ČESKOSLOVENSKÁ SOCIALISTICKÁ REPUBLIKA
(19)

ÚŘAD PRO VYNÁLEZY A OBJEVY

POPIS VYNÁLEZU K PATENTU

204026
(11) (B2)

(51) Int. Cl.[3]
C 07 C 126/02

(22) Přihlášeno 30 03 78
(21) (PV 2044-78)

(32) (31) (33) Právo přednosti od 31 03 77
(21904 A/77) Itálie

(40) Zveřejněno 30 06 80

(45) Vydáno 15 12 83

(72)
Autor vynálezu PAGANI GIORGIO, MILÁN a BONETTI ANDREA, SAN DONATO MILANESE (Itálie)

(73)
Majitel patentu SNAMPROGETTI S. p. A., MILÁN (Itálie)

(54) Způsob výroby močoviny z čistého kysličníku uhličitého a amoniaku

1

Vynález se týká způsobu výroby močoviny z čistého kysličníku uhličitého a amoniaku jako výchozích složek.

V postupech známých podle dosavadního stavu techniky, které byly až dosud používány, reaguje kysličník uhličitý s plynným amoniakem, které se získají rozštěpením karbamátu amonného, přičemž jako stripovacího činidla pro močovinový roztok bylo předtím v předchozí fázi použito plynného amoniaku.

Takto získaná plynná směs, kterou tvoří disociované plyny, kysličník uhličitý a amoniak se ochladí cirkulující vodou za účelem získání karbamátu, který se potom v další fázi zavádí do syntézního reaktoru, kde se provádí dehydratace na močovinu. Z tohoto reaktoru se potom tato směs použitá pro syntézu zavádí do stripovací kolony za účelem stripování kysličníku uhličitého a amoniaku, který zde vznikne tepelným rozštěpením uvedeného karbamátu, přičemž toto stripování se provádí v disociační aparatuře, která má u dna přívod plynného amoniaku a u horního konce je přívod pro směs k syntéze. Z této disociační aparatury tedy vystupují dva proudy, jeden proud, který je tvořen roztokem močoviny, obsahující stále ještě určité množství karbamátu, a druhý proud, který tvoří disociované plyny a amoniak, který jak již bylo uvedeno výše, se zavádí do kondenzátoru.

2

Největší nevýhodou tohoto postupu podle dosavadního stavu techniky, je vysoká koncentrace karbamátu amonného, která byla zjištěna ve výsledném roztoku močoviny, což znamená zároveň nižší výtěžek močoviny. Tento nedostatek výše uvedeného postupu vyplývá z požadavku pracovat s konstantním poměrem amoniaku ke kysličníku uhličitému jak v kondenzátoru, tak i v syntézním reaktoru.

Podle vynálezu bylo zcela neočekávatelně zjištěno, že močovinu je možno vyrobit z kysličníku uhličitého a z amoniaku s vyšším výtěžkem postupem, při kterém se místo kondenzačního hadu použije filmový absorbér, přičemž toto uspořádání výroby bude ještě v dalším detailně popsáno, a kromě toho se vedle plynného amoniaku, zaváděného u dna stripovací kolony, přivádí i kapalný amoniak, který se přivádí částečně do absorbéru a částečně do syntézního reaktoru, přičemž se v obou těchto aparaturách dosáhne rozdílné hodnoty molárního poměru amoniaku ke kysličníku uhličitému, která je konkrétně v reaktoru v rozmezí od 2,5 do 7 a v absorbéru se pohybuje v rozmezí od 2 do 4.

