



ÚŘAD PRO VYNÁLEZY
A OBJEVY

POPIS VYNÁLEZU K PATENTU

220769

(11)

(B2)

(51) Int. Cl.³
C 01 B 31/28

(22) Přihlášeno 16 01 79

(21) (PV 345-79)

(32) (31) (33) Právo přednosti od 15 02 78
(878032) Spojené státy americké

(40) Zveřejněno 31 03 81

(45) Vydáno 15 12 85

(72)

Autor vynálezu

OBRECHT ROBERT PAUL, ORINDA (Sp. st. a.)

(73)

Majitel patentu

STAUFFER CHEMICAL COMPANY, WESTPORT (Sp. st. a.)

(54) Způsob výroby fosgenu

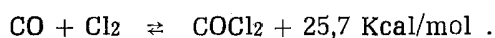
1

2

Vynález se týká způsobu výroby fosgenu reakcí chloru s oxidem uhelnatým v reakční zóně k vytvoření produktu obsahujícího fosgen a nezreagovaný oxid uhelnatý a oddělením v podstatě všeho fosgenu od nezreagovaného oxidu uhelnatého, jehož podstata spočívá v tom, že se alespoň část nezreagovaného oxidu uhelnatého vrací do reakční zóny.

Vynález se týká způsobu výroby fosgenu exotermní reakcí chloru s oxidem uhelnatým v přítomnosti aktivovaného uhlíkatého katalyzátoru, při kterém jsou obě suroviny účinně využívány a při kterém je množství nezreagované suroviny, zejména oxidu uhelnatého, vypouštěného jako odpad, minimální.

Základní postup výroby fosgenu exotermní reakcí chloru s oxidem uhelnatým v přítomnosti uhlíkatého katalyzátoru je všeobecně znám. Podle tohoto dobře známého postupu se směs chloru a oxidu uhelnatého v plynné fázi zavede do reaktoru obsahujícího aktivovaný uhlíkatý katalyzátor, načež chlor a oxid uhelnatý zreagují tak, že se vytvoří fosgen, jak je znázorněno následující rovnicí:



Při většině provozních aplikací se používají dva reaktory v sérii. V prvním reaktoru se hlavní část reaktantů převede na fosgen; ten je následován druhým, kde se zbytkové nezreagované komponenty nechají dále zreagovat tak, že se dosáhne v podstatě úplné přeměny reaktantů na fosgen.

Všeobecně se požaduje převést pokud možno co největší množství chloru na fosgen, a minimalizovat množství zbytkového chloru v reakčním produktu. Toho se obecně dosahuje udržováním stechiometrického přebytku oxidu uhelnatého v reaktoru.

Fosgen se získá z produkčních plynů průchodem plynů chladicím systémem, kde se dostatečně ochladí tak, že obsažený fosgen zkondenzuje. Zkondenzovaný fosgen se pak získá jako kapalný produkt (obvykle pod tlakem).

Nezkondenzované produkční plyny obsahující nezreagovaný oxid uhelnatý (to znamená přebytek oxidu uhelnatého, který byl přiveden do reaktoru a který jím prošel nezreagován), chlor, chlorovodík a jiné vedlejší produkty, stejně jako malé množství fosgenu, pak procházejí absorpčním systémem, kde se chlorovodík a fosgen neutralizuje zředěným alkalickým roztokem. Produkční plyny bez chlorovodíku a fosgenu, jež byly absorbovány v absorpčním systému, se vypouštějí z absorpčního systému do spalovací pece, kde se spálí.

Ačkoli je tento základní postup velmi účinný, pokud jde o konverzi chloru, není tak účinný, jak se požaduje s ohledem na oxid uhelnatý. To má za následek, že přebytek oxidu uhelnatého v původním nástřiku do reaktoru prochází reaktorem nezreagován a pak se spaluje. To představuje odpad této suroviny. Následkem toho skutečné množství oxidu uhelnatého spotřebovaného tímto postupem je podstatně vyšší, než je množství skutečně nutné pro reakci k vytvoření fosgenu.

Existuje tedy potřeba takového postupu výroby fosgenu reakcí chloru oxidem uhel-

natým, který nevyžaduje podstatný přebytek této suroviny.

Cílem vynálezu je vytvoření postupu výroby fosgenu z chloru a oxidu uhelnatého, při němž se přebytečné množství spotřebovaného oxidu uhelnatého nad stechiometrické požadavky podstatně sníží.

