

廢水處理用 活性炭의 熱再生

姜 錫 浩 · 柳 大 雨*

嶺南大學校 工科大学 化學工學科

(접수 1975. 5. 15)

Thermal Regeneration of Activated Carbon for Waste Water Treatment

Suk-Ho Kang and Dae-Woo Rhew*

Department of Chemical Engineering, Yeungnam University

Gyongsan 632, Korea

(Received, May 15, 1975)

요 약

Fuchsine 水溶液을 吸着시킨 顆粒狀 活性炭을 垂直石英管爐內에서 400~800°C 범위로 間接加熱하여 再生하였다. 再生에 사용된 活性化氣體로서는 炭酸가스, 水蒸氣 및 窒素의 物比가 1:1:6인 混合가스를 사용하였다. 再生된 活性炭의 fuchsine 吸着能力, 表面積의 間接測定法에 의한 沃度價 및 密度測定에 의하여 最適再生 操作條件을 決定하였는데 反應溫度는 650°C, 反應時間은 20分, 그리고 氣體供給流量은 活性炭 單位 kg 當 0.67m³(標準狀態)일 때 가장 좋은 再生結果를 얻을수있었다. 이 條件下에서는 再生操作중에 생기는 活性炭의 再生損失을 2%以下로 유지할수 있으므로 經濟的規模의 設計에 이 結果를 適用할수 있을것이며 活性炭의 再生에 高負荷燃燒裝置에서 얻어지는 燃燒가스를 活性化가스로 利用할수 있는 可能性을 確認하였다.

Abstract

Granular activated carbon that had been used in fuchsine dye-solution was regenerated by heating in a 1 m vertical quartz tube furnace at 400—800°C using a mixture of carbon dioxide, steam and nitrogen as activating gases, whose composition was nearly equal to that of commercial oil-fired flue gas. By measuring the fuchsine-adsorption capacity, the iodine number and the physical properties of the active carbon regenerated, the optimal regenerating conditions were determined to give the reaction temperature of 650°C, the activating time of 20 min and the feed gas flow rate of 0.67m³ STP/kg-carbon. Under these conditions, carbon loss during the regenerating operation could be reduced below 2% and thus the results here may be applied to the design of a large-scale unit. It is also suggested that oil combustion gas may be used as an activating agent for the regeneration of the granular active carbon.

* 現主所: 韓國綜合化學株式會社 忠州工場

1. 序 論

粒狀活性炭에 의한 흡착법은 여러가지 3차 폐수처리법 중에서도 가장 적합한 것으로 알려져 있다. 이 방법의 사용가능성은 활성탄의 흡착-재생이라는 cycle에서 얼마만큼 경제적으로 활성탄을 재생할수있는가에 달려있다. 활성탄의 再生方法으로서는 과열수증기를 사용하는 경우가 가장 많고¹⁾ 현재 미국에서는 천연가스를 熱源으로 사용하고 이 연소가스로부터 얻은 탄산가스, 산소 및 수증기를 活性化劑로 사용하고 있다^{2), 3)}. 再生爐로서 直火式的 multiple hearth furnace를 사용하면 外部연소에 의한 탄소분 손실이 많이 생기기 때문에 反應溫度를 낮추어야 하며 활성탄의 세공내에 흡착된 흡착제를 산화시키기 위해서는 활성화가스의 유량을 높이지 않으면 안 된다. 또 간접 가열식 rotary tube furnace를 사용하면 外部연소손실을 줄일수 있으나 内部연소를 촉진하기 위해 高溫의 反應溫度가 必要하며 따라서 활성화 가스 유량을 줄여서 활성탄의 세공구조의 손상을 막아야 한다²⁾. 세공의 기본구조 및 micropore의 손상을 최소화하는 한가지 가능한 方法으로서의 油類를 高負荷 연소장치로 불완전연소시켜 그 연소가스를 活性化劑로 利用할수있을것이다.

이 方法은 위의 두 경우에 比해서 보다 moderate한 가스유량과 반응온도로 활성탄을 재생하는 것이라고 생각되는데 이 方法은 다음과 같이 정의되는 β 의 값을 조절함으로써 활성탄의 표면연소 즉 外部연소를 억제하고 그 대신 활성화 時間을 길게하여 흡착질의 열분해를 目的으로 하는 内部연소를 촉진할수 있다고 본다.

$$\beta = \frac{n_{CO} + n_{H_2}}{n_{CO_2} + n_{H_2O}}$$

단, n 은 각성분의 몰수를 나타낸다.

本 研究의 目的은 一定한 조성의 산화성가스나 환원성가스를 연속적으로 손쉽게 얻을 수 있는 高負荷연소장치를 活性炭의 再生에 使用할 수 있는지의 가능성을 검토하는데 역점을 두었다.

