



Patent dodatkowy
do patentu nr _____

Zgłoszono: 13.10.75 (P. 183954)

Pierwszeństwo: _____

Zgłoszenie ogłoszono: 09.05.77

Opis patentowy opublikowano: 15.08.1979



Int. Cl.² B01J 8/18

Twórca wynalazku: Antoni S. Moskwa

Uprawniony z patentu: Instytut Podstaw Inżynierii Środowiska, Zabrze
(Polska)

Sposób prowadzenia reakcji chemicznych w urządzeniach z fluidyzującą warstwą katalizatora lub sorbentu

1

Przedmiotem wynalazku jest sposób prowadzenia reakcji chemicznych w urządzeniach z fluidyzującą warstwą katalizatora lub sorbentu.

Jak wiadomo, podstawowym elementem każdego urządzenia z warstwą fluidyzującą jest dystrybutor gazu, zwany także dnem fluidalnym. Zasadniczym zadaniem spełnianym przez dystrybutor, jest wywołanie odpowiedniego spadku ciśnienia w celu ujednolicenia lokalnych prędkości liniowych gazu w całym poprzecznym przekroju aparatu. Konieczna strata ciśnienia jest dość duża, a więc i moc urządzeń przetłaczających gaz musi być znaczna, co stwarza konieczność stosowania dużych nakładów energetycznych na proces prowadzony w warstwie fluidyzującej. Umieszczenie katalizatora w dystrybutorze doprowadzającym reagenty do reaktora ma istotne znaczenie, ponieważ jak badania wykazały stopień przemiany uzyskany przy stosowaniu dodatkowego katalizatora na wewnętrznej powierzchni strefy reakcyjnej jest o wiele wyższy niż stopień przemiany, gdy katalizator znajduje się w reaktorze prekatalizy.

Jednym z czynników wpływających na stopień przemiany reagentów w warstwie fluidyzującej jest dystrybutor płynu powodującego fluidyzację. Zagadnienie to jest szczególnie ważne dla układów typu gaz-ciało stałe, tzn. dla fluidyzacji niejednorodnej.

Dużą część gazu przepływa przez warstwą fluidyzacyjną w postaci pęcherzyków, przy czym średnica pęcherzyków zależy w dużej mierze od dy-

2

strybutora. Dystrybutor powoduje odpowiedni spadek ciśnienia zapewniający uzyskanie jednakowej prędkości liniowej gazu w całym poprzecznym przekroju aparatu. Wymagana strata ciśnienia jest dość duża, a więc i moc urządzeń przetłaczających gaz musi być odpowiednio duża.

Celem wynalazku jest obniżenie oporów przepływu gazu przez urządzenie z warstwą fluidyzującą oraz zmniejszenie gabarytów urządzeń przez zmniejszenie wysokości warstwy fluidyzującej.

Stwierdzono, że według wynalazku prowadzenie reakcji chemicznych w urządzeniach z fluidyzującą warstwą katalizatora lub sorbentu polega na tym, że doprowadza się do kontaktu substratów z katalizatorem w odpowiednim miejscu aparatury, a mianowicie: w dystrybutorze gazu, na ścianach aparatu stykającym się z warstwą fluidyzującą lub na ścianach powierzchni zanurzonych w warstwie fluidyzującej.

Katalizator działa analogicznie jak i katalizator znajdujący się w warstwie fluidyzującej lub powoduje powstanie przynajmniej z części substratów takich półproduktów, które reagują z ciałem stałym warstwy fluidyzującej.

Według wynalazku reakcje chemiczne prowadzi się w dystrybutorze wypełnionym katalizatorem jak również wypełnione są katalizatorem wewnętrzne powierzchnie strefy reakcyjnej.

Powierzchniami reakcyjnymi są wewnętrzne powierzchnie reaktora, powierzchnie płyt perforo-

wanych dystrybutora gazu, powierzchnie przegród warstwy fluidyzującej itd.

Sposobem według wynalazku uzyskuje się zwiększenie stopnia przemiany procesów chemicznych zachodzących w warstwie fluidyzującej stosując dystrybutor, w których zamiast ziarn inertnego ciała stałego stosuje się ziarna katalizatora.

Katalizator ten działa analogicznie jak katalizator znajdujący się w warstwie fluidyzującej lecz powoduje powstanie przynajmniej z części substratów takich półproduktów, które szybciej reagują z ciałem stałym warstwy fluidyzującej. Pokrycie ścian aparatu materiałem nieinertnym spowoduje zwiększenie stopnia przemiany reagentów.

Stosując sposób według wynalazku można zmniejszyć wysokość warstwy fluidyzującej a nawet zwiększyć stopień przemiany.

Summaryczna strata ciśnienia na dystrybutorze i warstwie fluidyzującej będzie mniejsza, a zatem i moc urządzeń przetwarzających gaz będzie mniejsza.

Jednocześnie koszty ruchowe instalacji z reaktorami fluidalnymi są mniejsze, jak również koszty inwestycyjne urządzeń z warstwą fluidyzującą są mniejsze ze względu na pomniejszenie gabarytów aparatury.

