

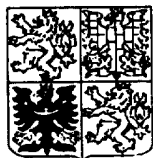
PATENTOVÝ SPIS

(11) Číslo dokumentu:

280 409

ČESKÁ
REPUBLIKA

(19)



ÚŘAD
PRŮMYSLOVÉHO
VLASTNICTVÍ

(21) Číslo přihlášky: **1548-92**

(22) Přihlášeno: 22. 05. 92

(30) Právo přednosti:
24. 05. 91 DK 91/981

(40) Zveřejněno: 16. 12. 92

(47) Uděleno: 20. 11. 95

(24) Oznámeno udělení ve Věstníku: 17. 01. 96

(13) Druh dokumentu: **B6**

(51) Int. Cl.⁶:

C 01 B 17/92

C 01 B 17/69

C 01 B 17/58

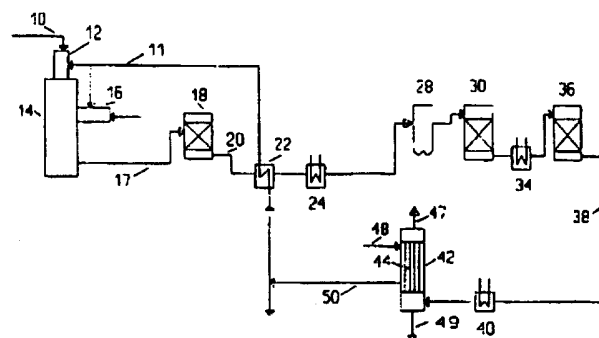
C 01 B 17/50

(73) Majitel patentu:
HALDOR TOPSOE A/S, Lyngby, DK;

(72) Původce vynálezu:
Schoubye Peter, Vedbaek, DK;

(54) Název vynálezu:
**Způsob regenerování odpadní kyseliny
sírové**

(57) Anotace:
Způsob probíhá v následujících stupních: - odpařování a rozklad odpadní použité kyseliny sírové při teplotě v rozmezí od 400 do 800 °C v přítomnosti přebytku vzduchu za vzniku plynu, který hlavně sestává z oxidu uhličitého, páry, dusíku, kyslíku, oxidu siřičitého a oxidu sírového, přičemž dále obsahuje malá množství amoniaku, oxidu uhelnatého, zbytkových organických sloučenin a prachu, pocházejícího z pevných látek, obsažených v odpadní kyselině; - ochlazování plynu na teplotu v rozmezí od 360 do 450 °C a oxidování oxidovatelných složek v ochlazeném plynu kontaktem s oxidačním katalyzátorem; - ochlazování oxidovaného plynu na teplotu v rozmezí od 10 do 50 °C nad teplotou rosného bodu kyseliny sírové v plynu a kondenzování takto vzniklé kyseliny sírové v ochlazeném a oxidovaném plynu.



Způsob regenerování odpadní kyseliny sírové

Oblast techniky

Vynález se týká způsobu regenerace odpadní kyseliny sírové, odváděné z různých chemických procesů. Konkrétně je možno uvést, že se vynález týká regenerace kyseliny sírové, která byla použita jako katalyzátor při organických syntézách a při procesech rafinace oleje, jako je například způsob výroby methylmethakrylátu, sulfonační procesy, nitrační postupy a alkylační procesy, a dále která byla použita při rafinaci mazacích olejů. Tato použitá odpadní kyselina sírová, odváděná z těchto procesů, je obvykle znečištěna amoniakem a organickými sloučeninami, které je nutno odstranit ještě před tím, než se tato kyselina recykluje zpět do uvedených procesů.

Dosavadní stav techniky

Známé postupy regenerace odpadní kyseliny sírové, která je odváděna z různých procesů organických syntéz, obecně zahrnují následující sled provozních stupňů:

- spalování odpadní použité kyseliny sírové ve spalovací peci při teplotě, pohybující se v rozmezí od 850 do 1 200 °C za takových podmínek, že ve výstupním plynu je obvykle přebytek kyslíku 2 až 3 % objemová;
- ochlazování plynu, odváděného ze spalovacího zařízení, v tepelném výměníku na teplotu asi 250 °C a potom další intenzivní ochlazování na teplotu asi 40 °C vodou, po kterém následuje promývání zředěným roztokem kyseliny sírové v promývací koloně.