2. 試藥 및 分析方法

2-1. 活性炭

用水 및 廢水處理用 活性炭은 여러 종류가 있으나 분말탄의 경우 여과조작이 곤란하고 재생-흡착도중에 일어나는 物理的인 손실이 크므로 취급이 간편하고 再生炭의 性能을 보장할수 있는 粒狀炭을 試料로서 선택

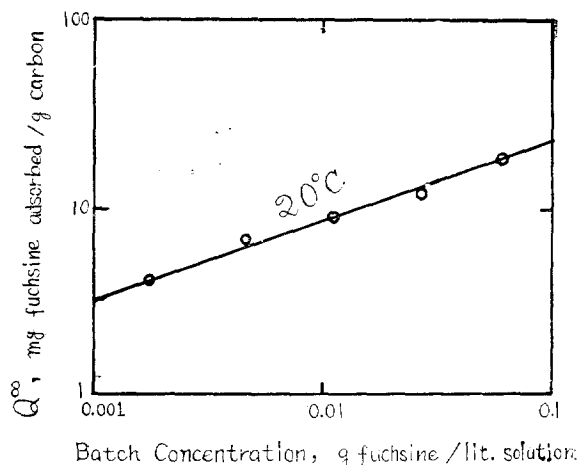


Fig. 1. Adsorption isotherm for virgin Shirasagi carbon at 20°C

하였는데 日本武田藥品제조 Shirasagi W炭(S-type, 顆粒狀白鷺炭)으로써⁶⁾ 진밀도(real density) 1,660g/cm³, 겉보기밀도(bulk density) 0.461g/cm³, 입도범위(mesh size) 10~20 mesh(dp=1.17mm), 공극율 0.500, 요드價²⁾는 740(BET法에 의한 표면적 675m²/g에 상당)이며 이 흡착제에 對해 20°C에서 흡착등온선을 求하여 Fig. 1.에 表示하였다.

2-2. 흡착매용액 및 농도측정

活性炭을 定量的으로 흡착시키기 爲한 目的으로 使用된 흡착제는 fuchsin염료⁶⁾, (美, Hartman-Leddon Co. 제조인 Color Index No. 42500의 적색분말)으로써 本 研究에 쓰인 용액의 농도는 100ppm으로 固定하였다. 탈색흡착능력을 시험하기 爲해 使用한 fuchsin용액의 미지농도를 비색법에 依하여 spectrophotometer로 測定하였다⁶⁾.

3. 實驗裝置 및 方法

3-1. 氣體의 흐름

실험장치의 개요를 Fig. 2.에 나타내었다. 질소가스와 탄산가스는 각기 0.0~6.0l/min의 유속으로 rotameter를 통과하여 爐內에 유입된다. 수증기 발생장치를 제작하기 곤란하여 질소가스를 수증기포화기에 통과시켜 수증기가 포화되어 나가도록 하였으며 이때 질소가스의 유량에 따른 수증기포화기의 효율을 空지킬하여 물의 온도를 항온조로 조절함으로써 수증기의 유량을 간

