



**URZĄD
PATENTOWY
PRL**

Patent tymczasowy dodatkowy
do patentu nr ———

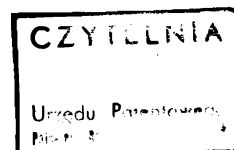
Int. Cl.⁴ C01B 25/38

Zgłoszono: 83 02 14 (P. 240570)

Pierwszeństwo: 82 02 15 dla zastrz. 1, 2
Czechosłowacja

Zgłoszenie ogłoszono: 83 10 10

Opis patentowy opublikowano: 1987 03 31



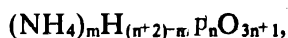
Twórca wynalazku ———

Uprawniony z patentu tymczasowego: Výskumny ústav chemickej technológie,
Bratislava (Czechosłowacja)

**Sposób wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów amonowych
oraz przepływowy reaktor warstewkowy do wytwarzania
stopionej masy skondensowanych fosforanów amonowych**

Przedmiotem wynalazku jest sposób ciągłego wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów amonowych oraz przepływowy reaktor warstewkowy do ciągłego wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów amonowych.

Stopiona masa skondensowanych fosforanów amonowych zawierająca mieszaninę dwuwodrofosforanu amonowego i skondensowanych fosforanów amonowych, scharakteryzowanych następującym wzorem chemicznym:



w którym

$$n \geq 2 \text{ i } m \leq 2,$$

jest związkiem przejściowym do produkcji wieloskładnikowych ciekłych nawozów klarownych albo w stanie zawiesiny. Obecnie znanych jest kilka sposobów jej wytwarzania. Najlepiej opracowane i obecnie również najczęściej stosowane są sposoby oparte na przeprowadzonym pod atmosferycznym albo zwiększonym ciśnieniem zobojętnieniu kwasów fosforowych o różnym stężeniu i czystości za pomocą amoniaku.

Zalecane są różne typy reaktorów do wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów amonowych, głównie reaktory typu rurowego, z których najczęściej stosowane są tak zwane reaktory T. Rozwiązania konstrukcyjne tych reaktorów są chronione przez szereg patentów i świadectw autorskich takich jak np. opisy patentowe Stanów Zjednoczonych Ameryki nr nr 2 985 513, 3 382 059, 3 420 624, 3 464 808, 3 723 086, 3 502 441, 3 503 706, 3 649 175, 3 650 727, 3 788 817, 3 733 191, 3 949 058, 3 734 708, 3 775 534, 3 939 255, 3 947 261, 3 950 495, 3 988 140, 4 250 147, francuski opis patentowy nr 1 493 803, opis patentowy Północnoafrykańskiej Afryki nr 67/5 806, opisy patentowe RFN DOS nr nr 1 909 438, 2 114 055, 2 308 716, szwedzki opis patentowy nr 366 012 i czzechosłowackie świadectwo autorskie nr 180 802.

Literatura specjalistyczna przedstawia również różne zmodyfikowane reaktory rurowe w związku z wytwarzaniem skondensowanych fosforanów amonowych, z których najbardziej znany jest tak zwany reaktor Swift. Z literatury można wymienić następujące pozycje: Chem. Eng. 21/8/,

60/1972/; Agric. Chem. 28, /2/, 12/1973; Fert. Solns. 17, /2/, 44/1973/; ISMA Prague 1974 — Meline R. S. „Production of High Polyphosphate Liquid Fertilizer by the Pipe Reactor Process“; Chem. Prom. nr 10, 752–755/1975/; Phosp. and Potass. 90, 25/1977/ i Chem. Prum. 28, 53, /5/ 229/1978/.

Chociaż zalecanie reaktorów rurowych stanowiło istotny postęp w rozwoju urządzenia do wytwarzania wytopu skondensowanych fosforanów amonowych, reaktory te mają pewne wady. Wymagają one obróbki wstępnie ogrzanego i skoncentrowanego do różnego stopnia kwasu fosforowego, co narzuca nieuchronnie zwiększone zużycie energii.

Zmontowanie urządzenia technologicznego jest zwykle skomplikowane i wymaga fachowego serwisu. Złożoność urządzeń technologicznych zwiększa możliwość powstania wypadków, pogarsza ogólny bilans mocy procesu a urządzenie wymaga również dużej przestrzeni zabudowy. Przeważająca liczba zalecanych reaktorów rurowych wymaga dozowania kwasu fosforowego pod ciśnieniem, przy którym zwiększone są wymagania w odniesieniu do odporności na korozję urządzenia zalecanego do dozowania gorącego kwasu. Procesy te zwykle nie dopuszczają obróbki ekstrahowania kwasów fosforowych zawierających wyższe frakcje domieszek zanieczyszczających (głównie Mg, Al, Fe, F a także związki organiczne), następuje pienienie się mieszaniny reakcyjnej i tworzą się skorupy na ścianach, co wpływa ujemnie na hydrodynamikę procesu. Nie pozwala to na racjonalne wykorzystanie ciepła wyzwolonego w reakcji zobojętnienia, konstrukcyjne rozwiązanie reaktorów rurowych zakłada w większości przypadków zastosowanie metalowych materiałów konstrukcyjnych, które ze względu na nadzwyczaj wysoką korozyjność mieszaniny reakcyjnej należą do grupy materiałów kosztownych i często również mniej dostępnych (srebro, tantal, stal nierdzewna o stosunkowo wysokiej zawartości Mo i Cr). Zastosowanie reaktorów rurowych zakłada wysoką dokładność dozowania składników reakcji, obciąża zwykle obsługę utrzymaniem dyscypliny operacyjnej i dlatego nie zawsze istnieje gwarancja osiągnięcia wymaganego poziomu bezpieczeństwa.

Udało się wyeliminować większość z przedstawionych wad przez zastosowanie eksploatowanych w sposób ciągły reaktorów do dyspergowania, zobojętniania i odwadniania, których działanie jest oparte na przechodzeniu pęcherzyków fazy gazowej przez ciekłą mieszaninę reakcyjną (czeskosłowackie świadectwa autorskie nr 210 335, 205 849).

Wada reaktorów do przedmuchiwania polega na tym, że funkcjonują one z zatrzymaniem fazy ciekłej, co w szczególności w układach, w których faza ciekła mieszaniny reakcyjnej składa się ze stopionej masy, wymaga utrzymywania z góry określonej kolejności przy uruchamianiu i wyłączaniu urządzenia.

