



ÚŘAD PRO VYNÁLEZY
A OBJEVY

POPIS VYNÁLEZU K PATENTU

203906
(11) (B2)

[51] Int. Cl.³
C 01 B 21/40 //
C 01 B 21/44

[22] Přihlášeno 27 02 70
[21] [PV 1360-70]
[32] [31] [33] Právo přednosti od 28 02 69
(P 19 11 200.6)
Německá spolková republika
[40] Zveřejněno 31 12 79
[45] Vydáno 15 11 83

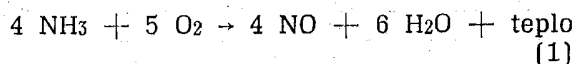
[72]
Autor vynálezu OBERSTE-BERGHAUS GERHARD dipl. ing. a KARAU DIETER dipl. ing.,
ZÁPADNÍ BERLÍN [Západní Berlín]
[73]
Majitel patentu DAVY INTERNATIONAL AKTIENGESELLSCHAFT,
FRANKFURT/M. [NSR]

[54] Způsob výroby kyseliny dusičné a zařízení k provádění tohoto způsobu

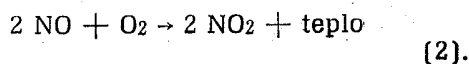
1

Vynález se týká způsobu výroby kyseliny dusičné o koncentraci zejména nad 70 hmotnostních %, a to absorpcí kyslíčnicku dusičitého z nitrózních plynů ve vodě, popřípadě ve vodné kyselině dusičné, přičemž se parciální tlak kyslíčnicku dusičitého v absorpčním stupni částečně zvyšuje kompresí nitrózních plynů, částečně cirkulací kyslíčnicku dusičitého absorpčním stupněm, přičemž se dále kyslíčnicku dusičitý zbývající v plynu po absorpci vypírá kyselinou dusičnou o koncentraci výhodně 60 až 75 hmotnostních % (vypírací kyselinou), načež se kyslíčnicku dusičitý z uvedené vypírací kyseliny opět vypuzuje a vrací do absorpčního pásma. Dále se vynález týká zařízení k provádění tohoto způsobu.

Surovinou pro výrobu kyseliny dusičné je obvykle amoniak, který se katalyticky oxiduje vzduchem za vzniku kyslíčnicku dusnatého a vody podle rovnice

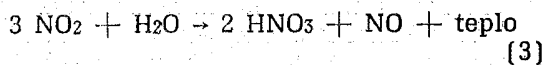


a kyslíčnicku dusnatý reaguje s dalším podílem kyslíku za vzniku kyslíčnicku dusičitého podle rovnice



2

Po ochlazení plynů za odloučení reakční vody ve formě kondenzátu kyseliny a po přidání sekundárního vzduchu s množstvím kyslíku potřebným pro vznik kyseliny vstupují plyny do absorpčního pásma, kde se kyslíčnicku dusičitý absorbuje ve vodě nebo ve vodné kyselině dusičné za vzniku kyseliny dusičné podle rovnice



a kyslíčnicku dusnatý se opět oxiduje na kyslíčnicku dusičitý podle rovnice [2].

V tomto pásmu se absorbují prakticky všechny kyslíčnický dusíku až na zbytkové podíly v rozsahu asi 1000 ppm $\text{NO}_2 + \text{NO}$. Plyn a kyselina se vedou vzájemně v protiproudu. Do posledního absorpčního stupně se přivádí kyselina, zatímco se v prvním stupni u vstupu nitrózních plynů odtahuje vyrobená kyselina. Kondenzáty, obsahující kyselinu v reakční vodě, se přidávají v místech příslušné koncentrace kyseliny do absorpce.

Náklady vynaložené na absorpci závisí od požadované koncentrace vyrobené kyseliny, od požadovaného obsahu kyslíčnicků dusíku v koncovém plynu, na teplotní hladině při absorpci, jakož i na absorpčním tlaku, po-

případě na parciálních tlacích kysličníků dusíku i kyslíku.