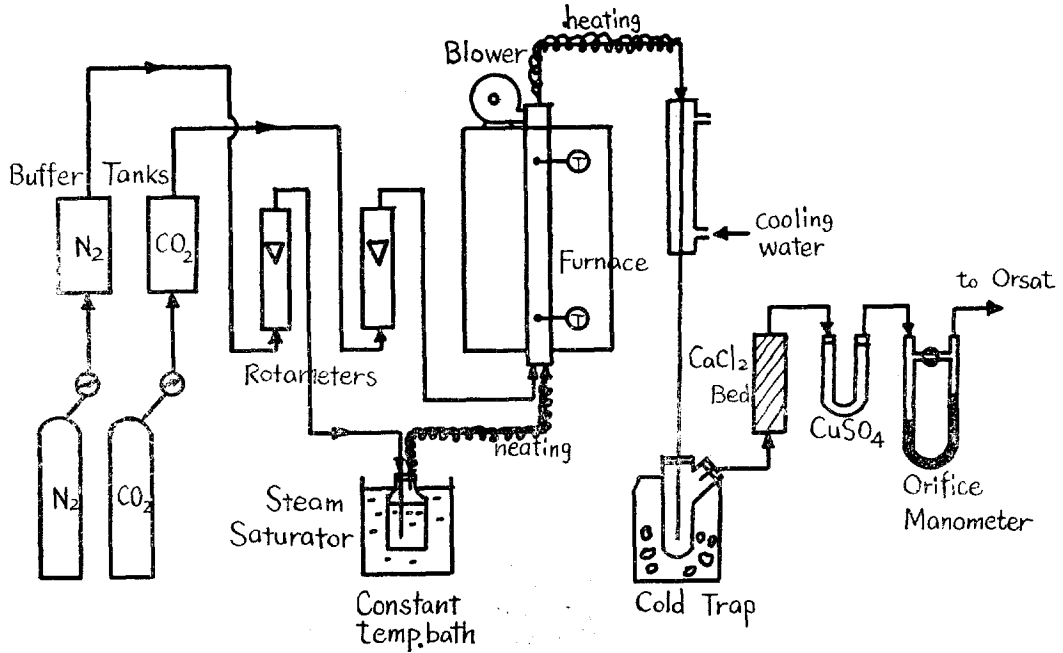
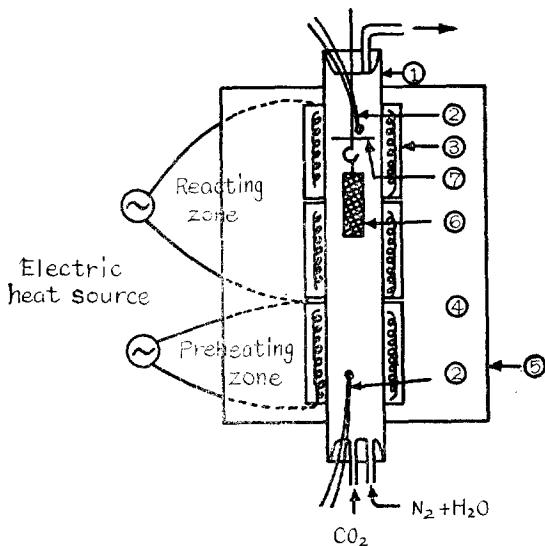


Fig. 2. Schematic flow sheet for regeneration of activated carbon.



① ID=3.7cm, L=100 cm Quartz tube
② Al-Cr thermocouple ③ Alumina Brick
④ 15 cm Asbestos Insulation
⑤ Steel frame ($\phi=34$ cm)
⑥ Cage made of stainless steel screen ⑦ Skirts
Fig. 3. Cross-sectional view of the furnace.

점적으로 조절하는 방법을 썼다. 전기로는 Fig. 3의 단면도와 같이 수직석영관을 外部에서 加熱하도록 되어 있다. column 內에서 活性化가스의 체류時間을 늘이기 爲해 column 높이의 3/4 정도되는 지점에 Stainless steel skirts를 두었다.

이 석영관의 上, 下단을 고무마개로 막아 가스나, 활성탄 분말의 누출을 방지하여 물질수지의 점검을 可能하게 하였고 上部 고무마개부분의 과열을 방지하기 위해 전기송풍기로 空冷시켰다. 수증기가 도중에서 응축되지 않도록 column 上, 下部의 유도銅管은 $120 \sim 140^{\circ}\text{C}$ 에 유지되도록 선형가열기를 사용하였다.

爐를 나온 vent가스는 이중관 열교환기를 通하여 냉각되어 cold trap을 통과하는 동안 수증기는 응축되고 다시 CaCl_2 층을 통하여 남은 水分을 완전 제거시킨 다음 U字管內의 CuSO_4 로써 水分을 점검하고 orifice manometer 로써 전조한 出口의 가스의 유량을 측정하여 orsat แก스분석기로 보내 分析한다.

3-2. 活性炭의 處理過程

새 활성탄을 평량하여 fuchsine 수용액중에서 4時間 동안 흡착시키고, 120mesh의 screen에 걸러 전조기에

넣어 130°C 정도에서 4 시간 동안 건조, micropore 內에 침투되어 있는 水分까지 완전히 건조시킨 다음 stainless steel screen cage에다 30g을 평량해 넣어 재생로 上部의 마개를 열고 stainless steel 철사고리에 걸어 투입한다. 이때 column 上部에서는 질소가스로써 cage를 씻어 주어 空氣의 혼입을 막는다. 再生反應이 끝나면 다시 활성탄을 넣을 때와 마찬가지로 N_2 를 사용하여 空氣와 차단하면서 꺼내어 즉시 수중에 급냉시키고 風乾한 다음 건조기에 넣어 완전히 탈수하여 흡착능을 測定한다. 이 조작이 제 1 cycle이며 재생탄을 다시 흡착-재생하는 cycle을 반복한다. 재생도중의 出口가스의 조성을 2회 check하였다.