Wśród rozmaicie zmodyfikowanych rurowych i dyspersyjnych reaktorów zobojętniania-odwodnienia, których działanie opiera się na bulgotaniu ciekłej mieszaniny reakcyjnej przez fazę gazową, specjalną grupę stanowią reaktory typu dyspersyjnego i warstewkowego.

Z pośród specjalnych typów reaktorów dyspersyjnych należy brać pod uwagę przede wszystkim reaktory, w których przeprowadza się równoczesną intensywną reakcję zobojętniania-odwodnienia przez zdyspergowanie reagującej fazy ciekłej w środowisku zawierającym wolny amoniak do postaci drobnych kropelek, dzięki czemu otrzymuje się nadzwyczaj wysoką wielkość granicznej powierzchni międzyfazowej. Sposoby wytwarzania skondensowanych fosforanów amonowych, w których jest wykorzystana wyżej wymieniona zasada, jak również odpowiednie urządzenia technologiczne, zostały ujawnione w czeskosłowackim świadectwie autorskim nr 199 819 i w brytyjskim opisie patentowym nr 1 491 086. Wspólna wada tych sposobów polega na tym, że efektywne zdyspergowanie fazy ciekłej wymaga skomplikowanej aparatury (tak zwany pulweryzator, albo specjalny rodzaj rozpylacza). Niezależnie od tego, sam reaktor nakłada znaczne wymagania dotyczące powierzchni podłogi, zastosowania materiałów antykorozyjnych, a eksploatowanie go jest nieefektywne z punktu widzenia zużycia energii.

Wśród konwencjonalnych typów reaktorów warstewkowych do wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów amonowych znane są obecnie układy, w których warstewka jest utworzona przez mechaniczne mieszanie reagentów w ograniczonej strefie reakcji (japoński opis patentowy nr 42–2571). Ten proces przeprowadza się w znanych aparatach do odparowania albo zagęszczania substancji lepkich i ciastowatych w wyparkach, w których warstewka jest tworzona przez mechaniczne mieszanie (takich jak np. system wyparki LUVA). Aparat składa się z umie-

szczególnie poziomo, cylindrycznie albo słabo stożkowo osłoniętego korpusu, który jest ogrzewany przez recyrkulujące środowisko przenoszące ciepło. W korpusie jest umieszczone poziomo, osiowo zamontowane mieszadło, mające cztery łopatki, zamocowane do wału mieszadła pod kątem 90° . Przez wirowanie mieszadła mieszanina reakcyjna jest rozlewana na powierzchni ogrzewanej ściany korpusu. Poważne wady takich procesów polegają przede wszystkim na stosunkowo wysokich wymaganiach w odniesieniu do urządzeń budowlanych, odporności stosowanych materiałów na korozję i ścieranie jak również na wysokim zużyciu energii potrzebnej do ogrzewania i mechanicznego rozprzestrzeniania mieszaniny reakcyjnej do postaci warstewki.

Zgodnie z opisem patentowym RFN nr 2 264 306 (podobnie opis patentowy Stanów Zjednoczonych Ameryki nr 4 104 362), reakcja zobojętniania-odwodnienia między kwasem fosforowym i amoniakiem opiera się na zasadzie znanej z zastosowania warstewkowych aparatów wyparnych, w których warstewka opada na powierzchnię wewnętrzną pionowo ustawionych rur ułożonych w wiązkę. Sposób wytwarzania skondensowanych fosforanów amonowych według wyżej wymienionych opisów polega na reakcji surowego albo czystego ekstrakcyjnego kwasu fosforowego zawierającego również substancję stałą w postaci zawiesiny przy stężeniu 28–32% wagowych P_2O_5 , z gazowym amoniakiem w reaktorze rurowym, zawierającym pionowo umieszczoną wiązkę rur. Rurowy reaktor warstewkowy tego typu jest zaopatrywany w amoniak w przeciwnym kierunku, temperatura w strefie reakcji zmienia się między 120 i $260^\circ C$. Żądaną temperaturę reakcji uzyskuje się przez recyrkulację cieczy przenoszącej ciepło w przestrzeni między rurami reaktora warstewkowego. Reaktor jest zwykle podzielony na kilka oddzielnie umieszczonych komór, a kondensacja i oddzielenie uwodnionej pary wodnej następuje między wymienionymi komorami. Wynalazek bierze pod uwagę również możliwość dodania mocznika albo innego czynnika kondensacyjnego do wodnego roztworu kwasu fosforowego i dozowanie go do reakcji. Niezależnie od tego zaproponowano zastosowanie rozcieńczającego gazu obojętnego (powietrza albo azotu) i wstępne ogrzewanie wszystkich składników dozowanych do reaktora, mianowicie amoniaku, rozcieńczającego gazu obojętnego i kwasu, za pomocą recyrkulującego ośrodka przenoszącego ciepło.

Niezależnie od znanych wymagań w odniesieniu do modelu strukturalnego i zapotrzebowania na specjalne materiały budowlane, proces musi zapewnić efektywny i jednolity rozdział dopływu fazy ciekłej do poszczególnych rur reaktora tworzących wiązkę, jak również przepływu w przeciwnym kierunku reagujących faz i ogrzewania strefy reakcji przez recyrkulujący ośrodek przenoszący ciepło.

W przeciwieństwie do znanych sposobów i reaktorów błonotwórczych do wytwarzania skondensowanych fosforanów amonowych sposób według wynalazku jest faktycznie prostszy, bardziej efektywny i niezawodny w działaniu, i różni się od nich następującymi zasadniczymi cechami.

— Do utworzenia warstewki (błonki) nie stosuje się elementów działających obrotowo, lecz wypełnienie rozłożone równomiernie, albo w postaci luźnego zasypu na dnie nośnym, gdzie zachodzi ciągły kontakt reagujących składników.

— Sposób według wynalazku nie wymaga jakiegokolwiek dostarczania ciepła z zewnątrz (to znaczy nie wymaga ogrzewania strefy reakcji za pomocą recyrkulującego ośrodka przenoszącego ciepło).

— Warstewka (błonka) jest tworzona przez swobodne rozlewanie i dyspergowanie sukcesywnie ogrzewanej gazowej fazy reakcji na powierzchni od $7 \cdot 10^0$ do $1,8 \cdot 10^3 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$.