Podstata způsobu výroby močoviny z čis-

tého kysličníku uhličitého a amoniaku, reakcí výše uvedených výchozích složek, rozkladem vzniklého karbamátu amonného, který je obsažen v roztoku močoviny vystupujícím ze syntézního reaktoru, stripováním produktů rozkladu pomocí plynného amoniaku a kondenzací produktů rozkladu a amoniaku, který byl použit při stripování, podle vynálezu spočívá v tom, že se kapalný amoniak částečně zavádí společně s celkovým množstvím kysličníku uhličitého nutným pro vytvoření močoviny do spodního prostoru absorbéru, přičemž do hlavy absorbéru se zavádí recyklovaný roztok tvořený vodným amoniakálním roztokem uhličitanu amonného o koncentraci amoniaku v rozmezí od 45 do 50 % hmot. a kysličníku uhličitého od 16 do 25 % hmot. a zbytek do 100 % hmot. je voda, a částečně se uvedený kapalný amoniak zavádí do syntézního reaktoru, přičemž v absorbéru je hodnota molárního poměru amoniaku ke kysličníku uhličitému v rozmezí od 2 do 4 a v reaktoru je hodnota tohoto poměru v rozmezí od 2,5 do 7.

Ve výhodném provedení postupu podle vynálezu se při reakci kysličníku uhličitého a amoniaku udržují v absorbéru adiabatické podmínky.

Rovněž je výhodné, jestliže se produkt z hlavy absorbéru kysličníku uhličitého, obsahující amoniak, zavádí do proudu stripovacího média.

Výhody postupu podle vynálezu spočívají v tom, že tímto opatřením je možno zvýšit výtěžky, přičemž se současně sníží spotřeba páry pro stripovací kolonu a zvýší se tepelná úroveň páry, produkované v absorbéru.

V dalším popise bude blíže popsán postup podle vynálezu, ze kterého bude zřejmé zlepšení tohoto postupu, přičemž se předpokládá, že P je celkový tlak systému a vychází se z určitého poměru vody ke kysličníku uhličitému jako základu, a poměr amoniaku ke kysličníku uhličitému se upraví tak, že tento poměr musí být relativně vysoký v reaktoru a ve stripovacím zařízení a relativně nízký v absorbéru.

Na připojeném výkresu je schematicky znázorněno zařízení k provádění postupu podle uvedeného vynálezu, na kterém je možno současně ilustrovat i postup výroby močoviny podle vynálezu.

Celkové množství kysličníku uhličitého, které je nutné pro tvoření močoviny, se přivádí ke spodní části absorbéru **1**, společně s částí kapalného amoniaku potrubím **4**, přičemž k hornímu konci absorbéru se potrubím **5** přivádí recyklovaný absorpční roztok, který tvoří vodný amoniakální roztok uhličitanu amonného.

Celkový poměr amoniaku ke kysličníku uhličitému se reguluje ovládáním průtokového množství kapalného amoniaku u dna uvedeného absorbéru.

Ve spodní části absorbéru **1** reaguje kysličník uhličitý s amoniakem adiabatickým způsobem, přičemž vzniká karbamát amonný. Vznikající teplo zvyšuje teplotu uvedené směsi na vyšší nebo méně vyšší hodnoty podle celkového tlaku P, podle obsahu vody a podle poměru amoniaku ke kysličníku uhličitému.

Plyny, které vzniknou ve výše uvedeném adiabatickém prostoru a které jsou v chemické rovnováze při výše uvedené teplotě, se částečně absorbují recyklovaným roztokem, který se přivádí z horní sekce zařízení ve formě filmu. Část plynu, který nebyl absorbován, vystupuje z absorbéru **1** a potrubím **6** se spojuje s proudem **7**, který přivádí plynný amoniak do stripovací kolony.

Absorpční teplo je předáváno vodě, která proudí pláštěm absorbéru, a jelikož složení plynu a absorpčního roztoku v rovnováze ve vstupním prostoru absorbéru má takový poměr amoniaku ke kysličníku uhličitému, že vznik tepla nastává při vysoké teplotě, je zároveň možné vyrobit z chladicí vody páru s dostatečně vysokou tepelnou úrovní, přičemž je možno tuto páru použít v následných stupních zařízení.

