 seconds and that of 3-bed oxygen PSA process was 180 seconds. In order to compare and analyze operation characteristics and economic feasibilities of 2-bed and 3-bed oxygen PSA processes, productivity, oxygen concentration and recovery were compared and the effect of purge and pressurization steps on the performance of PSA processes were analyzed. For the commercial scale oxygen PSA process, capital and electricity cost were estimated. In the range of O₂ production less than 700Nm³/hr, the 2-bed process is conformed more feasible in economic view point.

1. 서 론

PSA 공정은 1930년대 초 Finlay와 Sharp 등의 특허에 의해 알려지게 되었고, 그후 1950년대 초반에 이르러서 CO₂, 탄화수소 및 공기 속의 수분을 제

거하는 PSA 공정이 Kahle 등에 의해 그 특징이 소개되었으나, 실제로 발전이 가속화하기 시작한 것은 1955~1956년에 합성 제올라이트가 상업적으로 생산되기 시작하면서 부터였다고 볼 수 있다.

그 다음해인 1957~1958년 "vacuum swing", "low

pressure purge” 등의 공정이 특허로 나오게 되었고, 1970년대 초에는 처음으로 대형 산소 PSA 장치가 제조되게 되었다.

그 이후에도 탑 내부 흡착제의 종류 및 성능에 맞추어 계속 발전해 오면서 1982년에는 대형 VSA (Vacuum Swing Adsorption)를 공기분리에 활용하게 되었다.

최근에 많이 거론되고 있는 동력원단위를 감소시키기 위해서 종래의 가압흡착-상압퍼지 재생법에서 상압흡착-진공재생법 등을 채택하거나 흡착탑의 크기를 줄여 전력소비를 줄이기 위하여 저온흡착 등도 시도하고 있으며, 또한 기존에는 산소의 생산량이 많은 경우에는 3, 4탑식이 사용되고 적은 경우에는 2탑식을 주로 사용하여 왔으나[1] 최근에는 흡착제의 성능이 개선되고 또 투자비의 절감을 위하여 큰 용량의 산소 PSA에도 2탑식이 선호되고 있다.

최근에는 PSA 공정을 설계 및 제작하여 판매하는 회사가 전세계적으로 상당히 많은 수에 이르고 있는데, 미국의 경우는 30개 이상의 회사에서 PSA를 설계 및 제작하고 있다[2].

국내에서도 1984년 동국제강에서 처음 1,000Nm³/hr의 PSA 산소제조장치를 일본에서 수입하여 설치한 이래 인천제철, 대한중기, 동양화학 등 여러 곳에 설치 가동되고 있고 한국에너지산업(주)에서는 한국에너지기술연구소에서 개발한 PSA산소제조장치를 상업화하고 있는 상태이다.

본 연구에서는 2탑식과 3탑식 산소 PSA의 경제성을 검토하기 위하여 제품생산성, 산소농도, 회수율을 측정하여 각 형식의 성능을 분석하였고, 제품규모에 따른 투자비와 전력비를 추산하여 경제성을 비교하여 보았다.

2. 실험

2.1. 흡착제 선정을 위한 특성 분석

산소 PSA에 적합한 흡착제를 선택하기 위해서 해외의 흡착제 업체로부터 구입한 6종류 흡착제들에 대한 산소와 질소의 흡착량을 온도 0, 10, 25, 40℃와 압력 0~4atm의 범위에서 측정하였다. 흡착량을 구하는 방법은 용량법에 의해 측정하였으며 측정장치는 Fig. 1과 같다.

또한 흡착제의 세공분포와 표면적을 ASAP 2000 (micromeritics사)으로 흡착가스는 아르곤 가스를 이

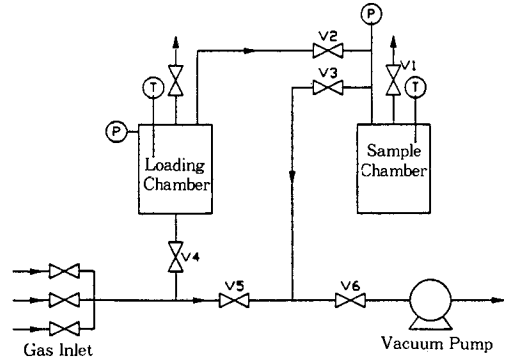


Fig. 1. Volumetric apparatus for measuring adsorption equilibrium.