— Mieszanina gazowa płynie w dół we współprądzie z fazą ciekłą tak, że według wynalazku, faza ciekła zawierająca kwas fosforowy jest dostarczana do reaktora powyżej warstwy wypełnienia, podczas gdy faza gazowa jest dostarczana również nad wypełnieniem i/albo w jednej trzeciej wysokości od góry.

— Gazowe składniki reakcji są ogrzewane sukcesywnie (to znaczy amoniak i para wodna), i wzrost ich temperatury odpowiada zmianom temperatury fazy ciekłej.

— Szybkość przepływu specjalnej warstwy fazy gazowej osiąga wartość w zakresie od $1 \cdot 10^{-2}$ do $1 \cdot 10^1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$.

Sposób ciągłego wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów amonowych przez reakcję kwasu fosforowego zawierającego 50–80% P_2O_5 , albo roztworu fosforanu amonowego w kwasie fosforowym, w temperaturze 15 – $300^\circ C$, z gazowym amoniakiem, który jest dozowany do środowiska reakcji w nadmiarze, w odniesieniu do ilości amoniaku związanego w stopionej masie w postaci fosforanów amonowych, reakcję zobojętniania-odwodnienia między

fazą ciekłą zawierającą fosfor i gazowym amoniakiem, zachodzącą przez ciągły styk dwóch faz wewnątrz warstwy błonki. według wynalazku polega na tym, że błonkę tworzy się w środowisku reakcji przez stopniowe rozlewanie fazy ciekłej, w wyniku działania siły ciężkości a także zdyspergowanie jej za pomocą fazy gazowej utworzonej przez stopniowe ogrzewanie gazowego amoniaku i przez stopniowe ogrzewanie pary wodnej, na powierzchni środowiska reakcji mającego powierzchnię styku $7 \cdot 10^0$ do $1,8 \cdot 10^3 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$, korzystnie $4,5 \cdot 10^1$ do $9,8 \cdot 10^2 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$, i szybkość przepływu specjalnej warstwy zmieniającą się od $1 \cdot 10^{-2}$ do $1 \cdot 10^1$, korzystnie $2 \cdot 10^{-1}$ do $2 \cdot 10^0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, a faza gazowa przepływa równolegle do fazy ciekłej.

Szybkość przepływu specjalnej warstwy płynu jest scharakteryzowana jako stosunek przepływu objętościowego płynu (np. fazy gazowej mieszaniny reakcyjnej) i pola przekroju pustego urządzenia (bez wypełnienia).

Urządzenie według wynalazku stanowi przepływowy reaktor warstewkowy do ciągłego wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów, złożony z obudowy reaktora warstewkowego, mającej wlot dla składników reakcji i wylot dla mieszaniny reakcyjnej, charakteryzuje się tym, że obudowa reaktora warstewkowego ma przynajmniej jedno nośne dno, na którym jest umieszczone wypełnienie utworzone z elementów ustawionych (zorientowanych) równomiernie i/albo elementów połączonych ze sobą w rozmaicie profilowanej konfiguracji i/albo cząstek w postaci masy, przy czym dla stosunku równoważnej średnicy (d_e) cząstek wypełnienia i wewnętrznej średnicy (D) obudowy reaktora warstewkowego utrzymana jest zależność $5 \cdot 10^{-3} \leq d_e/D \leq 4,5 \cdot 10^{-1}$, dla właściwej międzyprzestrzennej objętości (ϵ) wypełnienia jest zależność $28 \leq \epsilon \leq 96$, korzystnie $60 < \epsilon < 80$ procent, i dla stosunku całkowitej wysokości (H) wypełnienia i wewnętrznej średnicy (D) obudowy reaktora jest zależność $1,1 \leq H/D \leq 14,8$, obudowa zawiera, alternatywnie, przegrody rozdzielające, konstrukcję wbudowaną i/albo mieszało statyczne, wlot fazy ciekłej zawierającej kwas fosforowy, z otworem nad powierzchnią wypełnienia, a otwór wlotu gazowego amoniaku również jest umieszczony nad powierzchnią wypełnienia i/albo w jego górnej jednej trzeciej wysokości.

Objętość właściwa międzyprzestrzenna, tak zwana porowatość ϵ , jest właściwością warstwy. porowatość ta jest określona jako stosunek objętości wolnych przestrzeni w warstwie do objętości całej warstwy

$$\epsilon = 1 = \frac{L_o}{L},$$

przy czym

L_o = wysokość tak zwanej warstwy zwartej, to znaczy wysokość cząstek bez wolnej przestrzeni

i

L = wysokość warstwy.

Objętość właściwa międzyprzestrzenna warstwy wpływa istotnie na spadki ciśnienia. W przypadku cząstek o regularnych kształtach objętość właściwa międzyprzestrzenna warstwy zależy głównie od ich kształtu i wielkości, albo od stosunku średnicy cząstek i średnicy urządzenia, w którym umieszczona jest warstwa. Porowatość warstw cząstek mających regularne kształty zależy również od procesu tworzenia warstwy.

Zaletą sposobu wytwarzania i urządzenia według wynalazku jest to, że umożliwiają one racjonalne zużycie ciepła wyzwolonego w reakcji gorącej fazy ciekłej, zawierającej kwas fosforowy z gazowym amoniakiem, tworzą optymalne warunki do przebiegu reakcji heterogenicznych w układzie utworzonym przez ciecz i fazę gazową, narzucają minimum wymagań do zużycia energii przy dozowaniu ciekłego składnika reakcji zawierającego kwas fosforowy. Urządzenie umożliwia również zwarte rozwiązanie konstrukcyjne połączenia reaktora, przy małej liczbie pojedynczych elementów technologicznych (odwadnianie, separator mieszaniny reakcyjnej itp.) i przy zminimalizowanych wymaganiach w odniesieniu do przestrzeni przy umieszczaniu części technologicznej urządzenia produkcyjnego. Urządzenie jest nieskomplikowane i nie zawiera elementów obrotowych. Urządzenie działa przy wysokim stopniu bezpieczeństwa w eksploatacji i jego funkcja narzuca minimum wymagań w odniesieniu do obsługi.

Jedno z możliwych rozwiązań urządzenia według wynalazku jest przedstawione schematycznie na załączonym rysunku.