Získaný karbamát amonný se potom vede potrubím **8** do reaktoru **2**, ve kterém se provádí dehydratace močoviny. Poměr amoniaku ke kysličníku uhličitému a teplota v tomto reaktoru se upraví zaváděním kapalného amoniaku ve formě malého podílu, přičemž tento proud se přivádí u dna potrubím **9**, a plynného amoniaku, hlavně s plyny, které vystupují ze stripovací kolony **3**, potrubím **10**.

Poměr amoniaku ke kysličníku uhličitému je v reaktoru **2** udržován na vyšší hodnotě než ve výše uvedeném absorbéru **1**, čímž se dosáhne toho, že výtěžek močoviny je následkem tohoto opatření vyšší.

Poměr amoniaku ke kysličníku uhličitému, teplota a výtěžky jsou voleny tak, aby absorpční kondenzační teplo plynu, přiváděného ze stripovací kolony **3** umožňovalo udržovat konstantní tepelnou rovnováhu v reaktoru **2** za předem zvoleného celkového tlaku.

Tímto shora uvedeným uspořádáním výroby je možno zvýšit výtěžky, přičemž se současně sníží spotřeba páry pro stripovací kolonu a zvýší se tepelná úroveň páry, produkované v absorbéru.

Jelikož je tlak v reaktorovém-stripovacím systému shora popsaném téměř totožný, je možno tento tlak regulovat tak, že se odvádí inertní plyny, přicházející ze spodní sekce stripovací kolony, z horní sekce reaktoru, a z absorbéru kysličníku uhličitého. Tento tlak může být buďto vyšší nebo nižší než je tlak získaný v absorbéru podle toho, zde je transport karbamátu proveden buďto barometrickým výtlakem nebo účinkem čerpadel.

Jelikož jsou výtěžky konverze v reaktoru neobyčejně vysoké a berouce v úvahu zároveň chemicko-fyzikální vlastnosti roztoku,

který vystupuje z reaktoru potrubím **11**, je podíl kysličníku uhličitého a vody oddělený ve stripovací koloně malý ve srovnání s množstvím amoniaku. Kromě toho je třeba uvést, že teplo, které je nutno dodat do uvedeného systému, nečiní velkou položku, neboť roztok močoviny je vždy blízký kritickému stavu, přičemž amoniak může být snadno oddestilován.

Kritická teplota se sníží se zvýšením hodnoty poměru amoniaku ke kysličníku uhličitému a se snížením obsahu vody. Tato okolnost je takového rázu, že se vyžaduje menší výměnná plocha ve stripovací koloně než je plocha povrchu vyžadovaná v běžně používaných stripovacích kolonách, a kromě toho je nutno uvést, že se používá nižších teplot při sdílení tepla, které umožňují použít páry o nižší tepelné úrovni, čímž se značně sníží výrobní náklady.

amoniak	27 323 kg/h	47,62 % hmot.
kysličník uhličitý	10 127 kg/h	17,65 % hmot.
voda	19 926 kg/h	34,73 % hmot.

Absorbér pracuje za tlaku vstupní části močovinového-syntézního okruhu, přičemž tento tlak je 18 MPa (nebo se nechá poklesnout na tuto hodnotu). V uvedeném reaktoru nastává reakce kysličníku uhličitého s amoniakem a reakční teplo se odvede za účelem výroby páry.

Ze spodní části absorbéru se odvádí karbamátový roztok, jehož teplota je 180 °C, který má toto složení:

amoniak	50 794 kg/h	42,23 % hmot.
kysličník uhličitý	50 794 kg/h	42,23 % hmot.
voda	18 699 kg/h	15,54 % hmot.

Tento roztok se potom zavádí do reaktoru **2**.

Nezkondenzované páry, které vystupují z horního konce absorbéru **1** s teplotou 180 °C mají složení:

amoniak	9 382 kg/h	40,60 % hmot.
kysličník uhličitý	12 500 kg/h	54,09 % hmot.
voda	1 227 kg/h	5,31 % hmot.