Dalším cílem tohoto vynálezu je vytvoření postupu výroby fosgenu z chloru a oxidu uhelnatého, při němž se množství oxidu uhelnatého, který se vypouští jako odpadní produkt, podstatně sníží.

Výše uvedené nedostatky nemá způsob výroby fosgenu reakcí chloru s oxidem uhelnatým v reakční zóně k vytvoření produktu obsahujícího fosgen a nezreagovaný oxid uhelnatý a oddělením v podstatě všeho fosgenu od nezreagovaného oxidu uhelnatého podle vynálezu, jehož podstata spočívá v tom, že se alespoň část nezreagovaného oxidu uhelnatého vrací do reakční zóny.

Část nezreagovaného oxidu uhelnatého, která se vrací, se s výhodou udržuje v rozmezí od 65 do 90% celkového množství nezreagovaného oxidu uhelnatého. Oxid uhelnatý se vrací do reakční zóny s výhodou pomocí vstřikovacího kompresoru, ve kterém kterýkoliv z čerstvých přívodních proudů slouží jako čerpací tekutina. Výhodně se nechá zreagovat plynný chlor s plynným oxidem uhelnatým v reakční zóně k vytvoření plynného produktu obsahujícího fosgen a nezreagovaný oxid uhelnatý, plynný produkt se nechá ochladit ke zkondenzování v podstatě všeho fosgenu z plynného produktu a alespoň část zbytku plynného produktu se vrací do reakční zóny. Reakce se s výhodou provádí v přítomnosti aktivovaného uhlíkatého katalyzátoru. Oxid uhelnatý je výhodně přítomen v reakční zóně v množství, které je přebytečné vzhledem ke stechiometrickému množství. Přebytek se s výhodou udržuje v rozmezí od 5 do 20% stechiometrického množství. Část zbytku plynného produktu, která se nevrací do reakční zóny, se s výhodou odpouští.

Výhodou vynálezu je, že se vrácením alespoň části oxidu uhelnatého do reakční zóny zvýší ekonomie způsobu, přičemž se sníží množství oxidu uhelnatého, vypouštěného do atmosféry jako odpadní produkt.

Při výrobě fosgenu postupem podle vynálezu se směs chlorových par a plynného oxidu uhelnatého vede do první reakční zóny obsahující uhlíkatý katalyzátor. Tato první reakční zóna, dále zde označovaná jako „primární reaktor“ je následována druhou reakční zónou, dále zde označovanou jako „dokončovací reaktor“.

Reakce mezi chlorem a oxidem uhelnatým se v podstatě dokončí v primárním reaktoru a dokončovací reaktor se využívá k „dočištění“ zbytkového nezreagovaného chloru zbývajcího v produktu z primárního reaktoru. Plyn vytékající z reaktoru (to je konečný produkt vzniklý z průchodu vsázky

nejdříve primárním a pak dokončovací reaktorem) by neměl obecně obsahovat více než 200 ppm negreagovaného chloru.

K dosažení tohoto je obvykle nutné udržovat přebytek oxidu uhelnatého v reaktoru v rozmezí od 5 do 20 mol. % a výhodně od asi 10 do 15 mol. %.

Čerstvý oxid uhelnatý, který se používá k přípravě plynné přívodní směsi, se obvykle přivádí z pobočného výrobního provozu a může obsahovat stopová množství vodíku, metanu a dusíku. Oxid uhelnatý se přivádí při manometrickém tlaku v rozmezí od asi 0,49 do asi 0,98 MPa.

Chlor, který se používá k přípravě přívodní směsi, se obvykle přivádí v kapalné formě, přičemž se odpařuje zahříváním v odparkách k vytvoření páry při manometrickém tlaku v rozmezí asi 0,49 až 0,98 MPa předtím, než se smíchá s oxidem uhelnatým.

Chlor a oxid uhelnatý se spolu smíchají v příslušných množstvích některou z mnoha známých technik pro směšování plynů. Při výhodném způsobu se tyto dva plyny nechají procházet společně potrubní sekcí, která má statický směšovač, který je určen k rovnoměrnému smísení těchto dvou plynů. V jiném případě mohou společně procházet trubici vybavenou Venturiho směšovací tryskou nebo směšovací clonou. Konečná přívodní směs se obvykle přivádí do reaktoru při teplotě v rozmezí od asi 40 do asi 90 °C a manometrickém tlaku od asi 0,49 MPa do asi 0,98 MPa.