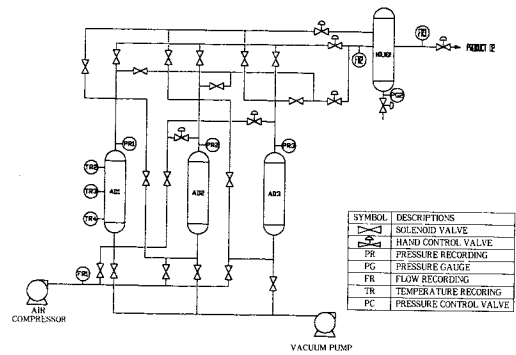


Fig. 2. Schematic diagram of O₂ PSA process.

용하여 측정하였다.

2.2. 산소 PSA 실험장치 및 공정구성

2.2.1. 실험장치 및 방법

본 연구에서 구성한 PSA 산소제조 공정을 Fig. 2에 나타내었다[7]. 공기를 이용한 질소와 산소의 분리공정을 구성할 때에는 수분이 강력하게 흡착하는 물질이므로 공기중에 포함된 다량의 수분을 제거하기 위하여 대처를 해야 하므로 내경이 2인치인 흡착탑 하부의 30cm를 활성알루미나로 충전하였고 탑상부에는 흡착제 A를 130cm 높이로 충전하였으며 충전된 흡착제의 무게는 3개의 탑에 각각 2,188.7g, 2,265g, 2,219g로 채웠다[5-6].

제품산소의 순도를 측정하는 산소분석기는 TORAY, LC-700H, 0~100%, Control system은 PIC ; (TEXAS Instrument), S / W ; FDMACS, (TEXAS Instru-

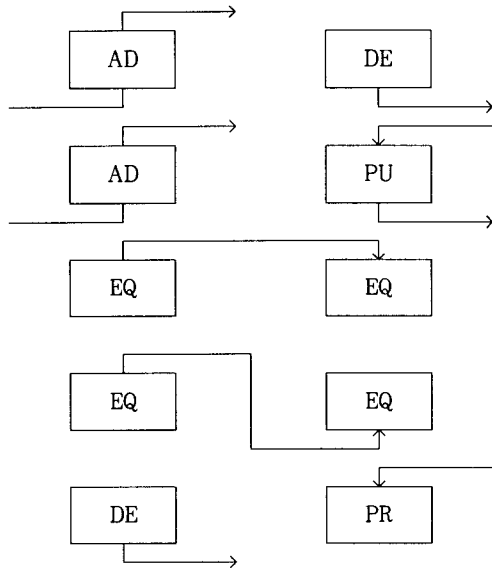


Fig. 3. Process configuration of 2bed oxygen PSA.

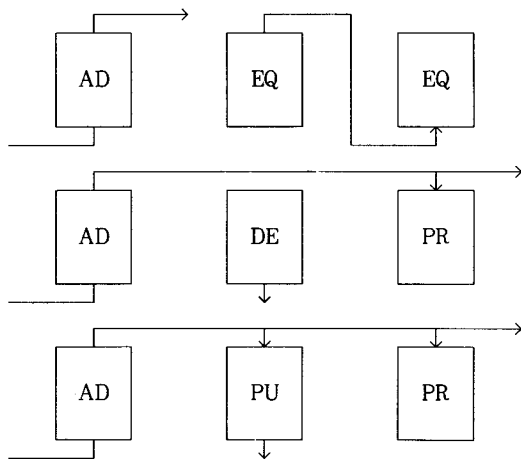


Fig. 4. Process configuration of 3bed oxygen PSA.

ment)로 구성하였다.

압력(공급공기압력, 흡착탑내의 흡착압력), 유량(공급공기유량, 세정유량, 축압유량, 제품산소유량), 온도(공급공기온도, 흡착탑 상·중·하부 온도) 및 제품산소의 농도 등을 A/D Converter를 이용하여 저장하도록 하였고, 공정의 운전은 PLC를 이용하였다.