Poddawany obróbce kwas fosforowy albo roztwór $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$ przepływa w sposób ciągły przez przewód 4 doprowadzający fazę ciekłą, umieszczony w górnej części korpusu reaktora 1 do ustawionego pionowo reaktora. Reagujący kwaśno ciekły składnik reakcji zawierający fosfor spływa wzdłuż wypełnienia 3, utworzonego z elementów ustawionych (zorientowanych) równomiernie i/albo połączonych ze sobą w różnie profilowanej konfiguracji i/albo w postaci luźnej masy, które jest umieszczone na przynajmniej jednym dnie nośnym 2. Dla stosunku równoważnej średnicy cząstek wypełnienia d_e , który jest określony jako średnica kuli, której objętość jest równa objętości cząstki wypełnienia (dla cząstek kulistych d_e jest równa średnicy cząstki) i średnicy wewnętrznej korpusu reaktora D utrzymuje się d_e/D równe 0,005 do 0,45.

Jako wypełnienie można stosować odpowiednie materiały naturalne, bądź syntetyczne produkowane w różnych kształtach i rozmiarach np. pierścienie Raschig'a, Lessing'a, Pall'a, siodełek Berl'a, wypełnienia Cannon'a itp. Dla zwiększenia dyspersji fazy ciekłej, jest korzystne, jeśli górna część wypełnienia 3 jest utworzona przez cząstki, dla których wartość wyżej omówionego stosunku d_e/D jest mniejsza albo równa $1 \cdot 10^{-1}$. Korzystne jest również, gdy górna warstwa wypełnienia tworzy stożek, a doprowadzanie fazy ciekłej kieruje się bezpośrednio na wierzchołek tego stożka.

Gazowy amoniak wprowadza się do reaktora zobojętniania i odwodnienia przez przewód doprowadzający 5, którego wylot znajduje się albo nad górną warstwą wypełnienia 3 albo sięga do górnej połowy wypełnienia 3. Faza ciekła zawierająca fosfor rozprasza się na powierzchni wypełnienia grawitacyjnie, przy czym w wyniku obecności gazowego amoniaku, zachodzi egzotermiczna reakcja zobojętniania między dozowanymi składnikami w układzie. Porywanie kropelek fazy ciekłej przez fazę gazową przyczynia się również w znacznej mierze do tworzenia warstwy błonki i wyrównywania różnic stężenia przy granicy międzyfazowej. Faza gazowa składa się z gazowego amoniaku i przegrzanej pary wodnej wydzielonej z mieszaniny reakcyjnej.

W istocie kontakt reagujących faz następuje w warstwie błonki, a urządzenie stwarza korzystne warunki zarówno dla przebiegu reakcji zobojętniania jak i odwodnienia.

Korzystne okazało się wbudowanie do wnętrza korpusu reaktora 1 również przegrod rozdziłających 6, w razie potrzeby, przy czym przegrody te kierują przepływ mieszaniny reakcyjnej na powierzchnię wypełnienia, przez co osiąga się równomierne zwilżanie a także dalsze wzmożenie kontaktu reagujących faz. W pewnych okolicznościach możliwa jest intensyfikacja reakcji zobojętniania-odwodnienia również przez wbudowanie konstrukcji 7 i/albo mieszadła statycznego 8 we wnętrzu korpusu reaktora 1.

Faza ciekła mieszaniny reakcyjnej stopniowo zmienia swój charakter w wyniku ciągłego pogłębiania reakcji zobojętniania i odwodnienia przy przepływie fazy na powierzchni wypełnienia 3 ogrzanego przez ciepło reakcji i w przypadku gdy poddaje się obróbce głównie surowce fosforowe zawierające związki organiczne, faza ciekła pieni się również intensywnie. W tym układzie powstają „korki”, które utrudnia swobodne przemieszczania gazowego amoniaku przez urządzenie i ruch mieszaniny reakcyjnej przez urządzenie ma charakter przepływu pulsującego.

Po przejściu mieszaniny reakcyjnej, obydwóch faz ciekłej i gazowej, przez ostatnie dziurkowane dno pomocnicze 2 spieniona stopiona masa skondensowanych fosforanów amonowych wypływa z reaktora i możliwe jest dalsze poddawanie jej obróbce przez rozpuszczanie, reakcję z niektórymi składnikami, które są źródłem środków odżywczych podstawowych, mieszanie z resztkami roślinnymi, granulowanie albo inną formę obróbki. Nieprzereagowany amoniak gazowy zawarty w fazie gazowej mieszaniny reakcyjnej może być użyty szczególnie korzystnie w niektórych dalszych fazach procesu technologicznego (np. do związania go w słabo kwaśny wodny roztwór stopionej masy przy równoczesnym uregulowaniu kwasowości produktu końcowego itp.).

Przykład I. Sposób wytwarzania skondensowanych fosforanów amonowych według wynalazku sprawdzono z zastosowaniem modeli urządzenia, reaktora zobojętniania-odwodnienia, wykonanego według wynalazku, który został włączony w układ aparatu działającego w sposób ciągły.

Reaktor zobojętniania i odwodnienia składał się z metalowego korpusu reaktora mającego kształt pionowego cylindra, całkowitą wysokość 1200 mm i średnicę wewnętrzną 155 mm. Około 20 mm od krawędzi dna w korpusie reaktora było umieszczone perforowane dno pomocnicze, zawierające 37 kulistych otworów, z których każdy miał średnicę 12 mm. Na dnie pomocniczym umieszczono wypełnienie luźno zasypane do wysokości 900 mm, przy czym wypełnienie to było