Přívodní směs se doplní podle postupu tohoto vynálezu přidávkou vráceného oxidu uhelnatého, který se získává z konečného produktu, jak bude dále popsáno. Vracený oxid uhelnatý se může přidávat ke kterémukoli z přívodních proudů před smísením použitím nemazaného kompresoru nebo se může přidat přímo do směšovacího zařízení jako třetí oddělený přívodní proud.

Výhodněji může být využita kinetická energie přicházejícího chloru nebo čerstvého oxidu uhelnatého pomocí Venturiho trysky k načerpání vráceného oxidu uhelnatého na vstupní tlak postupu.

Poměr všeho oxidu uhelnatého k chloru v přívodní plynné směsi se nastaví k zajištění stechiometrického přebytku oxidu uhelnatého při dávkování do primárního reaktoru. Tedy množství čerstvého oxidu uhelnatého použitého při přípravě přívodní směsi bude kolísat podle specifického množství přebytku oxidu uhelnatého požadovaného v reakční zóně a množství vráceného oxidu uhelnatého přiváděného do směsi.

Množství oxidu uhelnatého, který je přebytečný v reakční zóně, může kolísat od alespoň 2 % do přibližně 30 % nebo více stechiometrického množství požadovaného k zreagování s chlorem. Obvykle však se získá malý prospěch z přebytků nad 20 % a jakákoli zvýšená přeměna dosažená přebytky nad toto množství je často převážena zvýšenými náklady, které jsou pravděpodob-

ně sdruženy s udržováním těchto vysokých přebytků. Je tudíž výhodné udržovat přebytek oxidu uhelnatého v reakční zóně v rozmezí od asi 10 do asi 25 % stechiometrického množství.

Reakce mezi chlorem a oxidem uhelnatým je, jak je uvedeno dříve, vysoce exotermní. Následkem exotermní povahy reakce může reakční hmota dosáhnout teplot až 500 °C nebo vyšších. Takovéto vysoké teploty mohou vést k určitým obtížím v tom, že fosgen jednou vytvořený má tendenci k disociaci při zvýšených teplotách. Reakční produkt by měl být tedy ochlazen tak rychle, jak je to jen možné po vytvoření fosgenu.

Rychlé ochlazení reakčního produktu k minimalizaci disociace fosgenu se výhodně provede uvnitř samotného reaktoru pomocí buď trubkového reaktoru, nebo duplikátorového typu reaktoru.

Trubkový reaktor se značně podobá trubkovému výměníku tepla. Tento typ reaktoru se výhodně používá pro primární reaktor. U kotlového typu reaktoru se aktivovaný uhlíkatý katalyzátor nachází uvnitř trubek a trubky jsou obklopeny chladicí vodou cirkulující tělesem reaktoru. Cirkulující voda ochlazuje trubky stejně jako plynný produkt obsažený v těchto trubkách.

Teplota chladicí vody se řídí vnějšími prostředky podle teploty požadované pro produkt vycházející z reaktoru. V jiném případě může být reaktor chlazen vařící vodou (to je pomocí termosifonu) pro výrobu užitkové páry.

Ačkoli se trubkový reaktor může také použít pro dokončovací reaktor, není to obvykle nutné pro tuto aplikaci, poněvadž množství tepla uvolněného v dokončovacím reaktoru je výhodně podstatně menší, než je množství tepla uvolňovaného v primárním reaktoru a velká chladicí kapacita trubkového reaktoru není potřebná. Je tudíž výhodné použít známého vodního nebo nízkotlakého parního duplikátorového typu reaktoru pro tuto aplikaci.

Tento typ reaktoru obsahuje stabilní vrstvu aktivovaného uhlíkatého katalyzátoru obsaženého v tělese, které má chladicí plášť. Chladicí voda může cirkulovat pláštěm stejným způsobem, jako cirkuluje kolem trubek v trubkovém reaktoru, aby se řídila teplota uvnitř reaktoru.

Při chlazení reakčního produktu uvnitř reaktorů by se měla věnovat pozornost tomu, aby se neochladily natolik, že by se vyvolala předčasná kondenzace fosgenu. Kdyby měl fosgen začít zkapalňovat uvnitř chladicí sekce reaktorů, proud těmito reaktory by mohl být začat omezován kondenzátem, a to by mohlo vyvolat provozní obtíže. Tomu se všeobecně zamezí udržováním chladicí vody při teplotě, která není menší než rosný bod reakčního produktu, obvykle v rozmezí asi 40 až 60 °C v závislosti na tlaku.