2.2.2. 공정구성

본 공정의 2탑 및 3탑식 운전 단계는 각각 Fig. 3,

Fig. 4와 같으며 각 단계들의 기능은 다음과 같다[3-4].

① 흡착단계 : 일정압력으로 축압된 흡착탑에 공급 공기를 공급하면서 탑 상부로 농축된 산소를 제품으로 생산한다.

② 균압단계 : 흡착단계가 끝난 흡착탑의 출구부에 남아 있는 농축산소를 세정이 끝난 저압의 탑으로 보내어 회수하면서 탑의 압력을 떨어 뜨린다.

③ 탈착단계 : 균압단계가 끝난 후 흡착되어 있는 질소를 진공상태로 압력을 낮추어 탈착시키는 단계

④ 세정단계 : 탈착단계가 끝난 흡착탑의 내부에 존재하는 질소를 밀어내기 위한 단계

⑤ 균압단계 : 세정이 끝난 저압의 흡착탑으로 흡착단계가 끝난 고압의 흡착탑의 출구부에 잔존하는 농축산소를 도입하여 탑의 압력을 높인다.

⑥ 축압단계 : 세정단계가 끝난 탑의 압력이 흡착압력과 상응한 차이가 있으므로 흡착공정에서 원료 공기가 흡착탑으로 들어올 때 소용돌이가 일어나는 것을 방지하기 위한 단계

2.2.3. 공정운전 변수 결정 실험

2탑 및 3탑 운전시 흡착압력은 1.9atm, 탈착압력은 0.4atm을 기준으로 운전하였고 cycle time은 2탑식이 80초, 3탑식이 180초를 유지하였다.

2탑 운전의 경우 공급공기량에 따른 생산성 및 제품산소농도를 측정하고 이에 따른 회수율을 계산하였으며 회수율 계산을 위한 측정치는 운전 시작이나 공정의 조건을 변화시킨후 공정의 상태가 완전히 정상상태로 운전되었을 경우의 측정 자료를 이용하였다.

운전의 중요한 조절변수의 하나인 세정단계를 세정유량과 세정시간을 조절하면서 제품산소와 회수율을 측정하였고, 축압단계의 축압되는 유량을 변화시켜가며 제품산소의 농도와 회수율의 변화를 관찰하였다.

아울러 3탑식 공정의 운전에도 있어서도 동일한 방법으로 2탑에서 측정된 변화에 대한 것과 마찬가지로 변화하는 경향을 알아 보았다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 흡착제 선정

산소 PSA에 적합한 흡착제를 선택하기 위해서 Fig. 5에 여러 흡착제들에 대한 산소와 질소의 평형 흡착량을 측정하였다. 그림의 위 쪽은 질소에 대한

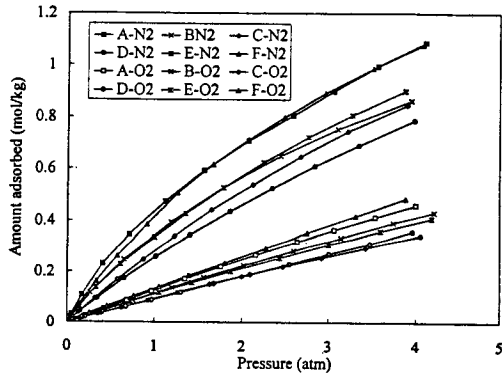


Fig. 5. Equilibrium isotherms of N₂ and O₂ on zeolites.

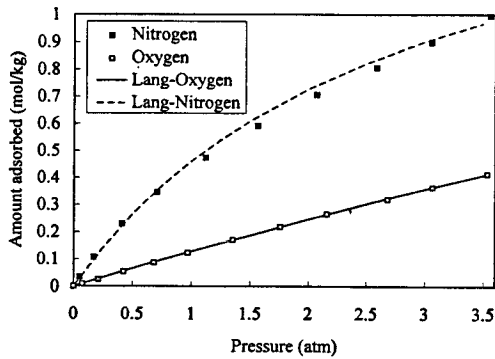


Fig. 6. Prediction of the pure component equilibrium data using Langmuir isotherm model on selected zeolite.