4. 實驗結果 및 考察

4-1. 最適條件의 決定

實驗변수를 反應時間, 溫度, 活性化가스의 유입유량 등 3 인자로 定하고 各 run에 對한 반응조건을 Table 1에 나타낸다. 우선, 반응온도와 유입유량을 一定하게 하고 反應時間만을 변수로하여 最適 반응시간을 決定한다. 爐內의 反應溫度를 800°C로 固定하였으며 CO_2 , H_2O , N_2 의 全體유입유량 R 을 4.0 l STP/min로 하고

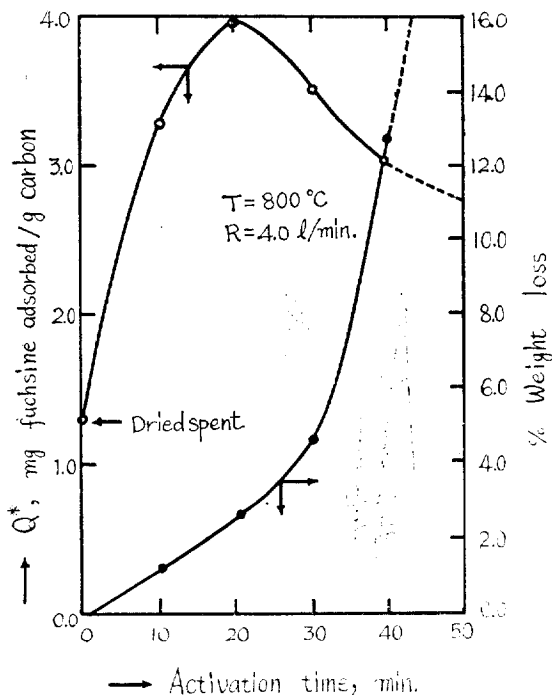


Fig. 4. Determination of optimal activation time.

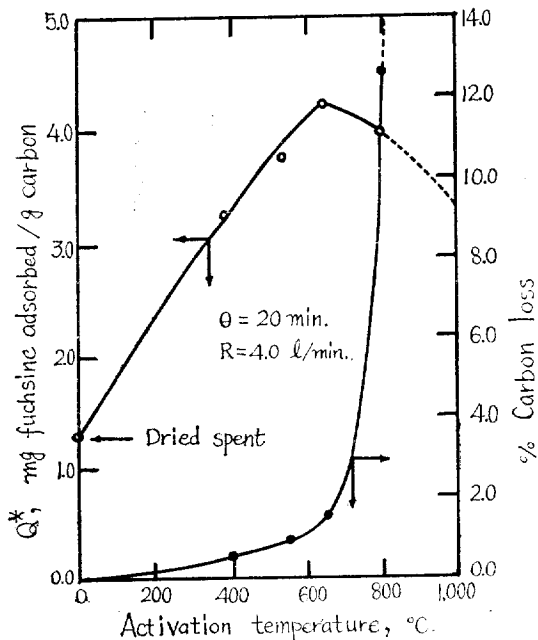


Fig. 5. Determination of optimal activation temperature.

이들의 조성비를 1:1:6으로 고정하였다. 반응시간을 10, 20, 30, 40min로 各各 변화시켰을 때 (run 1, 2, 3, 4) 各 run의 재생탄의 측정된 물성치는 Table 2에 나타났다. 흡착시간 4 시간에서의 재생탄 단위 g당 염료의 흡착량(mg)을 Q^* 라고 표시하고 반응시간에 대하여 이 Q^* 값을 아울러 탄소분 손실에 對하여 plot하면 Fig. 4와 같다. Q^* 對 反應時間의 곡선에서 다음의 사실을 알 수 있다. 즉 反應時間 0~10分以前에는 baking 과정이 일어나서 흡착된 물질이 氣體를 발산시키면서 급격히 열분해 한 다음 10~20分 사이에 活性化가 일어나 흡착질이 열분해 되어 생기는 열분해 잔유물을 산화시켜 제거해 내고 20분이 지나면서부터 활성탄자체를 태워버리면서 세공구조를 파괴한다고 추정된다. 탄소분 손실량은 30분이 경과하면서부터 급격히 증가되나 사실상 20분후부터 fuchsin의 열분해 잔유물의 산화에 의한 질량감소보다는 활성탄자체의 연소에 의한 손실량이 더 클 것으로 생각된다. 따라서 最適 반응처리시간이 약 20分이라고 결정하였다.