Tyto páry se potom zavádějí do spodní části stripovací kolony **3**.

Do reaktoru **2** se zavádí kromě roztoku karbamátu 47 840 kg amoniaku za hodinu o teplotě 100 °C a současně páry vystupující ze stripovací kolony **3**, které mají teplotu 190 °C, přičemž složení těchto par je toto:

amoniak	50 218 kg/h	59,10 % hmot.
kysličník uhličitý	26 259 kg/h	30,90 % hmot.
voda	8 497 kg/h	10,00 % hmot.

V dalším je za účelem ilustrativním uveden praktický příklad provedení postupu podle uvedeného vynálezu, který nijak neomezuje rozsah uvedeného vynálezu.

Příklad provedení

Podle tohoto příkladu se postupuje tak, že za účelem přípravy 72 550 kilogramů močoviny za hodinu, se do absorbéru **1** přivádí:

53 167 kilogramů kysličníku uhličitého za hodinu při teplotě 150 °C, a
32 853 kilogramů amoniaku za hodinu při teplotě 50 °C,
společně s recyklovaným uhličitanem, který se přivádí k hornímu konci absorbéru **1** při teplotě 76 °C, přičemž tento proud má složení:

Roztok, který je odváděn z reaktoru, se zavádí do stripovací kolony **3**, přičemž teplota tohoto roztoku je 185 °C a složení tohoto roztoku je toto:

močovina	72 500 kg/h	28,64 % hmot.
amoniak	107 768 kg/h	42,58 % hmot.
kysličník uhličitý	23 886 kg/h	9,44 % hmot.
voda	48 946 kg/h	19,34 % hmot.

Ode dna stripovací kolony vystupuje proud o teplotě 210 °C, který se zavádí do běžné koncentrační sekce, přičemž tento proud má složení:

močovina	72 500 kg/h	37,91 % hmot.
amoniak	66 932 kg/h	35,00 % hmot.
kysličník uhličitý	10 127 kg/h	5,30 % hmot.
voda	41 676 kg/h	21,79 % hmot.