평형흡착량이고 아래 쪽은 산소에 대한 평형흡착량인데 그림에서 볼 수 있듯이 질소의 평형흡착량이 크고 산소의 평형흡착량이 적으며 선택성(질소흡착량/산소흡착량)이 크고 운전압력에 따른 흡착량의 차이(유효흡착량)가 큰 흡착제로는 A와 F가 적합한 것을 알 수 있다. A는 X-type 흡착제이고 F는 A-type 흡착제이므로 A-type에 비해서 X-type의 세공 크기가 커 물질전달 속도가 크고 수분에 대한 저항력도 크므로 X-type 흡착제인 A를 선정하였다.

선정된 흡착제 A에 대한 산소와 질소의 평형흡착량은 Langmuir Isotherm식 (1)로 Fig. 6에서와 같이 잘 나타낼 수 있었다.

Table 1에는 온도에 따라 얻어진 a,와 b,값을 나타내었고, Table 2에는 식 (2), (3)에서 구한 a₁₀₀, b₁₀₀, Q,

Table 1. Constant a_i(mol/kg, atm) and b_i(atm⁻¹) for N₂ and O₂ Adsorption

T(°K)	a _i		b _i	
	N ₂	O ₂	N ₂	O ₂
273.15	1.4349	0.2004	0.7995	0.0697
283.15	0.9648	0.1691	0.5799	0.0588
298.15	0.6292	0.1331	0.3647	0.0389
313.15	0.4031	0.0987	0.2426	0.0288

Table 2. Parameters in eq. (2) and (3)

Component	ln(a ₁₀₀)	ln(b ₁₀₀)	Q _i (kJ/mol)
N ₂	-9.4439	-9.5794	22.21
O ₂	-7.0815	-0.7609	12.46
Ar	-5.7374	-8.3858	8.70

Table 3. Pore Size and Surface Area

Item	Adsorbent A
BET surface area(m ² /g)	654.5476
Median pore diameter(A°)	6.5
Maximum pore volume(cc/g)	0.221013

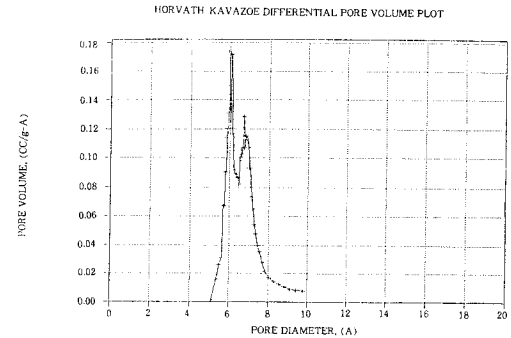


Fig. 7. Pore size distribution of selected zeolite.

를 나타내었다.

$$q = \frac{a_i P}{1 + b_i P} \tag{1}$$

$$a_i = a_{i0} \exp(Q_i/RT) \tag{2}$$

$$b_i = b_{i0} \exp(Q_i/RT) \tag{3}$$

또한 흡착제의 세공분포와 표면적을 아르곤 가스를 이용 측정된 결과를 Table 3에 표시하였고 세공분포도를 Fig. 7에 나타내었다.

흡착제의 세공분포와 표면적을 측정할 결과 표면적

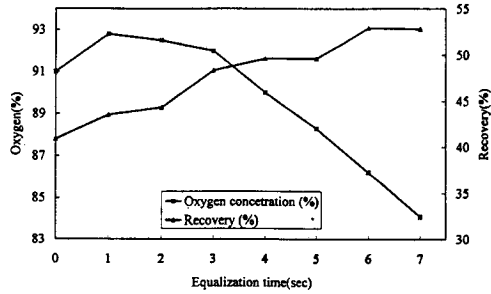


Fig. 8. O₂ concentration and recovery on equalization time of 3bed O₂ PSA process.