다음에 반응시간을 20分으로, 활성화제 가스의 유입유량을 4.0 l STP/min로 고정하고 반응온도를 400°C, 550°C, 650°C, 800°C로 변화시켰을 때 (run 5, 6, 7, 2) 재생된 활성탄의 물성은 Table 2.에서의 같고 반응온도에 對한 Q^* 값과 탄소분 손실의 관계를 Fig. 5에 표시하였다. 탄소분 손실에 있어서는 550°C가 유리하

Table 1. Experimental conditions.

| | Act. temp. °C | Act. time min. | Total feed rate of act. gas STP/min. | Input Gas ratio CO ₂ /H ₂ O/N ₂ | Feed carbon |
|--------|------------------|-------------------|--|--|-------------------|
| Run 1 | 800 | 10 | 4.0 | 1 : 1 : 6 | Dried once spent |
| Run 2 | 800 | 20 | " | " | " |
| Run 3 | 800 | 30 | " | " | " |
| Run 4 | 800 | 40 | " | " | " |
| Run 5 | 400 | 20 | " | " | " |
| Run 6 | 550 | " | " | " | " |
| Run 7 | 650 | " | " | " | " |
| Run 8 | " | " | 2.0 | " | " |
| Run 9 | " | " | 3.0 | " | " |
| Run 10 | " | " | 5.0 | " | " |
| Run 11 | " | " | 4.0 | N ₂ only | " |
| Run 12 | " | " | " | 2 : 0 : 6 | " |
| Run 13 | " | " | " | 0 : 2 : 6 | " |
| Run 14 | " | " | " | 1 : 1 : 6 | Product of run 7 |
| Run 15 | " | " | " | " | Product of run 14 |

Table 2. Physical properties of products. (For comparison, those of virgin carbon and of dried spent carbon are also presented.)

| product of | Bulk density g/cc | particle density g/cc | Real density g/cc | Porosity | I ₂ No. | Q* mg/g | wt. loss % |
|------------|----------------------|--------------------------|----------------------|----------|--------------------|------------|---------------|
| Virgin | 0.461 | 0.830 | 1.66 | 0.500 | 740 | 4.4 | — |
| Dried | 0.549 | 0.883 | 1.39 | 0.365 | 358 | 1.3 | — |
| Spent | 0.490 | 0.818 | 1.65 | 0.507 | 711 | 3.3 | 1.2 |
| Run 1 | 0.503 | 0.800 | 1.66 | 0.518 | 653 | 4.0 | 2.9 |
| " 2 | 0.515 | 0.792 | 1.66 | 0.523 | 657 | 3.5 | 4.6 |
| " 3 | 0.547 | 0.772 | 1.67 | 0.538 | 640 | 3.0 | 12.6 |
| " 4 | 0.522 | 0.871 | 1.47 | 0.408 | 505 | 3.2 | 0.4 |
| " 5 | 0.488 | 0.858 | 1.61 | 0.467 | 690 | 3.7 | 0.7 |
| " 6 | 0.475 | 0.832 | 1.65 | 0.496 | 736 | 4.3 | 1.5 |
| " 7 | 0.502 | 0.858 | 1.43 | 0.404 | 605 | 3.1 | 1.1 |
| " 8 | 0.483 | 0.844 | 1.62 | 0.479 | 650 | 3.7 | 3.7 |
| " 9 | 0.472 | 0.830 | 1.65 | 0.497 | 738 | 4.2 | 2.2 |
| " 10 | 0.528 | 0.871 | 1.42 | 0.371 | 424 | 2.2 | 0.3 |
| " 11 | 0.510 | 0.856 | 1.59 | 0.410 | 700 | 3.5 | 1.2 |
| " 12 | 0.488 | 0.850 | 1.60 | 0.427 | 708 | 3.8 | 1.4 |
| " 13 | 0.490 | 0.825 | 1.65 | 0.500 | 730 | 4.1 | 1.7 |
| " 14 | 0.492 | 0.825 | 1.65 | 0.502 | 728 | 4.1 | 1.9 |
| " 15 | | | | | | | |

나 Q*값은 650°C에서 재생할때 최고치이며 이 두가지 측정치 외에 다른 물성치를 종합하여 볼때 650°C가 가장 적당하다고 결정할 수 있다.

活性化가스의 최적 유입유량을 定하기 위해 반응온

도 650°C, 반응시간 20min. 으로 하고 활성화가스의 전체 유입량을 2.0, 3.0, 4.0, 5.0 l STP/min. 로 변화시켰다(run 8, 9, 7, 10). 각 재생실험에서 나오는 재생탄의 물성치 (Table 2)를 비교하면 virgin炭의 물성치

와 가장 가까우면서 fuchsine의 탈색흡착능력 Q^* 값이 가장 큰 경우는 流量이 4.0l STP/min일 때이다. 5.0l STP/min일때 몇가지 더 좋은 물성치(bulk density, porosity)등을 나타냈으나 큰 차이는 없고 경제적인 측면에서 gas utilization이 4.0l STP/min 일때가 더 낮다고 할수 있으므로 최적 기체유입량은 4.0l STP/min로 결정하였다. 이때 탄소 1kg에 대한 CO_2 와 수증기의 누적기체유입량의 합은 $0.67\text{m}^3/\text{kg}$ 으로 비교적 높은 값이나 적화식 multiple hearth furnace의 경우 0.18m^3 보다는 크고 rotary tube furnace의 경우 2.70m^3 보다는 적은 편으로²⁾ 650°C 의 온도에서 활성탄 주위가 지나친 환원성분위기를 조성하여 반응이 너무 억제됨을 적절히 전해해 주는 기체유입량이라고 하겠다.