Manometrický tlak reakčních plynů uvnitř

reaktorů je přibližně v rozmezí od 0,49 MPa do 0,98 MPa v závislosti na mnohých faktorech, jako je tlak přívodního plynu, prosazení, rozměr reaktoru, rozměry dalšího zařízení a podobně.

Navíc jsou produkční plyny korozivní, protože obsahují chlorovodík a chlor. Tudíž reaktory by měly být vybaveny pro práci při zvýšených tlacích a strana reaktorů, která je ve styku s reakčním prostředím, by měla být konstruována z materiálu odolného vůči korozi, jako je monel, korozivzdorná ocel nebo podobně.

Konečný reakční (plynný) produkt po průchodu jak primárním, tak dokončovacím reaktorem za příslušných provozních podmínek, bude obsahovat vedle fosgenu a nezeagovaného oxidu uhelnatého malá množství (to je obvykle méně než asi 10 % hmotnosti u každého) dusíku, chlorovodíku a stopové množství (to je obvykle méně než asi 1 % hmotnosti u každého) kyslíku a chloridu uhličitého a výhodně méně než 100 ppm chloru.

Fosgen obsažený v tomto konečném reakčním produktu se pak získá zkapalněním a shromážděním jako kapalný produkt.

Konečné reakční produkční plyny při teplotě v rozmezí od asi 50 až 70 °C a manometrickém tlaku v rozmezí 0,147 MPa až asi 0,44 MPa se zavedou do kondenzačního systému, kde se ochladí do té míry, že v podstatě všechny fosgen kondenzuje a může se jímát jako kapalný produkt.

Při tomto systému se plyny nejdříve ochladí, jak je to jen prakticky možné, pomocí vodou chlazeného zařízení a pak se dále ochladí pomocí mrazicího zařízení. V závislosti na teplotě dostupné chladicí vody je obvykle praktické chladit produkční plyny na asi 30 až 40 °C pomocí standardních vodou chlazených trubkových výměníků tepla. Když se ochladí na tuto teplotu a při manometrickém tlaku v rozmezí 0,147 až 0,416 MPa, přibližně 50 až 80 % fosgenu může kondenzovat z produkčních plynů a může se jímát.

Po ochlazení, jak je to jen prakticky možné, pomocí vodou chlazených výměníků tepla, se produkční plyny dále zavedou do mrazicích výměníků tepla, kde se výhodně ochladí na teploty v rozmezí od přibližně -20 °C až asi -30 °C, čímž se získá a zkondukuje zbytek fosgenu.

Při v podstatě veškerém odstraněném fosgenu je zbývající hlavní složkou v nezkonduzovaných produkčních plynech oxid uhelnatý. Oxid uhelnatý zbývající v produkčním plynu byl tradičně považován za odpadní produkt a podle toho se s ním nakládalo.

Podle vynálezu se oxid uhelnatý, který zbývá v produkčních plynech, získává a vrací do reaktorů, kde se stává částí přívodu surovin. Získáváním této hodnotné suroviny, která byla dosud považována za odpadní proud, předložený vynález umožňuje skutečnou redukci množství oxidu uhelnatého

spotřebovaného při přípravě fosgenu stejně jako snížení požadavků pro odpady sdružené s výrobním postupem fosgenu.

Většina nebo jakákoli část oxidem uhelnatým bohatého plynu může být vrácena do reaktoru při způsobu podle vynálezu. Množství, které se vrací, bude záležet na mnoha faktorech, jako je cena čerstvého oxidu uhelnatého, cena odstraňování odpadního plynu obsahujícího oxid uhelnatý, množství a povaha znečištěnin přítomných v získaném plynu bohatém na oxid uhelnatý a podobně.

Oxid uhelnatý může být vrácen zpět do reaktoru pomocí hnací síly vytvořené jakýmkoli z rozdílných způsobů. Tak například po průchodu srážecí nádrží nebo strhávací odstředivkou může být přiváděn do mechanického kompresoru, který zvýší dostatečně tlak plynu pro jeho převedení zpět do reaktoru nebo se může zavádět do kteréhokoli z čerstvých přívodních proudů pomocí vstřikovacího kompresoru, ve kterém každý čerstvý přívodní proud slouží jako čerpací tekutina.

Produkční plyny mohou v některých případech obsahovat určité množství znečišťujícího kyslíku, který může mít nepříznivý vliv na aktivovaný uhlíkatý katalyzátor, když je přítomný ve vráceném plynu ve velkých množstvích (to je nad asi 2 % hmotnosti).