Przykład I. Przez reaktor fluidalny o średnicy 0,2 m przepuszczono gaz o temperaturze 700°C, zawierający 0,36% objętości dwutlenku siarki i 20% objętości tlenu. Reaktor był wyposażony w dystrybutor sendwiczowy o wysokości wypełnienia 0,15 m. Dystrybutor zawierał 7 kg katalizatora wanadowego o granulacji 0,005 m, a w warstwie fluidyzującej znajdował się wyżej wymieniony katalizator o granulacji 0,0003 m. Gaz o temperaturze 700°K przed wejściem do reaktora fluidalnego przepływał przez reaktor prekatalizy o identycznej konstrukcji jak dystrybutor. Reaktor prekatalizy był wypełniony tlenkiem glinowym o granulacji 0,005 m nie katalizującym przemiany dwutlenku siarki do trójtlenku siarki. Uzyskany stopień przemiany wynosił 86%. Gdy 7 kg katalizatora wanadowego z dystrybutora przeniesiono do reaktora prekatalizy, a tlenek glinowy do dystrybutora stopień przemiany zmniejszył się do 77% przy niezmiennych parametrach wysokości warstwy fluidyzującej, prędkości liniowej, gazu i masy katalizatora w warstwie fluidyzującej.

Przykład II. Przez pusty reaktor prekatalizy i reaktor fluidalny z dystrybutorem w postaci płyty perforowanej, przepuszczano mieszaninę zawierającą powietrze 0,18% objętości dwutlenku azotu i 0,40% objętości gazowego amoniaku. Produktem reakcji jest azot. W warstwie fluidyzującej znajdował się katalizator miedziowy 6% $\text{CuO}/\text{Al}_2\text{O}_3$ o granulacji 0,00025 m. Ścianki reaktora do prekatalizy pokryto 2 mm warstwą wyżej wymienionego katalizatora. Temperatura gazów w reaktorach wynosiła 740°K, a stopień przemiany 42%. Następnie usunięto reaktor prekatalizy, a ściany wewnętrzne reaktora fluidalnego pokryto 2 mm warstwą katalizatora miedziowego. Masy katalizato-

ra użytego do pokrycia ścianek reaktora prekatalizy i reaktora fluidalnego były identyczne i wynosiły po 0,22 kg.

Przepuszczając przez reaktor fluidalny ze ściankami pokrytymi katalizatorem, gazy o podanym wyżej składzie i temperaturze otrzymano stopień przemiany 46% przy niezmiennych wartościach parametrów przepływu gazu i warstwy fluidyzującej. Stopień przemiany zwiększył się do 51%, gdy do warstwy fluidyzującej o powyższych parametrach wprowadzono osiem prętów średnicy 15 mm, długości 300 mm, usytuowanych w warstwie pionowo, pokrytych 2 mm warstwą powyższego katalizatora. Stopień przemiany wynosił 44%, gdy pręty te usytuowano w reaktorze prekatalizy.

Przykład III. Reaktor fluidalny o średnicy 0,2 m wyposażono w dystrybutor sendwiczowy wypełniony tlenkiem glinowym o granulacji 0,005 m. Warstwa fluidyzująca zawierała sorbent miedziowo-glinowy o granulacji 0,0003 m pochłaniający tlenki siarki. Szybkość pochłaniania trójtlenku siarki przez ten sorbent jest większa od szybkości pochłaniania dwutlenku siarki.

W warstwie fluidyzującej zanurzono 6 prętów stalowych, średnicy 15 mm, długości 0,3 m pokrytych 2 mm warstwą tlenku glinowego. Tlenek glinowy nie zmienia szybkości pochłaniania tlenków siarki. Spaliny zawierające 0,23% objętości dwutlenku siarki przed wejściem do reaktora fluidalnego, przepływały przez reaktor prekatalizy o identycznej konstrukcji jak i reaktor fluidalny. Reaktor prekatalizy zawierał 7 kg katalizatora o granulacji 0,05 m wanadowego, a ponadto ścianki jego oraz 6 prętów stalowych średnicy 15 mm, długości 0,3 mm, pokryto 2 mm warstwą katalizatora wanadowego. Temperatura gazów w reaktorze prekatalizy i reaktorze fluidalnym wynosiły 630°K. Uzyskany stopień odsiarczania spalin wynosił 68%. Następnie układ prekatalizy odłączono od reaktora fluidalnego. Wewnętrzne ściany reaktora fluidalnego pokryto 2 mm warstwą katalizatora fluidalnego, z dystrybutora usunięto tlenek glinowy a wprowadzono 7 kg katalizatora wanadowego o granulacji 0,005 m, do warstwy wprowadzono 6 wyżej wymienionych prętów pokrytych katalizatorem wanadowym. Przez reaktor fluidalny przepuszczono spaliny o wyżej podanym składzie i temperaturze, przy niezmiennych warunkach hydrodynamicznych warstwy i niezmiennym przepływie gazu, stopień odsiarczenia wyniósł 81%.

Zastrzeżenie patentowe

Sposób prowadzenia reakcji chemicznych w urządzeniach z fluidyzującą warstwą katalizatora lub sorbentu, **znamienny tym**, że doprowadza się do kontaktu substratów z katalizatorem w odpowiednim miejscu aparatury, a mianowicie w dystrybutorze gazu lub na ściankach aparatu stykających się z warstwą fluidyzującą, lub na ściankach powierzchni zanurzonych w warstwie fluidyzującej.

Biłk 496/79 r. 100 egz. A4

Cena 45 zł