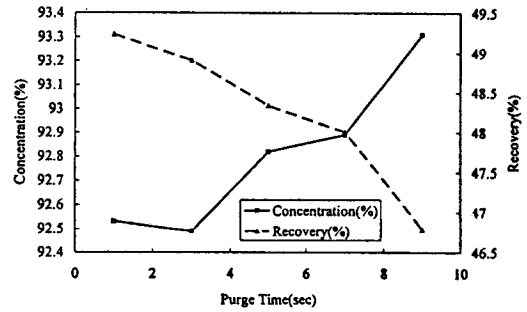


Fig. 11. O₂ concentration and recovery on purge time of 2bed O₂ PSA process.

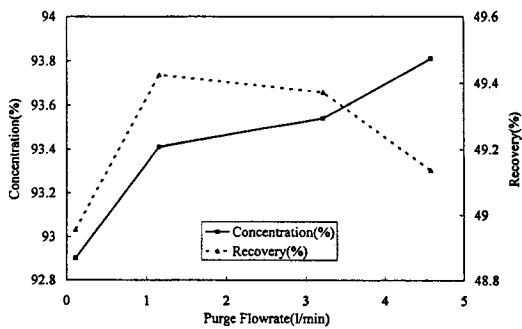


Fig. 9. O₂ concentration and recovery on purge flowrate of 2bed O₂ PSA process.

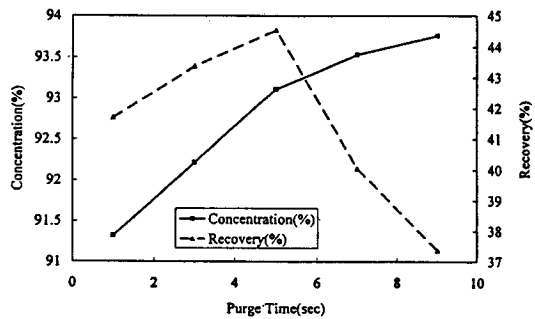


Fig. 12. O₂ concentration and recovery on purge time of 3bed O₂ PSA process.

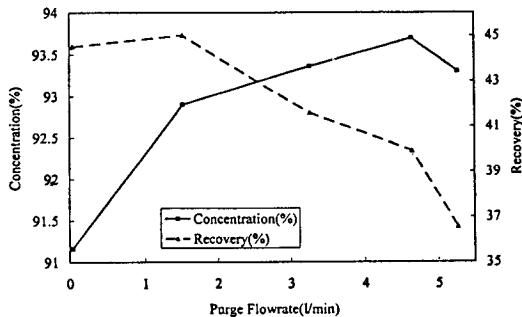


Fig. 10. O₂ concentration and recovery on purge flowrate of 3bed O₂ PSA process.

이 654.55로 상당히 크며 세공분포 역시 6~7Å 정도로 일정하다는 것을 알 수 있었다.

3. 2. 공정운전 결과

균압단계에서의 실험으로 2탑식의 균압 방법을 상 상 및 상하로 바꾸면서 실험해 보았으나 제품산소의 농도와 회수율면에서 차이가 없었고, 3탑식 운전 싸

이들 중 균압 시간을 변화시키며 제품산소 농도와 회 수율을 검토한 결과를 Fig. 8에 나타내었다. 균압시간 을 늘려감에 따라 회수율이 증가하지만 제품산소의 농도는 균압시간을 3초 이상하였을 경우 급격히 떨 어지는 것을 확인할 수 있었다. 이는 균압시간이 길 어질수록 흡착이 종료된 탑에서 세정이 끝난 탑으로 회수되는 가스의 산소농도가 낮아지기 때문이다.

2탑식 및 3탑식의 세정유량을 변화시켜가며 농도 를 측정하고 회수율을 계산하여 Fig. 9, 10에 각각 나 타내었다. Fig. 9에 나타난 2탑 운전의 결과를 보면 세정유량 변화에 따라 농도는 계속 증가하고 회수율 은 세정유량에 따라 0~1.2 l/min까지는 약간 증가 하다가 감소하는 것을 확인할 수 있었으며, Fig. 10 의 3탑 운전에서도 회수율은 세정량이 0~1.6 l/min 까지는 약간 증가하다가 감소하는 2탑에서의 운전 결과와 유사한 현상이 일어나는 것을 알 수 있었으나 제품산소의 농도는 세정유량이 4.6 l/min을 넘어서면 서 떨어지는 것을 확인할 수 있었다.