utworzone za pomocą kamionkowych pierścieni Raschig'a o wielkości $25,4 \times 25,4$ mm o grubości ścianek 3,6 mm, co odpowiadało $16,97 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$ wypełnienia tworzącego powierzchnię $3,225 \text{ m}^2$, średnia objętość międzyprzestrzenna, tak zwana porowatość ϵ tego pola wynosiła 71% i stosunek równoważnej średnicy cząstek wypełnienia d_e do wewnętrznej średnicy korpusu reaktora D wynosił $d_e/D = 22,87/155 = 1,47 \cdot 10^{-1}$. Następnie 100 mm warstwa wypełnienia składająca się z ceramicznych pierścieni Raschig'a, mających wymiary $12,7 \times 12,7$ mm i grubość ścianki 1,8 mm była usypana na wyżej wymienionym wypełnieniu. Utworzonej w ten sposób warstwie wypełnienia odpowiadało $0,692 \text{ m}^2$ powierzchni styku, średnia objętość międzyprzestrzenna tego wypełnienia, tak zwana porowatość, była równa w przybliżeniu 70%. Stosunek równoważnej średnicy cząstek wypełnienia w tej warstwie do wewnętrznej średnicy korpusu reaktora wynosił $d_e/D = 11,44/155 = 7,38 \cdot 10^{-2}$. Ostatnia trzecia warstwa wypełnienia umieszczona na poprzednim wypełnieniu miała grubość 75 mm i była złożona z ceramicznych pierścieni Raschig'a o wymiarach $6,35 \times 6,35$ mm, wysokości 0,76 mm. Stosunek d_e/D był równy $5,45/155 = 3,52 \cdot 10^{-2}$, powierzchnia wynosiła $1,12 \text{ m}^2$, a średnia objętość międzyprzestrzenna ϵ wynosiła 72%. Wszystkie stosowane warstwy wypełnienia mają całkowite pole powierzchni styku $5,037 \text{ m}^2$. Rury zasilające kwasu fosforowego i gazowego amoniaku były częścią pokrywy kołnierzej zamykającej korpus reaktora od góry i były wyprowadzone około 50 mm powyżej ostatniej warstwy wypełnienia, przy czym zasilanie kwasem umieszczono w pionowej osi korpusu reaktora.

Korpus reaktora był izolowany na całej wysokości z zastosowaniem około 80 mm grubości warstwy wełny bazaltowej. Na jednej trzeciej wysokości korpusu od dołu była wbudowana kieszonka termometryczna wypełniona olejem silikonowym z termometrem.

Stosowano częściowo zagęszczony handlowy kwas ekstrakcyjny tak zwanego typu czarnego, przy czym przed zagęszczeniem określono skład chemiczny tego kwasu:

— zawartość całkowita P_2O_5 (oznaczona fotometrycznie):	54,91 %
— zawartość P_2O_5 oznaczona przez obliczenie kwasowości:	56,27 %
— zawartość żelaza:	0,49 % Fe
— zawartość glinu:	0,387% Al
— zawartość magnezu:	0,132% Mg
— zawartość wapnia:	0,064% Ca
— zawartość fluoru:	0,456% F.

Kwas o podanej jakości, po zagęszczeniu do 64% P_2O_5 (zgodnie z wynikami fotometrycznymi) na działającej w sposób ciągły wyparce warstewkowej, wpływał przez zamknięcie hydrauliczne i umieszczony współosiowo przewód doprowadzający fazę ciekłą w ilości $1250 \text{ g} \cdot \text{min}^{-1}$. Średnia temperatura kwasu dozowanego do reaktora zobojętniania-odwodnienia wynosiła $135,5^\circ\text{C}$.

Przez przewód doprowadzający amoniak dozowano średnio 286,1 g gazowego amoniaku na minutę, do badanego urządzenia. Temperatura mieszaniny reakcyjnej w jednej trzeciej wysokości od dołu reaktora w ciągu 30 minut działania urządzenia ustaliła się na 276°C .

W tych warunkach otrzymano 1274 g silnie spienionej stopionej masy średnio na minutę, przy czym średnia zawartość podstawowych składników wynosiła 11,7-62,8-0/XN- XP_2O_5 - XK_2O .

Produkt zawierał średnio 13,9% P_2O_5 związanego w postaci skondensowanych fosforanów amonowych (średni stopień przemiany w skondensowane fosforany wynosił 77,9%).

Wytworzona stopiona masa skondensowanych fosforanów amonowych w następnym etapie przy zastosowaniu procesu ciągłego była poddawana bezpośrednio obróbce z utworzeniem ciekłego nawozu NP typu 10-34-0. $104,9 \text{ g NH}_3$ z gazowej fazy reakcyjnej zostało związane średnio na minutę na słabo kwasowy roztwór wytopu. Otrzymany ciekły nawóz NP miał reakcję słabo kwaśną ($\text{pH} = 6,0$) i średnia wartość jego gęstości wynosiła $1300 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Produkt końcowy nie wykazywał żadnych zmian fazowych nawet przy długotrwałym składowaniu w temperaturze -15°C .

Przykład II-XVII. Reaktor zobojętniania-odwodnienia stosowany w trakcie tej serii doświadczeń był włączony w linię wzorcowego pracującego w sposób ciągły aparatu do sporządzania ciekłych nawozów azotowo-fosforanowych typu polifosforanu i składał się z:

- cylindrycznego korpusu reaktora wykonanego z impregnowanego grafitu GRAFODUR, mającego wysokość 1000 mm, średnicę $155 \times 17,5$ mm, a w jego dnie mającym grubość 20 mm było wywierconych 37 kolistych otworów o średnicy 12 mm,
- wypełnienia złożonego głównie z ułożonych pierścieni z rur grafitowych 38/24 i 30/10 mm;
- doprowadzeń kwasu fosforowego i gazowego amoniaku, wyprowadzonych nad warstwą wypełnienia.

Dla stosowanego wypełnienia otrzymano charakterystyki przez oznaczenie i obliczenie. Charakterystyki te są przedstawione sumarycznie w tabeli I.

T a b e l a I

Rozmieszczenie cząstek wypełnienia w korpusie reaktora zubożniania-odwodnienia		Dolna warstwa (umieszczona na perforowanym dnie)	Warstwa średnia	Górną warstwą (doprowadzenie reagujących składników)
		1	2	3
Rodzaj wypełnienia		pierścienie grafodur	pierścienie grafodur	ceramiczne pierścienie Raschig'a
Średnie wymiary cząstek wypełnienia $\cdot 10^{-3}$ (m)	— średnica zewnętrzna	38.395 $\pm$ 0.189	29.985 $\pm$ 0.167	14.925 $\pm$ 0.322
	— średnica wewnętrzna	24.495 $\pm$ 0.220	9.950 $\pm$ 0.053	9.475 $\pm$ 0.475
	— wysokość	29.930 $\pm$ 4.046	8.820 $\pm$ 0.596	14.845 $\pm$ 1.153
Średni ciężar cząstki, G_{pi}	(kg) $\cdot 10^{-3}$	36.546 $\pm$ 1.93	9.955 $\pm$ 0.459	3.623
Powierzchnia cząstki wypełnienia określona przez jej średnie wymiary, A_{pi} (m ²)		7.283 $\cdot 10^{-3}$	2.362 $\cdot 10^{-3}$	1.346 $\cdot 10^{-3}$
Objętość cząstki wypełnienia, V_{pi} $\cdot 10^{-6}$ / m ³	— oznaczona przez wyliczenie	20.539	5.540	1.550
	— oznaczona przez pomiar (w cylindrze miarowym)	20.0	6.25	1.40
Ciężar właściwy $\cdot 10^3$ / kg $\cdot$ m ⁻³		1,763	1,914	2,374
Ciężar objętościowy luźno zasypanego wypełnienia $\cdot 10^3$ / kg $\cdot$ m ⁻³		6,01	8,01	6,94
Liczba cząstek w jednostce objętości luźno zasypanego wypełnienia		1.645 $\cdot 10^4$	8.047 $\cdot 10^4$	1.916 $\cdot 10^5$
Specyficzna objętość międzypierzestrzenna warstwy wypełnienia				
— porowatość, (%) — oznaczona przez pomiar w cylindrze szklanym $d = 0,1$ m		69.9	57.5	70.8
— oznaczona przez wyliczenie		66.3	54.3	70.7
— średnio		68.1	55.9	70.75