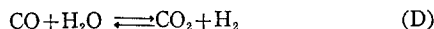
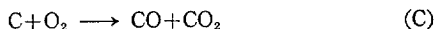
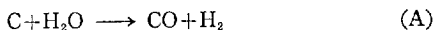
以上 세가지 변수의 상호간의 작용에 관한 영향을 고려하지 아니하고, 다만 본 실험의 범위 내에서 결정된 최적조건을 종합하여 보면 650°C 에서 반응시간 20min, 30g의 試料을 사용하였으므로 Table 3.과 같은 활성화가스의 최적 가스 유입량을 얻는다.

Table 3. Optimal feed rate of activating gas(Run 7).
T = 650°C $\theta = 20$ min.

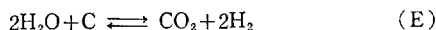
| | Comp. % | m^3 STP/hr | m^3 STP/kg carbon |
|----------------------|---------|---------------------|----------------------------|
| CO_2 | 12.5 | 0.03 | 0.33 |
| H_2O | 12.5 | 0.03 | 0.33 |
| N_2 | 75.0 | 0.18 | 2.00 |
| Total | 100.0 | 0.24 | 2.66 |

4-2. 排氣가스의 分析에 의한 反應 機構의 考察

Table 4.의 排氣가스 分析值로부터 반응 기구에 대하여 考察한다. 排氣가스의 分析은 orsat 分析裝置를 利用하여 시행했다. orsat 分析值에 대한 誤差는 他分析 裝置에 비하여 상당히 크다고 알려져 있으나 많은 回數의 實驗과 특히 본 再生實驗과 같은 매우 어려운 實驗에서는 orsat 分析裝置가 便利하다. 본 실험에 使用된 orsat 裝置에서 測定管이 없으므로 H_2 에 대한 分析은 不可能했다. R_{un} 7의 경우에는 H_2O , CO_2 , N_2 가스를 再生爐에 流入하였으므로 다음과 같은 반응이 可能하다.

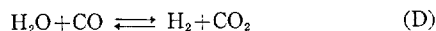


H_2 의 測定이 불가능하였으므로 再生裝置內의 反應에 대한 精確한 物質收支式을 세울수는 없으나 炭素의 物質收支式을 계산한 결과에 의하면 R_{un} 7에 대한 CO 의 排出濃도가 0.2%이다. 이 數値는 活性炭의 損失量 즉 炭素의 減量에 비해서 너무 적다. 또 R_{un} 12의 경우에는 H_2O 를 사용하지 않고 CO_2 와 N_2 만을 공급하였는데도 消耗된 活性炭의 量과 生成된 CO 의 量은 잘 一致하지만 反應(B)에서 消耗되는 CO_2 의 量에 비하면 排出되는 CO 의 量은 역시 적다. 다음으로 R_{un} 13의 경우에는 CO_2 의 供給없이 N_2 와 CO_2 만을 공급하였음에도 불구하고 CO_2 의 排出量이 0.5%이고 同時に CO 도 0.2%이다. 따라서 R_{un} 13에서는 反應(A) 이외에도 다른 反應 즉 다음 과 같은 反應(E)가 함께 일어 난다고 推定할 수 있다.



위의 세가지 경우에 있어서 모두 炭素에 관한 物質收支式이 成立하지 않고 CO 가 格계 檢出되는 이유는 다음 4가지라고 생각된다.