Množství kysličníku dusičitého absorbovatelné v každém absorpčním stupni podle rovnice (3) je dáno termodynamickou rovnováhou pro příslušnou absorpční teplotu. Absorbovatelné množství kysličníku dusičitého stoupá při dané koncentraci kyseliny a teplotě s celkovým parciálním tlakem kysličníků dusíku a oxidačním stupněm, to znamená s poměrem kysličníku dusičitého k celkovému obsahu kysličníků dusíku. Rychlost oxidační reakce podle rovnice (2) se zvyšuje podle Bodensteina se čtvrcem parciálního tlaku kysličníku dusnatého a úměrně s parciálním tlakem kyslíku.

Je proto nasnadě provádět absorpci za tlaku. Moderní pochody výroby kyseliny dusičné absorpcí se provádějí proto za tlaků asi od 0,294 až nejvýše do 0,98 MPa. Vyšší tlaky jsou nevhodné, protože snížené náklady na absorpci nevyvažují zvýšené náklady na energii pro stlačování plynů.

V podstatě je třeba rozlišovat dva způsoby výroby: Při prvním se provádí spalování amoniaku a absorpce za stejného tlaku, při druhém způsobu se provádí spalování amoniaku za nižšího tlaku a nitrózní plyny se pak po přidání sekundárního vzduchu stlačují na vyšší absorpční tlak. Druhá obměna má tu výhodu, že se dosahuje vyšších výtěžků, přepočteno na amoniak, přičemž je postup spojen s menšími ztrátami platiny. Kromě toho se při odlučování reakční vody absorbuje menší podíl kysličníku dusičitého, takže obsah kysličníků dusíku zůstává na vstupu do absorpce vyšší. Se zřetelem k investičním nákladům není však uvedená obměna hospodárná.

Zejména při výrobě kyseliny dusičné o koncentraci nad 65 hmotnostních % silně stoupají náklady na absorpci při obvyklých pochodech, kdy se získává takzvaná střední kyselina, takže hranice hospodárnosti při použití uvedeného postupu je přibližně při 70 hmotnostních %. Rovnovážné křivky pro uvedené koncentrace kyseliny jsou za dosažitelných parciálních tlaků kysličníků dusíku (například 0,788 MPa při absorpčním tlaku 0,9801 MPa) blíže velmi vysokých oxidačních stupňů, to znamená blízko pouze nepatrného parciálního tlaku kysličníku dusnatého, takže za předpokladu malých absorbovatelných množství kysličníku dusičitého podle rovnice (3) v každém absorpčním stupni je náklad na reoxidaci kysličníku dusnatého podle rovnice (2) se zřetelem na nutné dlouhé doby prodlení nevhodně vysoký.

Kromě toho stále klesá hladina parciálních tlaků v celém absorpčním pásmu až na přípustné hodnoty znečišťování ovzduší, takže se zvláště silně zvětšuje absorpce zbytků, což je podmíněno též malým množstvím vody z pochodu při výrobě kyseliny o vyšší koncentraci.

Jsou známy též postupy, při nichž se ob-

sah kysličníků dusíku v absorpčním stupni zvyšuje tím způsobem, že se absorpce při určitém obsahu kysličníků dusíku přerušuje a zbývající kysličníky dusíku se vypírají koncentrovanější kyselinou dusičnou, například o koncentraci asi 60 až 70 hmotnostních %. Kysličníky dusíku rozpuštěné ve formě dimeru kysličníku dusičitého se poté vypuzují z vypírací kyseliny proudem sekundárního vzduchu a spolu s ním vstupují před vlastním absorpčním pásmem do hlavního proudu nitrózních plynů. Tím se absorpce zbytků nahrazuje méně nákladným vypíracím pásmem a obsah kysličníku dusičitého v absorpčním pásmu se dále zvýší. Při přesnějších propočtech uvedeného postupu se však objevují určité nedostatky:

U postupů, při nichž se spalování amoniaku a absorpce provádějí za téměř stejných tlaků, se komprimuje sekundární vzduch spolu se spalovacím vzduchem na tlak v celém zařízení, ale za takového tlaku je přijímací schopnost sekundárního vzduchu pro kysličníky dusíku z vypuzovacího stupně jen omezená. Podstatného zvýšení obsahu kysličníků dusíku při absorpci se tím tedy dosíci nedá. Navíc převyšují náklady na přehřívání a chlazení vypírací kyseliny úspory dosažení v absorpčním stupni.