Pierwsze doświadczenia z tego typu reaktora z wypełnieniem grafoduru przeprowadzono z ekstrakcyjnym H_3PO_4 , który był dozowany w sposób ciągły przez wyparkę warstewkową do reaktora. W trakcie pierwszego doświadczenia dozowano średnio $6,65 \cdot 10^{-3}$ kg niezagęszczanego $H_3PO_4 \cdot s^{-1}$.

W następnych doświadczeniach średnią wielkość wagową dozowania kwasu zwiększano stopniowo do 64,4, 124,7 i 160,9%, tak że w ostatnim doświadczeniu tej serii dozowano już średnio $17,35 \cdot 10^{-3}$ kg $H_3PO_4 \cdot s^{-1}$. Stopień przemiany monofosforanów na skondensowane fosforany w fazie ciekłej mieszaniny reakcyjnej stopniowo zmniejszał się w poszczególnych doświadczeniach tej serii, w związku ze stopniowym spadkiem stężenia kwasu ortofosforowego (trójfosforowego) przepływającego z wyparki do reaktora (jako wynik zwiększonego dozowania kwasu do wyparki). Najwyższą średnią wartość stopnia przemiany w próbkach stopionej masy pobranych w trakcie doświadczenia wynosiła 71,2%. Najgorszą frakcję skondensowanych fosforanów (61,4%) otrzymano w próbkach wytopów z doświadczenia 165, gdy stosowana była najwyższa zbadana wielkość wagowa dozowania kwasu ($17,35 \cdot 10^{-3}$ kg $\cdot$ s⁻¹).

W trakcie wszystkich doświadczeń utrzymywano swobodne doprowadzenie obrabianego kwasu do reaktora. Mieszanina reakcyjna przepływała równomiernie przez reaktor, nie zaobserwowano nierównomierności w wyglądzie mieszaniny reakcyjnej ani wad w funkcjonowaniu sprawdzanego reaktora. Pracę reaktora oceniono szczególnie korzystnie w trakcie ostatnich dwóch doświadczeń w serii (164 i 165), gdy przepływ mieszaniny reakcyjnej przez reaktor osiągał niedwuznacznie charakter pulsacyjny. W trakcie doświadczeń 166A do D stosowano kwas ekstrakcyjny tej samej jakości i pochodzenia z tą różnicą, że kwas był ogrzany do temperatury 110–115°C przepływając przez wyparkę bez dalszego odparowania go. W tej metodzie przeważnie udawało się wyeliminować efekt zmienności stężenia H_3PO_4 przy doświadczalnym oznaczaniu wydajności badanego reaktora. W poszczególnych doświadczeniach tej serii zastosowano następujące średnie szybkości dozowania H_3PO_4 : (11,84; 16,22; 19,52 i 22,56) $\cdot 10^{-3}$ kg $\cdot$ s⁻¹, co odpowiadało (7,39; 10,12; 12,18 i 14,08) $\cdot 10^{-3}$ kg $P_2O_5 \cdot s^{-1}$.

Na podstawie oznaczonych wartości ciężarów objętościowych mieszaniny reakcyjnej przy wyjściu z reaktora ($305\text{--}563\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$), stwierdzono, że średni czas styku mieszaniny reakcyjnej maleje w zależności od zwiększonego dozowania H_3PO_4 i $\text{NH}_3(\text{g})$ od wartości 245–273 sekund do 81–90 sekund. Stopień przemiany monofosforanów do skondensowanych fosforanów zmieniał się od 61,1 do 67,5%.

W dwóch dalszych doświadczeniach (167 A, B) badano działanie reaktora z równoległym przepływem reagujących składników w przypadku stosowania termicznego kwasu fosforowego trójwodorowego. Wyniki potwierdziły możliwość zastosowania reaktora o opisanej konstrukcji również do wytwarzania skondensowanych polifosforanów amonowych z termicznego H_3PO_4 .

Jednak stwierdzono, że osiągnięcie optimum działania reaktora, przy użyciu tego kwasu wymaga stosunkowo wąskich granic szybkości dozowania H_3PO_4 i amoniaku. Przy obróbce termicznego trójwodorowego kwasu fosforowego mieszanina reakcyjna nie tworzy ciągłej piany, jak przy zastosowaniu ekstrakcyjnego H_3PO_4 , gdzie piana ta wypełnia całą wolną przestrzeń w warstwie wypełnienia i powoduje przestrzenny przepływ mieszaniny reakcyjnej.

Termiczny H_3PO_4 , spływa w dół po powierzchni wypełnienia w postaci warstewki, błonki, nie tworząc piany. Z tych powodów jest ważne, aby w przypadku stosowania kwasu termicznego zapewnić optymalne zwielżanie wypełnienia fazą ciekłą, stosować drobniejsze wypełnienie o większej powierzchni i w ten sposób przeszkodzić tworzeniu tak zwanego przepływu kominowego gazowego amoniaku w warstwie wypełnienia. Odmienny charakter mieszaniny reakcyjnej w trakcie doświadczeń z kwasem termicznym wpływa przypuszczalnie ujemnie na wielkość powierzchni międzyprzestrzennej, co przejawia się w zmniejszeniu stopnia przemiany monofosforanów o 10–20% w porównaniu z próbkami stopionych mas, wytworzonych w porównywalnych warunkach z kwasu ekstrakcyjnego. Można zakładać, że również w przypadku reaktora badanego typu domieszka dodatków zmniejszających napięcie powierzchniowe mieszaniny reakcyjnej i polepszających jej spienianie (np. niektóre pochodne kwasu lignosulfonowego itp.) może wpływać korzystnie na stopień molekularnego odwodnienia fosforanów przy obróbce termicznego trójwodorowego kwasu fosforowego.