Tak jestliže se například připustí, aby obsah kyslíku v reaktoru překročil asi 1,5 mol. procenta (vztaheno na oxid uhelnatý), může se vyskytnout měřitelná míra spalování aktivovaného uhlíkatého katalyzátoru. Aby se dosáhlo zvýšené životnosti katalyzátoru, měl by být obsah kyslíku v přívodním plynu do primárního reaktoru řízen na hodnotu menší než asi 0,25 mol. % (vztaheno na oxid uhelnatý).

Aby se omezila akumulace těchto nečistot v proudě vráceného plynu, část vratných plynů (to je produkční plyny po odstranění fosgenu) by měla být odpuštěna před vrácením. Bylo určeno, že odpuštěné podíly v rozmezí od asi 10 do asi 35 % vratných produkčních plynů jsou dostatečné k umožnění přiměřené životnosti katalyzátoru ve většině případů.

Množství oxidu uhelnatého, které se vrací, je tedy obvykle v rozmezí od asi 65 do asi 90 % oxidu uhelnatého obsaženého v produktu, který vychází z reaktorů.

Odpuštěný plyn může být řádně odstraněn čištěním za mokra zředěným alkalickým roztokem k neutralizaci a odstranění chlorovodíku a fosgenu a pak spálením zbytku.

Alkalické mokré čištění může být provedeno průchodem plynu absorpční kolonou, ve které cirkuluje zředěný alkalický roztok (to je asi 3 až 5% hydroxid sodný). Neabsorbované plyny se pak vypouštějí z absorpční kolony do spalovací pece. Celkové množství plynů, které se mají spálit, bude

ovšem podstatně menší, než by bylo v případě, kdyby všechny oxid uhelnatý měl být spalován, jako je to v dosavadním stavu techniky.

Tedy navíc k redukci celkového množství surovin požadovaných k výrobě fosgenu tento vynález také podstatně snižuje náklady na zařízení pro odstraňování odpadu a ostatní požadavky sdružené s tímto postupem.

Příklad

Kapalný chlor se odpařuje a přivádí při teplotě asi 23 °C a tlaku 0,617 MPa do vstupní trysky Venturiho tryskového čerpadla, které ústí do vstupu primárního reaktoru komerčního fosgenového zařízení v množství 45,36 kmol za hodinu. Proud par chloru obsahuje 99,6 mol. % chloru.

Proud vratného plynného oxidu uhelnatého při teplotě -10 až -30 °C se přivádí do sací části tryskového čerpadla v množství 7,37 kmol za hodinu. Čerstvý proud oxidu uhelnatého obsahující 99,5 mol. % oxidu uhelnatého, 0,12 mol. % metanu a 0,05 mol. procenta kyslíku — přičemž zbytek je dusík — se také přivádí do vstupu primárního reaktoru při teplotě 30 °C a v množství 47,35 kmol za hodinu.

Tyto tři přírodní proudy (chlor, čerstvý oxid uhelnatý a vratný oxid uhelnatý) se smísí ve směšovací cloně ve vstupním potrubí primárního reaktoru. Smíšené plyny jsou trubky naplněny aktivovaným uhlíkatým katalyzátorem (který má plochu povrchu 1100 m²/g) a jsou obklopeny cirkulující chladicí vodou v tělese reaktoru.

Plyny oxidu uhelnatého a chloru reagují za tvorby fosgenu jak procházejí trubkami obsahujícími katalyzátor. Teplo vytvořené exotermní reakcí se absorbuje vodou v tělese reaktoru, jejíž teplota je nastavena tak, že se udržuje teplota produkčních par vycházejících z reaktoru nad jejich rosným bodem.

Asi 99 % chloru se převede na fosgen v primárním reaktoru.

Produkční proud z primárního reaktoru pak prochází dokončovací reaktorem duplikátorového typu. Tento reaktor je naplněn stejným typem aktivovaného uhlíkatého katalyzátoru, jaký je použit v trubkách primárního reaktoru a je obklopen chladicí vodou cirkulující pláštěm. Většina ze zbývajících jednoho procenta původní vsázky chloru se převede na fosgen, když prochází vrstvou katalyzátoru dokončovacího reaktoru.

Produkt z dokončovacího reaktoru prochází při teplotě 50 až 70 °C do vodou chlaze-

ného trubkového výměníku tepla, kde se ochladí na teplotu 30 až 40 °C, což vyvolá částečnou kondenzaci fosgenu.