세정시간만을 변화시킨 실험결과를 Fig. 11, 12에

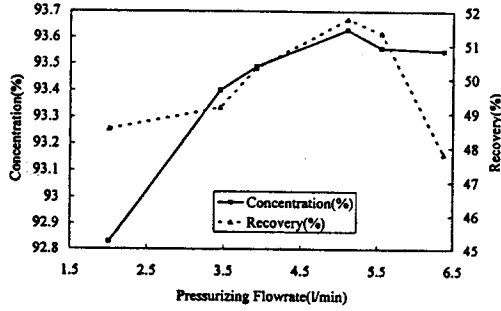


Fig. 13. O₂ concentration and recovery on pressurizing flowrate of 2bed O₂ PSA process.

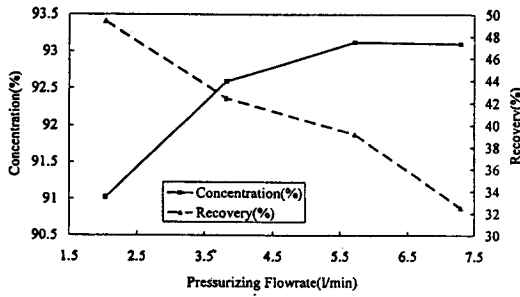


Fig. 14. O₂ concentration and recovery on pressurizing flowrate of 3bed O₂ PSA process.

나타내었다. 세정시간을 변화시키며 측정한 결과는 세정유량을 변화시키며 실험한 결과와 제품산소의 농도와 회수율이 만나는 점의 위치가 다소 차이가 있는 것을 알 수 있었다.

Fig. 13, 14는 축압유량을 변화에 따른 제품산소의 농도와 회수율을 나타낸 것이다. 2탑식의 경우 축압유량의 증가에 따라 농도는 계속 증가하고 회수율은 축압유량이 5 l/min일 때까지는 증가하다 급격히 감소하는 것을 알 수 있었고, 3탑식의 경우 축압유량이 증가함에 따라 제품산소의 농도가 93% 정도까지 증가하고 회수율은 2탑식과 다르게 계속 감소하는 것을 확인했다.

Fig. 15는 2탑식 공정과 3탑식 공정의 생산성에 따른 제품산소의 농도와 회수율을 비교하기 위한 그림으로서 흡착제 kg당 1분에 생산되는 제품산소의 양이 증가함에 따라 제품산소의 농도는 떨어지고 회수율이 증가하는 것을 알 수 있다. 2탑식의 경우 제품산소의 생산성에 대하여 제품산소의 순도와 회수율은 서로 반비례하는 것을 확인할 수 있지만 두 가지 변

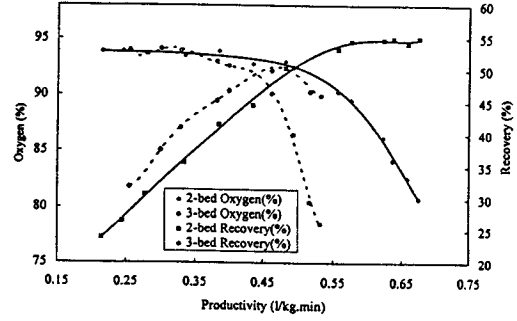


Fig. 15. O₂ concentration and recovery on productivity of 2bed and 3bed O₂ PSA process.

수 중 산소의 회수율을 54% 이상으로 운전할 때 제품산소의 농도가 80%까지 떨어지기 때문에 고농도의 산소를 필요로 하는 분야에서는 생산성은 상당히 높지만 이러한 운전조건을 선택할 수 없고, 반대로 제품산소의 농도를 94%까지 얻을 경우 회수율 및 생산성이 현저히 작아지므로 사용처에서 필요로 하는 순도에 따라 회수율과 생산능률을 최대로 갖도록 운전조건을 선택하는 것이 중요하며 3탑식의 경우 2탑식보다 회수율 면에서 다소 떨어지지만 운전조건의 선택은 2탑식과 같다.