Podstatného zvýšení cirkulujícího množství kysličníků dusíku se podle tohoto principu dá ovšem dosíci u postupů, při nichž se spalování provádí za atmosférického tlaku. Při beztlakovém odplynování je totiž možné vyšší zatížení sekundárního vzduchu kysličníky dusíku. Obsah kysličníků dusíku v plynech odcházejících z absorpce se dá takto zvýšit asi na dvojnásobek původního množství. Zatímco lze pochopitelně náklady na absorpci i při výrobě kyseliny dusičné o koncentraci nad 70 hmotnostních % snížit na pouhý zlomek nákladů obvyklých u jiných postupů, vystupují zde jako protiváha, kromě nákladů na přehřívání a chlazení vypírací kyseliny, zvýšené náklady na beztlakovou spalovací část, jakož i zvýšené náklady na energii při stlačování nitrózních plynů, protože kysličníky dusíku vedené v cirkulaci se musí dodatečně komprimovat.

Shora uvedený technologický postup je předpokladem pro způsob, při němž se vyrábí absorpcí kysličníku dusičitého z nitrózních plynů kyselina dusičná o koncentraci nad azeotropním bodem směsi kyseliny dusičné a vody (asi 68 hmotnostních %), ta se potom v rektifikačním stupni na vysoce koncentrovanou kyselinu dusičnou, o koncentraci například 99 hmotnostních %, a na azeotropní kyselinu a posléze uvedená kyselina se vrací do absorpčního stupně ke koncentrování na nástřikovou koncentraci rektifikace.

Úkolem vynálezu je vést pochod shora uvedeného druhu takovým způsobem, aby se snížily náklady na absorpci i náklady na energii pro komprimování plynů.

Způsob výroby kyseliny dusičné o kon-

centraci zejména nad 70 % hmotnostních absorpcí kysličníku dusičitého a nitrózních plynů ve vodě, popřípadě vodné kyseliny dusičné, přičemž se parciální tlak kysličníku dusičitého v absorpci zvyšuje částečně stlačováním nitrózních plynů, částečně cirkulací kysličníku dusičitého, při němž se vypírá kysličník dusičitý zbylý po absorpci v plynu výhodně 60 až 75 % kyselinou dusičnou, dále zvanou vypírací kyselinou, načež se kysličník dusičitý z vypírací kyseliny opět vypuzuje a vrací do absorpce, se podle vynálezu vyznačuje tím, že se veškerý kysličník dusičitý nebo jeho převážná část vypuzuje z vypírací kyseliny proudem nitrózních plynů přiváděným za spalování amoniaku před jejich absorpcí za absorpčního tlaku a za teploty vyšší ve srovnání s teplotou před jeho absorpcí, přičemž se veškerá vypírací kyselina nebo její část po vypuzení největšího podílu kysličníků dusíku nitrózními plyny zbavuje prakticky zcela rozpuštěných kysličníků dusíku vyfukováním sekundárním vzduchem, načež se po ochlazení vrací do vypíracího pochodu.

S výhodou se při způsobu podle vynálezu k předehřívání nasycené vypírací kyseliny před vyfukováním využívá kondenzačního tepla uvolněného při odlučování reakční vody, jakož i reakčního tepla uvolněného při oxidaci kysličníku dusnatého na kysličník dusičitý, a to jak přímou, tak i nepřímou výměnou tepla.

Je také účelné, jestliže se vypírací kyselina prakticky prostá kysličníků dusíku ochlazuje solankou na teplotu 0 až -20°C a vede do druhého vypíracího stupně.

Vypírací kyselina a nitrózní plyn se s výhodou při vyfukování a/nebo vypírání udržují v termodynamické rovnováze.

Postup podle vynálezu má proti známým způsobům tyto výhody: Množství kysličníku dusičitého vedené v cirkulaci lze podstatně zvýšit. V důsledku toho lze snížit náklady na absorpci na pouhý zlomek nákladů potřebných u známých způsobů. Náklady na přídavné stupně pochodu jsou naproti tomu malé. Snížením absorpčního tlaku oproti tlaku známých způsobů se dosahuje dalšího snížení nákladů na energii. Při aplikaci způsobu podle vynálezu na pochody s dvěma tlaky není třeba větší část cirkulovaných kysličníků dusíku komprimovat, čímž se snižuje potřeba energie na stlačování plynů. Kromě toho se tím zlepšuje tepelná bilance, protože lze k předehřívání nasycené vypírací kyseliny využít tepla nitrózních plynů, které by se jinak muselo odvádět chladicí vodou.