Ochlazený, zčásti zkondenzovaný produkt proudí z vodou chlazeného výměníku tepla do vyrovnávací nádrže, kde se kapalná frakce jímá a plynná frakce se vypouští do mrazicího kotlového výměníku tepla. V mrazicím výměníku tepla se produkt dále ochladí na teplotu -25 °C, čímž zkondenzuje v podstatě všechny zbývající fosgen.

Tento proud pak prochází do děličky, kde se oddělí kapalná a plynná frakce. Kapalná frakce se převede ze srážecí nádrže zpět do vyrovnávací nádrže, kde se smíchá s kapalinou jímanou z vodního chladicího stupně, zatímco plynná frakce se zčásti vypouští do odpadního systému a zčásti vrací do primárního reaktoru.

Množství fosgenu shromážděného ve vyrovnávací nádrži a fosgenu přivedeného z děličky činí 44,9 kgmol za hodinu a tato frakce obsahuje asi 99,96 mol. % fosgenu, 0,02 mol. % chloridu uhličitého a stopová množství chlorovodíku a chloru.

Plynná frakce, která se vypouští z děličky (při tlaku asi 0,402 MPa) obsahuje 71,3 mol. procenta oxidu uhelnatého, 15,6 mol. % dusíku, 1,2 mol. % kyslíku, 8,9 mol. % chlorovodíku, 3,4 mol. % fosgenu a 0,2 mol. % chloridu uhličitého. Tento proud má kapacitu 9,8 kmol za hodinu.

Z celkového proudu se 7,4 kmol za hodinu vrací do primárního reaktoru a 2,4 kmol za hodinu se vypouští do odpadního systému.

Systém pro odstraňování odpadků, do kterého se vede odpuštěný proud, obsahuje alkalický prací systém následovaný spalovací pecí. Chlorovodík a fosgen, které jsou obsaženy v odpuštěném proudu, se neutralizují a absorbují cirkulujícím 3% alkalickým roztokem v pračce a pak se zbytek odpuštěného proudu plynu spálí ve spalovací peci.

Proud vratného plynu se vede do sací části Venturiho tryskového čerpadla, jak bylo dříve uvedeno.

Výtěžek fosgenu vykazuje 99,3 %, počítáno na vsázku chloru, a 96 %, počítáno na vsázku oxidu uhelnatého.

Je tedy zřejmé, že vynález představuje postup výroby fosgenu z chloru a oxidu uhelnatého, který nevyžaduje podstatný skutečný přebytek oxidu uhelnatého, dosahuje vysokou účinnost v přepočtu na obě suroviny a podstatně snižuje množství oxidu uhelnatého, který se vypouští jako odpadní produkt, ve srovnání se způsoby dosavadního stavu techniky.

PŘEDMĚT VYNÁLEZU

1. Způsob výroby fosgenu reakcí chloru s oxidem uhelnatým v reakční zóně k vytvoření produktu obsahujícího fosgen a nezreagovaný oxid uhelnatý a oddělením v podstatě všeho fosgenu od nezreagovaného oxidu uhelnatého, vyznačený tím, že se alespoň část nezreagovaného oxidu uhelnatého vrací do reakční zóny.

2. Způsob podle bodu 1, vyznačený tím, že část nezreagovaného oxidu uhelnatého, která se vrací, se udržuje v rozmezí od 65 do 90 % celkového množství nezreagovaného oxidu uhelnatého.

3. Způsob podle bodu 1, vyznačený tím, že oxid uhelnatý se vrací do reakční zóny pomocí vstřikovacího kompresoru, ve kterém kterýkoliv z čerstvých přírodních proudů slouží jako čerpací tekutina.

4. Způsob podle bodu 1, vyznačený tím, že se nechá zreagovat plynný chlor s plyn-

ným oxidem uhelnatým v reakční zóně k vytvoření plynného produktu obsahujícího fosgen a nezreagovaný oxid uhelnatý, plynný produkt se nechá ochladit ke zkondenzování v podstatě všeho fosgenu z plynného produktu a alespoň část zbytku plynného produktu se vrací do reakční zóny.

5. Způsob podle bodu 4, vyznačený tím, že reakce se provádí v přítomnosti aktivovaného uhlíkatého katalyzátoru.

6. Způsob podle bodu 5, vyznačený tím, že oxid uhelnatý je přítomen v reakční zóně v množství, které je přebytné vzhledem ke stechiometrickému množství.

7. Způsob podle bodu 6, vyznačený tím, že přebytek se udržuje v rozmezí od 5 do 20 % stechiometrického množství.

8. Způsob podle bodu 7, vyznačený tím, že část zbytku plynného produktu, která se nevrací do reakční zóny, se odpouští.