PŘEDMĚT VYNÁLEZU

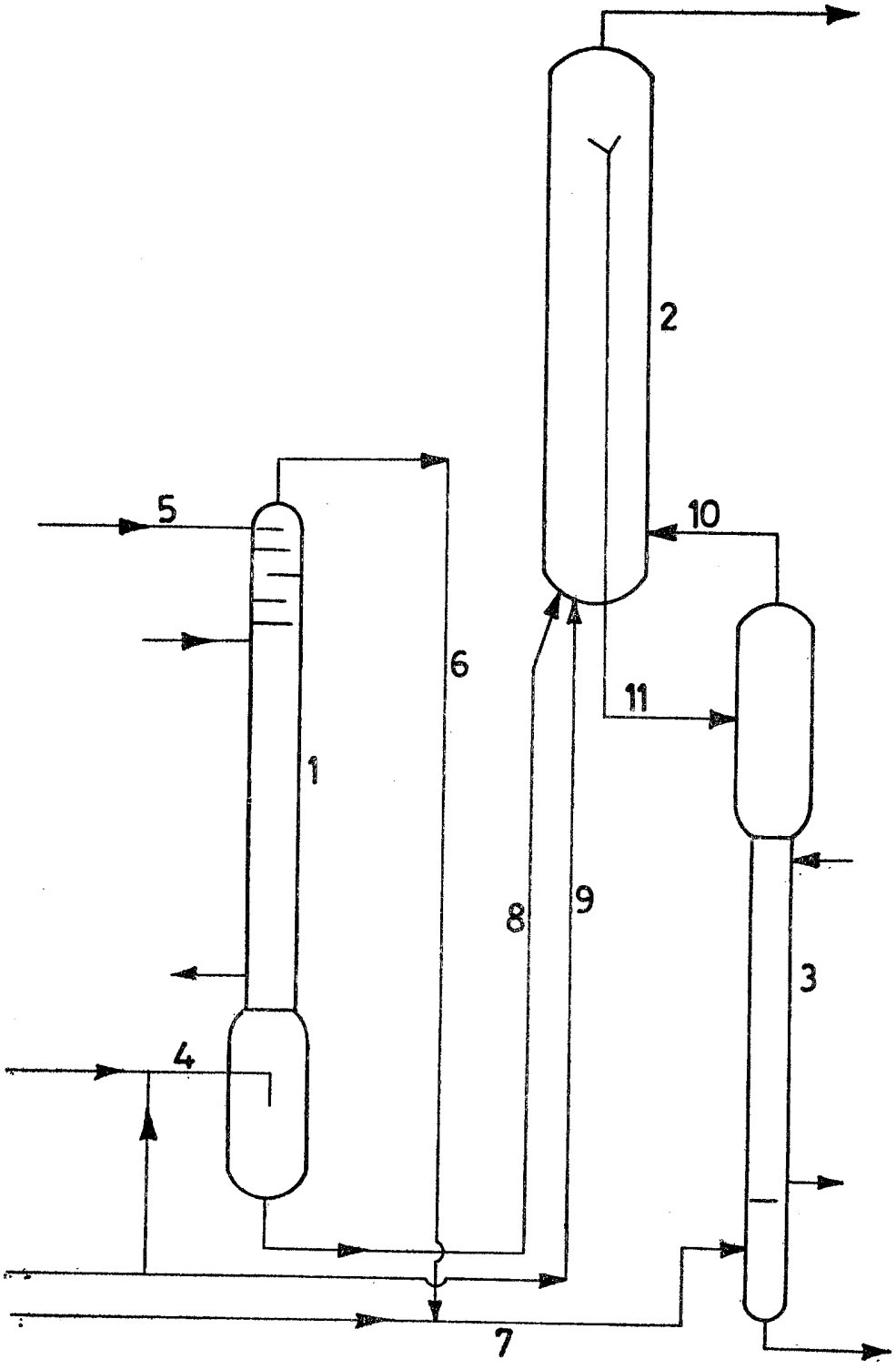
1. Způsob výroby močoviny z čistého kysličníku uhličitého a amoniaku, reakcí výše uvedených výchozích složek, rozkladem vzniklého karbamátu amonného, který je obsažen v roztoku močoviny vystupujícím ze syntézního reaktoru, stripováním produktů rozkladu pomocí plynného amoniaku a kondenzací produktů rozkladu a amoniaku, který byl použit při stripování, vyznačující se tím, že se kapalný amoniak částečně zavádí společně s celkovým množstvím kysličníku uhličitého nutným pro vytvoření močoviny do spodního prostoru absorbéru, přičemž do hlavy absorbéru se zavádí recyklovaný roztok tvořený vodným amoniakálním roztokem uhličitanu amonného o koncentraci amoniaku v rozmezí od 45 do 50 % hmot. a kysličníku uhličitého od 16 do 25 % hmot. a zbytek do 100 % hmot. je voda, a částečně se uvedený kapalný amoniak zavádí do syntézního reaktoru, přičemž v absorbéru je hodnota molárního poměru amoniaku ke kysličníku uhličitému v rozmezí od 2 do 4 a v reaktoru je hodnota tohoto poměru v rozmezí od 2,5 do 7.

2. Způsob podle bodu 1 vyznačující se tím, že se při reakci kysličníku uhličitého s amoniakem udržují v absorbéru adiabatické podmínky.

3. Způsob podle bodu 1 vyznačující se tím, že produkt z hlavy absorbéru kysličníku uhličitého, obsahující amoniak, zavádí do proudu stripovacího média.

1 list výkresů

Severografia, n. p., závod 7, Most


5
6
1
2
10
11
8
9
3
4
7