Obecně jsou myslitelné dvě varianty provádění způsobu podle vynálezu:

1. Vyrobená kyselina se přidává do okruhu vypírací kyseliny. Koncentrace vypírací kyseliny se rovná koncentraci vyrobené kyseliny, aby bylo možno vyrovnat hmotnostní bilanci v okruhu vypírací kyseliny, popřípadě aby bylo možno při rozběhu plnit

okruh vypírací kyseliny. Další výhodou spočívá v tom, že lze v jediném zařízení odplynit vyrobenou kyselinu a vypírací kyselinu sekundárním vzduchem.

2. Vyrobená kyselina se vede samostatným vypíracím okruhem přes odplyňovací kolonu se sekundárním vzduchem a druhým vypíracím stupněm, vypírací kyselina se vede odděleně s nitrózními plyny přes odplyňovací kolonu a první vypírací stupeň bezprostředně za absorpčním pásmem. Tento postup má zejména u vyrobených kyselin o vysoké koncentraci tu výhodu, že se koncentrace vypírací kyseliny může volit optimální bez závislosti na koncentraci vyrobené kyseliny, přičemž se udržování termodynamické rovnováhy ve vypuzovacím a vypíracím stupni stává nezávislým na vyrobené kyselině. Stupeň oxidace plynů lze v obou výrobních stupních volit nižší.

Zařízení k provádění způsobu podle vynálezu se vyznačuje tím, že je v plynovodu nitrózních plynů uspořádána mezi hořákem **6** pro spalování amoniaku a absorpční kolonu **12**, **36** vypuzovací kolona **11**, **29**, za absorpční kolonou **12**, **36** je zařazena vypírací kolona **13**, **32** a výstup z vypírací kolony **13**, **32** je spojen se vstupem vypuzovací kolony **11**, **29**.

Vypírací kolona **13**, **32** a vypuzovací kolona **11**, **29** jsou vytvořeny jako kolony s náplní tělísek bez vnitřní cirkulace.

Obě formy provádění způsobu podle vynálezu, jakož i příslušné zařízení blíže objasňují připojená vyobrazení, přičemž obr. 1 a 2 znázorňují proudové schéma zařízení, v němž dochází ke spalování amoniaku a absorpci za téměř stejného tlaku, a obr. 3 proudové schéma zařízení, v němž dochází ke spalování amoniaku a absorpci za různých tlaků.

U zařízení podle obr. 1 se vzduch potřebný pro pochod komprimuje po předčištění vzduchovým filtrem **1** v kompresoru **2** na tlak 0,196 až 0,98 MPa, například na 0,392 MPa. Po odvětvení sekundárního proudu vzduchu dochází ke smíšení s plynným amoniakem; pokud je k dispozici kapalný amoniak, odpařuje se nejprve v odpařovač **5** amoniaku. Směs vzduchu a amoniaku se vede po jemné filtraci do hořáku **6**, kde dochází na platinových-rhodiových katalyzátorech k reakci za vzniku kysličníku dusnatého a vody při teplotě 800 až 950°C . Reakční plyny se potom ochladí, přičemž se tepelná energie zčásti využívá ve vývěječi **7** páry, zčásti k předehřívání plynů ve výměníku **8** tepla. V kondenzátoru—chladiči **9** plynů se kondenzuje největší část reakční vody za vzniku kondenzátu kyseliny o koncentraci 20 až 40 hmotnostních %, který se čerpadlem **10** dopravuje do místa příslušné koncentrace v absorpční koloně **12**.

Jako chladivo slouží nasycená vypírací kyselina z vypírací kolony **13**, která se předehřívá v kondenzátoru—chladiči **9** plynů před vstupem do vypuzovací kolony **11**.

Nitrosní plyny pak procházejí vypuzovací kolonou 11, kde se nasycená vypírací kyselina z vypírací kolony 13 zbavuje kyslíčnicku dusičitého až na zbytkový obsah například 0,5 až 2,0 hmotnostních % N_2O_4 , přičemž se obsah kyslíčnicku dusíku v hlavním proudu plynu zvýší na několikanásobek původního obsahu.