2탑식 및 3탑식의 생산성에 대한 제품산소의 농도와 회수율을 비교해 볼 때 생산성과 회수율이 서로 비례하여 증가함에 따라 제품산소의 농도가 점차 작아지는 것은 두형식에서 모두 유사했으나 2탑 및 3탑식의 제품산소 농도와 회수율의 교차점을 보면 2탑식의 교차점이 3탑식의 교차점보다 제품산소의 순도와 회수율이 높은 곳에 위치하고 있고 생산성도 크므로 본 실험에서의 결과로 볼 때 2탑식이 우수하다는 결과를 얻을 수 있었다.

3.3. 대형화에 대한 투자비 및 전력비 평가

본 절에서는 지금까지 실행했던 실험실 규모의 공정과 동일한 공정으로 산소 PSA 장치를 대형화하였을 경우에 소요되는 투자비와 운전시의 전력요구량을 제품유량에 따라 산출하였다.

우선 실험실 규모에서 나타난 자료를 기준으로 5가지로 각 규모에 맞추어 장치를 구성하는데 필요한 설비와 부품 등의 용량과 크기를 계산하여 산출하였고[9-10], 이렇게 산출된 결과를 이용하여 투자비를 계산하기 위하여, 장치를 구성하는 데 필요한 주요설

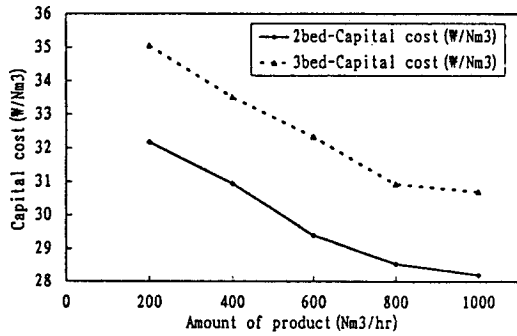


Fig. 16. Capital cost of 2bed and 3bed O₂ PSA processes.

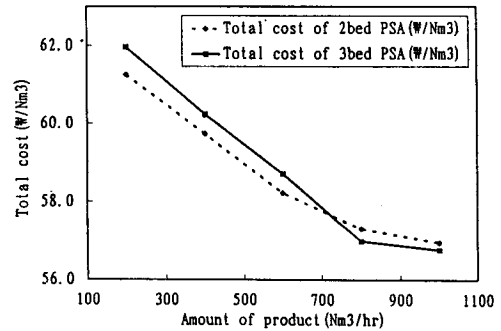


Fig. 18. Total cost of 2bed and 3bed O₂ PSA processes.

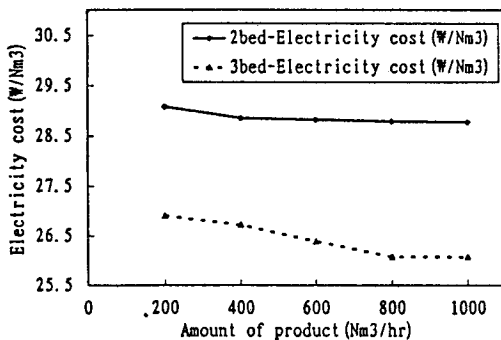


Fig. 17. Electricity cost of 2bed and 3bed O₂ PSA processes.

비들 중 금액면에서 비중이 큰 설비를 선정할 후 이들 설비 중 구매, 제작 및 재료의 3가지로 구분하여 소요되는 비용을 산출하였다.

구매하여야 하는 설비나 부품의 경우는 관련업체로부터 용량별 견적서를 받아 사용하였는데, 재료비의 산출을 물가정보를 활용하였기 때문에[11] 각 설비 금액간의 오차를 줄이기 위하여 모든 견적 및 조사가 격의 견적금액 중 부가세는 계산에 넣지 않는 것을 원칙으로 하였다.