W trakcie doświadczeń 168(A, B) stosowano ekstrakcyjny H_3PO_4 tak zwanego typu czarnego. Te doświadczenia były skierowane na zbadanie możliwości zastosowania reaktora z pionowym przepływem mieszaniny reakcyjnej do wysokotemperaturowego zobojętnienia handlowego trójwodorowego kwasu ekstrakcyjnego zawierającego 52–54% P_2O_5 , bez wstępnego zagęszczania go, za pomocą gazowego amoniaku. Uzyskane wyniki doświadczeń potwierdziły przydatność reaktora do tego celu.

Średnie wyniki doświadczeń, jak również zestawienie niektórych oznaczonych i wyliczonych parametrów dla badań reaktorów z wypełnieniem grafoduru do zobojętnienia i odwodnienia przedstawiono w tabelach II i III.

T a b e l a II

Przykład nr		II	III	IV	V
Oznaczenie doświadczenia		161/A	161/B	162	163/A
Stężenie dozowanego:					
1— $\text{H}_3\text{PO}_4/\%\text{P}_2\text{O}_5/$	— fotometria	54,91	54,91	54,91	54,91
2—	— alkalimetria	56,27	56,27	56,27	56,27
3— dozowanie surowych materiałów	— H_3PO_4	7,09	6,37	6,65	10,93
					$\cdot 10^{-3}/\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$
4—	— P_2O_5	3,89	3,50	3,65	6,00
5—	— NH_3	1,06	1,79	1,25	4,17
6— stosunek wagowy $\text{NH}_3/\text{P}_2\text{O}_5$		0,272	0,511	0,342	0,695
Stężenie H_3PO_4 przy jego dopływie do reaktora					
7—	— fotometria	62,24	61,97	63,26	61,25
8—	— alkalimetria	64,48	62,63	64,65	63,34
Średnia temperatura °C materiału na wyparce					
9—	— wlot	210,5	210,5	210	210,5
10—	— wylot	204	204	203,6	202,5

Przykład nr	II	III	IV	V
Oznaczenie doświadczenia	161/A	161/B	162	163/A
Stężenie dozowanego:				
11— kwas (przy wlocie reaktora)	110,3	120,5	115,6	126
12— reaktor (mieszanina reakcyjna)	258,3	265	293,3	275
13— Ciśnienie w reaktorze (oznaczone z wysokości kolumny kwasu — (kPa)	104,8	106,7	102,0	101,6
14— Ciśnienie amoniaku w przewodzie wlotowym (kPa)	106,4	109,7	102,3	113,5
Skład produktu				
15— zawartość azotu (% N)	7,18	11,52	11,03	11,92
16— całkowita zawartość fosforu (% P_2O_5)	63,77	63,36	62,85	63,13
17— Zawartość fosforu w postaci monofosforanów (% P_2O_5)	48,92	23,31	18,96	18,17
18— stosunek wagowy NH_3 (całkowitego P_2O_5 w wytopie	0,137	0,221	0,213	0,229
19— stopień przemiany (%)	23,3	63,2	70,3	71,2
20— czas trwania doświadczenia (min)	47	34	179	30

T a b e l a II (ciąg dalszy)

Przykład nr	VI	VII	VIII	IX	X	XI	XII
Oznaczenie doświadczenia	163/B	163/C	164	165	166/A	166/B	166/C
1	54,91	54,91	54,91	54,91	62,40	62,40	62,40
2	56,27	56,27	56,27	56,27	63,94	63,94	63,94
3	10,51	10,76	14,94	17,35	11,84	16,22	19,52
4	25,77	5,91	8,20	9,53	7,39	10,12	12,18
5	2,33	2,59	2,78	4,02	2,62	3,65	4,85
6	0,404	0,438	0,339	0,422	0,354	0,361	0,398
7	61,79	61,42	—	—	61,99	61,55	61,45
8	64,23	63,75	—	—	64,19	63,09	63,79
9	209,7	211	211	211	145,5	154	155,5
10	202,5	203,7	203	202,7	141,5	148,6	149
11	131,7	130,5	133,3	135	109,5	111,3	115,5
12	280	281	276,7	265,3	261,3	269	265
13	—	103,1	104,0	104,8	103,5	104,3	105,3
14	109,4	108,7	110,2	117,2	110,4	114,5	118,5
15	11,28	11,14	10,89	11,37	11,13	11,14	10,82
16	62,51	62,34	63,64	62,30	62,14	62,10	62,91
17	19,23	19,56	23,48	24,06	24,15	22,79	22,88
18	0,219	0,217	0,208	0,221	0,218	0,233	0,209
19	69,2	68,6	63,1	61,4	61,1	63,3	63,6
20	72	90	90	85	89	114	55

T a b e l a II (ciąg dalszy)

Przykład nr	XIII	XIV	XV	XVI	XVII
Oznaczenie doświadczenia	166/D	167/A	167/B	168/A	168/B
1	62,40	52,35	52,35	54,91	54,91
2	63,94	53,51	53,51	56,27	56,27
3	22,56	16,20	19,90	16,08	20,69
4	14,08	8,48	10,42	8,83	11,36
5	6,67	2,50	3,61	3,11	4,00
6	0,474	0,295	0,346	0,352	0,352
7	60,97	61,11	61,07	54,08	53,77
8	64,32	62,16	61,58	55,98	56,57
9	155,5	211	216,5	109,5	99,3
10	149,5	199,5	205,5	105,0	95
11	118	132,5	131,5	100,0	85,3
12	258	266	241,5	216,4	211,7
13	105,5	101,5	101,7	105,9	104,9
14	135,8	106,4	113,5	114,8	118,2

Przykład nr	XIII	XIV	XV	XVI	XVII
Oznaczenie doświadczenia	166/D	167/A	167/B	168/A	168/B
15	11,46	11,55	11,70	11,67	11,63
16	60,55	62,34	62,36	56,64	57,39
17	19,67	29,62	37,25	49,71	51,79
18	0,230	0,225	0,228	0,250	0,246
19	67,5	52,5	40,3	12,2	9,8
20	35	110	75	115	75