Před vstupem do vypuzovací kolony 11 postoupí při příslušném dimenzování plynových prostorů oxidace kyslíčnicku dusnatého na kyslíčnicku dusičitý natolik, že se plyn a vypírací kyselina nacházejí v termodynamické rovnováze, takže se ani kyselina nerozkládá ani se neabsorbuje kyslíčnicku dusičitý za vzniku kyseliny.

Desorpční teplo potřebné pro vypuzení kyslíčnicku dusičitého se odebírá z vlastního tepla plynů, oxidačního tepla, jakož i tepla uvolněného při kondenzaci zbytků vodní páry.

Vypuzovací kolona 11 se používá nejúčelněji v provedení s náplní tělísek, protože poměry vzájemných množství mezi plynem a kyselinou bez cirkulace kyseliny dovolují hydrodynamicky příznivý pracovní postup.

Vypírací kyselina zbavená z velké části kyslíčnicku dusíku se vrací částečně po ochlazení v chladiči 15 čerpadlem 16 do prvního stupně vypírací kolony 13, částečně po vypuzení zbývajících dimerního kyslíčnicku dusičitého sekundárním vzduchem v odplynovací koloně 18 a po ochlazení v chladiči 19 se dopravuje čerpadlem 20 do druhého stupně vypírací kolony 13.

Podle obr. 1 se provádí odplynění vypírací kyseliny sekundárním vzduchem společně s vyrobenou kyselinou z absorpční kolony 12.

Předpokladem je, že se koncentrace vypírací kyseliny rovná koncentraci vyrobené kyseliny. Výhoda společného odplyňování je nejen v tom, že se nemusí používat další odplynovací kolona, ale využívá se i lépe sekundární vzduch, jakož i zjednodušuje provoz celého zařízení, zejména při najíždění a odstavování. Okruh vypírací kyseliny se může plnit ze zásobníku vyrobené kyseliny, popřípadě se může vypírací kyselina do uvedeného zásobníku vyprazdňovat.

Samozřejmě lze volit koncentraci v okruhu vypírací kyseliny odlišnou od koncentrace vyrobené kyseliny, což je zvláště výhodné při velmi vysokých koncentracích vyrobené kyseliny.

Po opuštění vypuzovací kolony 11 vstupují nitrozní plyny do absorpční kolony 12, kde se absorbuje kyslíčnicku dusičitý za vzniku kyseliny dusičné. Plyn a kyselina se vedou v protiproudu. Do hlavy kolony se nastříkuje voda z pochodu, popřípadě kondenzát z přídavné vypírací kolony 14. Kondenzát kyseliny z kondenzátoru — chladiče 9 plynů se nastříkuje v místě příslušné koncentrace. Vyrobená kyselina se odvádí z paty kolony.

Absorpční kolona 12 je účelně provedena

jako kolona se síťovými patry uvnitř s chladicími hady nebo jako kolona s náplní tělísek s cirkulačními stupni a s vnějším chlazením. Kyslíčnicku dusíku zbývajících v plynu po absorpci, odpovídající co do množství přibližně množství cirkulovaných kyslíčnicku dusíku, se vypírají potom ve vypírací koloně 13.

Vypírací kolona 13 je provedena jako dvoustupňová kolona s náplní tělísek. Na první stupeň se přivádí vypírací kyselina z vypuzovací kolony 11 asi s 0,5 až 2,0 hmotnostními % dimerního kyslíčnicku dusičitého po ochlazení v chladiči 15, na druhý stupeň se přivádí vypírací kyselina z odplynovací kolony 18. Nasycená kyselina se odstahuje z paty vypírací kolony 13.

Jak naznačeno v obr. 1 čárkovanou čarou, může se vypírací kyselina z druhého stupně vypírací kolony 13 vést v odděleném cirkulačním okruhu, v němž je koncentrace vypírací kyseliny shodná s koncentrací vyrobené kyseliny.