제작의 경우도 부가세를 포함하지 않은 금액을 사용하였으며, 재료의 경우는 물가정보에 나타나 있는 금액을 그대로 사용하여 투자비를 산출하여 이용하였다. 장치의 내구연한을 7년으로 가정하여 설비투자금액을 총 제품산소 생산량으로 나누어 단위 Nm³에 대한 금액을 산출하였고, 전력소비량을 산출하는 데에는 실제장치를 운전하는데 소요되는 전력량을 활용하는 것이 불가능하므로 견적에 포함된 설비 소비전력

표시를 활용하였으며 가장 소비전력이 많은 공기압축기와 진공펌프의 전력만을 합산하여 총전력소비량을 계산하고 이를 제품산소 단위 Nm³에 대한 전력량으로 환산한 후, 전력비의 계산은 에너지통계연보의 산업용 전력가격 병의 봄, 여름, 가을, 겨울의 가격 평균치인 45.58원/kWh를 적용하여 계산하였다[12].

단위 Nm³ 당 금액으로 계산하여 계산된 결과 중 투자비는 Fig. 16에 나타난 바와 같이 3탑식 공정이 2탑식 공정보다 더 많은 비용이 투자되어야 하며, 전력비용은 Fig. 17에서 처럼 2탑식이 더 많은 전력비용을 필요로 하는 것을 알 수 있는데 업체의 형편에 따라 투자비와 전력비 중 설치회사의 조건에 맞는 쪽을 선택할 수도 있다[8].

이울러 이와 같이 산출된 단위투자비용과 단위전력비용을 종합하여 나타난 Fig. 18에서 볼 수 있는 바와 같이 제품산소의 생산량이 700Nm³/hr로 증가할 때까지는 2탑식이 3탑식보다 총 비용 측면에서 경제성이 있는 것을 알 수 있으며, 700Nm³/hr를 넘어서는 규모에서는 3탑식이 유리하기 때문에 본 실험과 같은 조건을 적용하여 운전할 경우 장치의 크기에 따라 2탑 혹은 3탑식의 공정 중 경제적으로 유리한 방법을 선택하는 것이 필요하다는 것을 알 수 있다.

4. 결 론

실험실 규모의 산소 PSA 실험장치를 제작하여 2탑식과 3탑식의 실험운전을 통하여 제품산소 수율, 순도, 생산성 등을 비교 검토함으로써 적정운전조건을 찾았다. 이러한 조건으로 운전하는 산소 PSA의

공정장치에서 상업화규모에서의 경제성을 투자비와 전력비 측면에서 검토하여 보았다.

경제성 평가에서는 투자비 측면에서는 2탑식이 더 우수하고, 전력비 측면에서는 3탑식이 우수하다는 것을 알 수 있었으며 이를 종합한 총비용 측면에서는 제품산소의 생산량이 700Nm³/hr 규모까지는 2탑식이 유리하다는 결론을 얻을 수 있었다.

NOMENCLATURE

- q : adsorbed amount
 a, : constant in Langmuir equation, mol/kg.atm
 b, : constant in Langmuir equation, atm⁻¹
 P : absolute pressure (in column), atm
 R : gas constant, 82.06 cm³.atm/K.mol
 Q, : isosteric heat of adsorption, kJ/mol

참고문헌

1. S. J. Doong and R. T. Yang, AIChE Symposium Series, **84**, 145(1988).
2. Donald H. Write, AIChE Symposium Series, **84**, 129(1988).
3. S. Sircar and W. C.Kratz, AIChE Symposium Series, **84**, 141(1988).
4. Douglas M. Ruthven, Shamsuzzaman Farooq, and Kent S. Knaebel, "Pressure Swing Adsorption", VCH, NY(1994).
5. 조순행, 김종남, 김권일, "농축산소와 분리막을 사용한 폐수처리 공정개발(I), (II)", 한국에너지기술연구소(1993, 1994).
6. 조순행, 김종남, 김권일, "PSA 질소제조공정설계, 운전 및 결과분석", 한국에너지기술연구소(1992).
7. Motoyuki Suzuki, "Adsorption Engineering", Kodansha, Tokyo(1990).
8. M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, "Plant design and economics for chemical engineers", McGraw-Hill Book Co., New York(1980).
9. Ernest E. Ludwig, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Gulf Publishing Company Book Division, Texas(1977).
10. 原徹, "改訂新版.プラント 設計簡易計算法", 化學工業社, 東京(1981).
11. 노영현, "종합물가정보", 한국물가정보(1995).
12. "에너지통계연보", 통상산업부 · 에너지경제연구원(1995).