T a b e l a I I I

Całkowita objętość korpusu reaktora, $V_R(m^3)$	: $10,91 \cdot 10^{-3}$
Objętość wypełnienia, $V_v(m^3)$	: $10,12 \cdot 10^{-3}$
Średnia objętość międzypierzchna w warstwie wypełnienia, porowatość warstwy, (%)	: 67,9
Wolna objętość w warstwie wypełnienia $V_1 = V_v(m^3)$	: $6,87 \cdot 10^{-3}$
Wolna objętość reaktora zobojętniania-odwodnienia, $V_2(m^3)$	: $7,66 \cdot 10^{-3}$

Oznaczenie doświadczenia	Stosunek wagowy dozowania surowców			$m \text{ NH}_3 / m \text{ P}_2\text{O}_5$	$m_{RZ} / m \text{ NH}_3\text{PO}_4 + m \text{ NH}_3 \cdot 10^{-3} / \text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Ciężar objętościowy mieszaniny reakcyjnej przy wylocie reaktora RZ $/\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}/$	$V_{RZ} \cdot 10^{-3} / \text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$	Średni czas pozostawania mieszaniny reakcyjnej w reaktorze $/\text{s}/$	
	$m \text{ H}_3\text{PO}_4$	$m \text{ P}_2\text{O}_5$	$m \text{ NH}_3$					T_1	T_2
162	6.65	3.65	1.25	0.342	7.90	1652.0	0.478	1437	1602
163/A	10.93	6.00	4.17	0.695	15.10	1600.0	0.944	728	811
163/B	10.51	5.77	2.33	0.404	12.84	1271.0	1.010	680	696
163/C	10.76	5.91	2.59	0.438	13.35	1680.0	0.795	864	963
164	14.94	8.20	2.78	0.339	17.72	1166.0	1.520	452	504
165	17.35	9.53	4.02	0.422	21.37	458.0	4.666	147	164
166/A	11.84	7.39	2.62	0.354	14.46	515.0	2.808	245	273
166/B	16.22	10.12	3.65	0.361	19.87	563.0	3.529	195	217
166/C	19.52	12.18	4.85	0.398	24.37	305.0	7.990	86	96
166/D	22.56	14.08	6.67	0.474	29.23	345.0	8.472	81	90
167/A	16.20	8.48	2.50	0.295	18.70	1878.0	—	—	—
168/A	16.08	8.83	3.11	0.353	19.19	358.0	5.360	128	143
168/B	20.69	11.36	4.00	0.352	24.69	415.0	5.949	1165	129

T_1 — średni czas pozostawania mieszaniny reakcyjnej w reaktorze zobojętniania-odwodnienia w przypadku dotyczącym tylko średniej objętości międzypierzchna w warstwie.

T_2 — średni czas pozostawania mieszaniny reakcyjnej w reaktorze, gdy zakłada się, że spieniona mieszanina reakcyjna wypełnia oprócz objętości w warstwie również całą przestrzeń nad warstwą.

Z a s t r z e ż e n i a p a t e n t o w e

1. Sposób wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów amonowych w reakcji kwasu fosforowego zawierającego 50–80% P_2O_5 , albo roztworu fosforanu amonowego w kwasie fosforowym, w temperaturze 15–300°C, z gazowym amoniakiem, który jest dozowany do środowiska reakcji w nadmiarze w odniesieniu do ilości amoniaku związanego w stopionej masie w postaci fosforanów amonowych, w reakcji zobojętniania-odwodnienia między fazą ciekłą zawierającą fosfor i gazowym amoniakiem zachodzącej przez ciągły styk dwóch faz wewnątrz warstwy — błonki, **znamienny tym**, że błonkę tworzy się w środowisku reakcji przez stopniowe rozlewanie fazy ciekłej w wyniku działania siły ciężkości a także zdyspergowanie jej za pomocą fazy gazowej utworzonej przez stopniowe ogrzewanie gazowego amoniaku i przez stopniowe ogrzewanie pary wodnej, na powierzchni środowiska reakcji mającego powierzchnię styku $7 \cdot 10^0$ do $1,8 \cdot 10^3 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$, korzystnie $4,5 \cdot 10^1$ do $9,8 \cdot 10^2 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$, i szybkość przepływu specjalnej warstwy (ω), zmieniającą się od $1 \cdot 10^{-2}$ do $1 \cdot 10^1$, korzystnie $2 \cdot 10^{-1}$ do $2 \cdot 10^0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, przy czym faza gazowa przepływa równolegle do fazy ciekłej.

2. Przepływowy reaktor warstewkowy do wytwarzania stopionej masy skondensowanych fosforanów, złożony z obudowy reaktora warstewkowego mającej wlot dla składników reakcji i wylot dla mieszaniny reakcyjnej, **znamienny tym**, że obudowa reaktora warstewkowego (1) ma przynajmniej jedno nośne dno (2), na którym jest umieszczone wypełnienie (3) utworzone z cząstek ustawionych (zorientowanych) równomiernie i/albo cząstek połączonych ze sobą w rozmaicie profilowanej konfiguracji i/albo cząstek w postaci masy, przy czym dla stosunku równoważnej średnicy (d_e) cząstek wypełnienia (3) i wewnętrznej średnicy (D) obudowy reaktora warstewkowego (1) utrzymana jest zależność $5 \cdot 10^3 \leq d_e/D \leq 4,5 \cdot 10^{-1}$, dla właściwej międzyprzestrzennej objętości (ϵ) wypełnienia (3) zależność $28 \leq \epsilon \leq 96$, korzystnie $60 < \epsilon < 80$ procent, i dla stosunku całkowitej wysokości (H) wypełnienia (3) i wewnętrznej średnicy (D) obudowy reaktora (1) zależność $1,1 \leq H/D \leq 14,8$, obudowa zawiera, alternatywnie, przegrody rozdzielające (6), konstrukcję wbudowaną (7) i/albo mieszadło statyczne (8), wlot (4) fazy ciekłej zawierającej kwas fosforowy, z otworem nad powierzchnią wypełnienia (3), gdy otwór wlotu (5) gazowego amoniaku również jest umieszczony nad powierzchnią wypełnienia (3) i/albo w jego górnej trzeciej części.