K dosažení mimořádně nízkých konečných obsahů plynů pod 200 ppm $\text{NO} + \text{NO}_2$ se vypírací kyselina před nástřikem do druhého stupně chladí solankou na teplotu pod 0°C , až na -20°C . Potřebná chladicí energie se může získávat buď ze samostatného chladicího zařízení, nebo odpařováním amoniaku za atmosférického tlaku. V tom případě se musí komprimovat plyný amoniak na tlak panující v celém zařízení.

Během vypíracího pochodu se vypírací kyselina ohřeje absorpčním teplem. Pokud se cirkulují velká množství kyslíčnicku dusičitého, je třeba kyselinu ve vypírací koloně několikrát přichlazovat.

Plyny odcházející z vypírací kolony 13 obsahují ještě značné množství par kyseliny. V přídavné vypírací koloně 14 se tyto zbytky vypírají vodou nebo kondenzátem kyseliny. Plyny prakticky prosté kyslíčnicku dusíku se pak předehtřívají ve výměníku 8, načež se expandují na atmosférický tlak v expanzní turbíně 3, sloužící k pohánění kompresoru 2.

Obr. 2 schematicky zachycuje zařízení odpovídající zařízení podle obr. 1, od něhož se liší ovšem potud, že sekundární vzduch vstupující do odplynovací kolony 18 má atmosférický tlak. Plyná směs, složená ze sekundárního vzduchu a kyslíčnicku dusíku, se nasává a stlačuje kompresorem 21 a vede na vstupu 22 do hlavního proudu plynu. Protože se sekundární vzduch obohacuje nitrozními plyny tím více, čím nižší je tlak, přivádí se uvedeným odlišným opatřením do hlavního proudu plynu více nitrozních plynů, než je tomu v případě podle obr. 1.

Obr. 3 znázorňuje proudové schéma zařízení, v němž probíhá spalování amoniaku a absorpce za různých tlaků a vyrobená (nadazeotropní) kyselina se dělí v rektifikační koloně na vysokoprocenní (například 99%) kyselinu dusičnou a přibližně azeotropní kyselinu, která se opět vrací k dalšímu kon-

centrování na cirkulační koncentraci z rektifikačního stupně do absorpčního stupně.

Vzduch a amoniak se mísí a směs spaluje za tlaku téměř 0,1 MPa v hořáku 6 na platinyových rhodiových síčkách za teploty asi 800 až 950 °C za vzniku kyslíčnicku dusnatého a vody.

Reakční plyny se poté chladí ve vyvíječi 7 páry, přičemž se tepelná energie využívá k výrobě páry. Zbytek tepla se odvádí v kondenzátoru 25, kde se kondenzuje největší část reakční vody za vzniku asi 2% kondenzátu, a v závislosti na vodní bilanci se část kondenzátu odvádí. Po přimíšení sekundárního vzduchu nasyceného kyslíčnicku dusíku se nitrózní plyny stlačují v kompresoru 2 na tlak asi 0,392 až 0,686 MPa. Kompresní teplo slouží k přehřívání koncového plynu ve výměníku 8 tepla. Zbývající voda se kondenzuje v kondenzátoru—chladiči 9 plynů, v němž se přehřívá nasycená vypírací kyselina, například na 10 °C. Plyny potom vstupují do vypuzovací kolony 11, v níž se nasycená vypírací kyselina zbavuje rozpuštěných kyslíčnicků dusíku až na zbytkový obsah asi 0,5 až 2,0 hmotnostních % dimerního kyslíčnicku dusičitého, přičemž obsah kyslíčnicků dusíku v nitrózních plynech stoupne z asi 7 obj. % na 14 až 21 obj. %. Vypírací kyselina zbavená z velké části kyslíčnicků dusíku se vrací zčásti po ochlazení v chladiči 15 čerpadlem 16 do nejspodnějšího stupně vypírací kolony 13, zčásti se zbavuje v odplyňovací koloně 18 sekundárním

vzduchem prakticky úplně rozpuštěných kyslíčnicků dusíku a nastříkuje po ochlazení v chladiči 19 pomocí čerpadla 20 do druhého stupně vypírací kolony 13.