첫째 再生裝置가 氣密하지 못해서 外部로부터 空氣가 새어들어 가거나 實驗前에 purging 作業이 충분치 못하여 O_2 가 장치내에 머물러 있었거나, 둘째, 原料 N_2 , CO_2 의 純度가 낮아서 O_2 가 含有되어 있었거나, 셋째, 再生實驗후에 赤熱狀態의 試料 活性炭을 再生裝置 밖으로 끄집어 낼때 공기중에서 연소함으로써 活性炭損失이 생기는 경우, 넷째, 위의 3경우에 있어서는 모두 裝置, 原料, 實驗操作의 결함이 원인이 되지만 이들 3가지의 원인이 완벽하게 제거된다면 장치내에서 再生되는 동안에 다음과 같은 反應(D)이 일어나서



反應 (A), (B) 및 (E)에서 生成된 CO 가 CO_2 로 轉換된다는 推測도 可能하다. 이 사실은 反應 (A), (B)가 吸熱反應이고 反應 (D)는 특히 H_2O 가 過剩으로 存在하면 쉽게 일어나는 反應인데⁴⁾ (A), (B) 및 (D)의 反應平衡定數가 $400 \sim 800^\circ\text{C}$ 범위에서는 비슷한 값을 가지므로 (D)反應의 可能性이 있다.

그러나 넷째 이유보다 더 直接의이고 主要한 原因은 앞의 3가지 이유 때문에 炭素에 관한 物質收支가 成立하지 않을 수도 있으므로 反應에 대하여 보다 강력한 主張을 하기는 곤란하다. 즉 試料을 再生裝置에서 꺼낼때 大氣中에서 연소하는 사실이 실험이 매우 복잡하므로 排除될 수 없다면 炭素에 대한 物質收支는 成立하지 않을 것이다. 또, 첫째 이유로서 장치에 새는 곳이 있는가 하는 문제인데, 이는 R_{un} 11의 N_2 만을 供給한 再生實驗에서도 CO 가 0.1%檢出됐다는 사실에

Table 4. Composition of input and output gases.

| | Input Gas Comp. % | | | Mean Output Gas Comp. (Dried) % | | | condensed water, g |
|--------|-------------------|------------------|----------------|---------------------------------|-----|--|--------------------|
| | CO ₂ | H ₂ O | N ₂ | CO ₂ | CO | others (N ₂ +H ₂) | |
| Run 7 | 12.5 | 12.5 | 75.0 | 14.2 | 0.2 | 85.6 | 14.1 |
| Run 11 | — | — | 100.0 | — | 0.1 | 99.9 | — |
| Run 12 | 25.0 | — | 75.0 | 25.0 | 0.2 | 74.3 | — |
| Run 13 | — | 25.0 | 75.0 | 0.5 | 0.2 | 99.3 | 17.0 |

기인한다. 그러나, 둘째 이유 즉 원료 gas N₂, CO₂속에 O₂가 들어 있었다는 사실은 본 연구에 대한 豫備實驗의 結果에 비추어 전혀 있을 수 없는 일이다.

4-3. 再生回數에 따른 物性의 變化

활성탄을 재생하여 흡착에 사용한 후 다시 재생하는 cycle의 回數를 거듭하는 동안에 활성탄의 흡착능력과 기타 物性에 변화가 생길것이다. 활성탄을 3회까지 재생하고, 각 재생 cycle에 대한 物性回復의 정도를 재생활성탄의 단위 질량당 fuchsine의 흡착량 Q*로 Fig. 6.에 나타내었고 그리고 활성탄의 진밀도, 겉보기 밀도 및 질량손실율을 Fig. 7.에 나타내었다. Fig. 6.에서 보는바와 같이 재생회수의 증가로 인한 흡착능의 변화는 매 cycle마다 5% 정도씩 감소하지만 재생하지 아니한 一次흡착탄의 흡착량에 비교하여 많은 개선이 이루어진다고 하겠다. 그외의 物性은 재생 cycle의 증가로 인하여 거의 영향을 받지 않음을 Fig. 7.에서 볼 수 있고 다만 재생회수가 증가함에 따라서 1회째

에는 활성탄의 재생 손실질량이 1.5%가 되나 그후부터는 反復에 따른 질량손실은 크게 줄어들고 있다. 이것은 顆粒炭의 기계적 强度가 매우 우수한 까닭에 분말 활성탄이나 造粒 활성탄보다 熱的再生工程에 더 적합함을 알 수 있다.

5. 結 論

CO₂ 가스, 및 수증기를 活性化 가스라고 하고 질소가스를 불활성 캐스로 사용하여 顆粒狀活性炭을 재생할때, 재생로에 공급되는 가스의 조성을 炭化水素系 液體燃料의 燃燒 gas조성과 같은 1:1:6의 混合比로 固定하

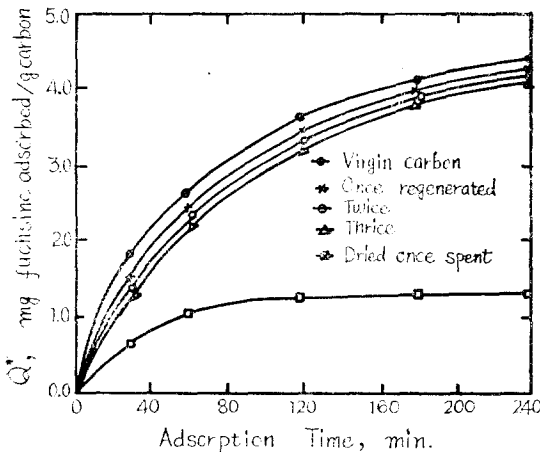


Fig. 6. Q vs. Adsorption time.