Hlavní podíl plynů prochází potom absorpční kolonou 12, v níž se část kyslíčnicků dusíku absorbuje za vzniku kyseliny. Do této kolony se přivádí neodtažený kondenzát z kondenzátoru 25, jenž předtím prošel přidavnou vypírací kolonou 14, dále kondenzát z kondenzátoru—chladiče 9 plynů a azeotropní kyselina z vypírací kolony 13, nasycená kyslíčnicku dusíku v množství odpovídajícím množství kyseliny vypouštěnému z rektifikační kolony 37. Z vařáku rektifikační kolony 37 odchází kyselina dusičná o nadazeotropní koncentraci, která se po vypuzení kyslíčnicků dusíku sekundárním vzduchem v odplyňovací koloně 18 dělí v rektifikační koloně 37 na páry vysokoprocenní kyseliny dusičné, kondenzující v kondenzátoru 43, a na azeotropní kyselinu. Posléze uvedená kyselina vstupuje po ochlazení v chladičích 39 a 40 a dopravě čerpadlem 41 do nejhořejšího stupně vypírací kolony 13.

V přidavné vypírací koloně 14 se kyselinou přibližně azeotropního složení vypírají z plynu prakticky veškeré kyslíčnicku dusíku. Zbývající páry kyseliny se zachycují v přidavné vypírací koloně 14 přibližně 2% kondenzátem. Zbytkové plyny se po přehřívání ve výměníku 8 tepla expandují v expanzní turbíně 3, sloužící k pohánění kompresoru nitrózních plynů.

PŘEDMĚT VYNÁLEZU

1. Způsob výroby kyseliny dusičné o koncentraci zejména nad 70 % hmotnostních absorpcí kyslíčnicku dusičitého a nitrózních plynů ve vodě, popřípadě ve vodné kyselině dusičné, přičemž se parciální tlak kyslíčnicku dusičitého v absorpci zvyšuje částečně stlačováním nitrózních plynů, částečně cirkulací kyslíčnicku dusičitého, při němž se vypírá kyslíčnick dusičitý zbylý po absorpci v plynu výhodně 60 až 75% kyselinou dusičnou, dále zvanou vypírací kyselinou, načež se kyslíčnick dusičitý z vypírací kyseliny opět vypuzuje a vrací do absorpce, vyznačující se tím, že se veškerý kyslíčnick dusičitý nebo jeho převážná část vypuzuje z vypírací kyseliny proudem nitrózních plynů přiváděným ze spalování amoniaku před jejich absorpcí za absorpčního tlaku a za teploty vyšší ve srovnání s teplotou před jeho absorpcí, přičemž se veškerá vypírací kyselina nebo její část po vypuzení největšího podílu kyslíčnicků dusíku nitrózními plyny zbavuje prakticky zcela rozpuštěných kyslíčnicků dusíku vyfukováním sekundárním vzduchem, načež se po ochlazení vrací do vypíracího pochodu.

2. Způsob podle bodu 1, vyznačený tím, že se k přehřívání nasycené vypírací kyseliny před vyfukováním využívá kondenzačního tepla uvolněného při odlučování reakční vody, jakož i reakčního tepla uvolněného při oxidaci kyslíčnicku dusnatého na kyslíčnick dusičitý, a to jak přímou, tak i nepřímou výměnou tepla.

3. Způsob podle bodu 1 nebo 2, vyznačený tím, že se vypírací kyselina prakticky prostá kyslíčnicků dusíku ochlazuje solankou na teplotu 0 °C až -20 °C a vede se do druhého vypíracího stupně.

4. Způsob podle bodů 1 až 3, vyznačený tím, že se nitrózní plyn a vypírací kyselina při vyfukování a/nebo vypírání udržují v termodynamické rovnováze.

5. Zařízení k provádění způsobu podle bodů 1 až 4, vyznačující se tím, že je v plynovodu nitrózních plynů zařazena mezi hořákem (6) pro spalování amoniaku a absorpční kolonou (12, 36) vypuzovací kolona (11, 29), za absorpční kolonou (12, 36) je zařazena vypírací kolona (13, 32) a výstup vypírací kolony (13, 32) je spojen se vstupem vypuzovací kolony (11, 29).

6. Zařízení podle bodu 5, vyznačené tím, že vypírací kolona (13, 32) a vypuzovací kolona (11, 29) jsou vytvořeny jako kolony s náplní tělísek bez vnitřní cirkulace.

3 listy výkresů