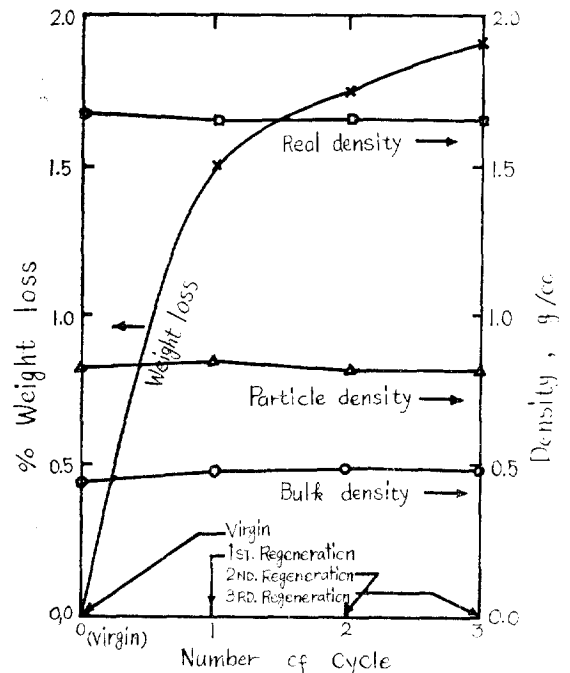


Fig. 7. Physical properties versus regeneration cycle number.

고 반응시간, 온도 및 가스유량을 변화시켜서 再生條件을 決定하였다. 再生炭의 흡착능력 및 기타의 物性値가 處女炭의 그것과 큰 차이가 없도록 재생하는 최적 조건은 가스유량 4 l STP/min, 재생온도 650°C, 재생시간 20min임을 밝혔는데, 위의 3條件은 각실험 변수 사이의 상호작용에 대한 영향은 고려하지 않았다.

활성탄 단위질량에 대한 가스의 소비량은 多段再生爐의 경우보다는 매우 적게 소비됨을 他 研究結果와 比較하였다. 이러한 最適再生條件下에서 재생되는 活性炭의 物性値는 處女炭에 비하여 손색이 없으며 재생손실률도 2~5% 이내로 유지할 수 있다.

또한, 재생로내에서 일어나는 활성탄과 활성화 가스 사이의 반응에 대하여도 고찰하였으나 재생실험의 전후 조작이 매우 어렵고 많은 인력이 필요하기 때문에 정확한 반응 mechanism을 규명하기에는 현 단계로써 매우 어렵다.

총괄하여 보던 액체연료나 propane gas 등을 高負荷燃燒장치에서 연소시켜서 얻는 연소가스를 패수처리용 활성탄의 재생에 사용할 수 있는 공학적 기초 자료를 決定하였다고 하겠다.

Nomenclatures

d Particle diameter, mm.

n_{CO} , n_{H_2} , n_{CO_2} , n_{H_2O} Moles of CO , H_2 , CO_2 , and H_2O , respectively

Q mg. Fuchsin adsorbed/g. activated carbon at any adsorption time,

Q^* Q value at an adsorption time of 4 hrs., mg/g

Q^∞ Q value at equilibrium, mg/g

R Total feed rate of activating gas, l/min or m³/hr

T Activation temperature, °C

y Iodine number, mg. of I_2 adsorbed/g. active carbon

β Mole ratio of reduction gas to oxidation gas,

$$\frac{n_{CO} + n_{H_2}}{n_{CO_2} + n_{H_2O}}$$

θ Activation time, min.

References

- 1) 赤松, 上嶋, "日化," 19(1973), 1333.
- 2) A. J. Juhola and F. Tepper, Robert A. Taft Water Research Center Report, No. TWRC-7, PB189955 (1969)
- 3) E. L. Berg., *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, No. 107, 67 (1971), 154.
- 4) O. A. Hougen, K. M. Watson, and R. A. Ragatz, "Chemical Process Principles, Part II", p. 154, John-Wiley, New York, 1958.
- 5) 有機合成化學協會編; 染料便覽 p. 532, 同會, 日本東京(1959)
- 6) 姜錫浩, 白性基, "화학공학" 10(1972), 51.