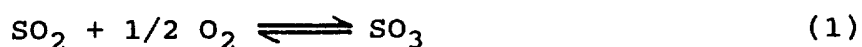
Tímto shora uvedeným postupem se z plynu odstraní většina přítomného prachu, oxidu sírového, amoniaku a organických sloučenin, které jsou obsaženy v kyselině, společně s vodou, která je obsažena v tomto plynu v přebytku, odpovídajícímu vyššímu parciálnímu tlaku nad parciálním tlakem promývací kapaliny, a vznikne proud odpadní znečištěné zředěné kyseliny sírové. Část oxidu siřičitého, který je i po uvedeném zpracování přítomen v plynu, odváděném ze spalovacího zařízení, se oxiduje v kapalně fázi ve skrubru a tímto způsobem přispívá k celkovému produkovanému množství odpadní zředěné kyseliny. Plyn, který se odvádí ze skrubru a jehož teplota je přibližně 40 °C, je nasycen vodou a obsahuje malé množství oxidu sírového SO_3 ve formě mlhy kyseliny sírové.

V dalším provozním stupni se plyn, odváděný z promývacího zařízení (neboli ze skrubru), smíchává se vzduchem a tato směs se potom suší v sušicím kondenzátoru za pomoci koncentrované kyseliny sírové, která je produkována v následné fázi tohoto zařízení. V zařízení na výrobu kyseliny sírové se oxid siřičitý SO_2 , obsažený v sušicím plynu, oxiduje na oxid sírový SO_3 při teplotách, pohybujících se v rozmezí od 400 do 600 °C, a tento oxid sírový se absorbuje do cirkulující koncentrované kyseliny sírové.

Hlavní nevýhoda těchto známých regeneračních postupů podle dosavadního stavu techniky spočívá v tom, že teplota spalování odpadní kyseliny sírové musí být dostatečně vysoká, aby byl

zajištěn v podstatě úplný rozklad oxidu sírového SO_3 na oxid siřičitý SO_2 a aby bylo dosaženo téměř úplného spálení organických sloučenin a amonných solí, které jsou obvykle přítomny ve formě hydrogensíranu amonného NH_4HSO_4 , na vodu, oxid uhličitý a dusík. Z tohoto důvodu je nutno použít značného množství dodávaného paliva do tohoto procesu za účelem ohřátí plynu na dostatečně vysokou teplotu, která je nutná k provedení v podstatě úplného rozkladu oxidu sírového SO_3 na oxid siřičitý SO_2 .

V plynu, který se odvádí ze spalovacího zařízení, jsou při teplotách, pohybujících se v rozmezí od 800 do 900 °C, oxid siřičitý SO_2 , oxid sírový SO_3 a kyslík v rovnováze podle následující reakce:



Podíl $\alpha (\text{SO}_3) = (\text{SO}_3) / [(\text{SO}_2) + (\text{SO}_3)]$ z celkového množství oxidu siřičitého plus oxidu sírového $\text{SO}_2 + \text{SO}_3$, který je přítomen jako oxid sírový SO_3 v plynu v rovnovážném stavu, klesá se zvyšující se teplotou a se snižujícím se obsahem kyslíku. Při teplotách okolo 1000 °C je asi 2,2 až 2,6 objemových % síry přítomno jako oxid sírový, který se odstraňuje z tohoto zpracovávaného plynu jako zředěný roztok odpadní kyseliny. Jestliže obsah přebytkového vzduchu poklesne na hranici pod 2 až 3 % objemová v tomto plynu, potom obsah spalitelných látek v tomto plynu může vzrůst na úroveň, která je nepřijatelná pro zpracovávání v dalších navazujících stupních.

Další nevýhoda těchto postupů podle dosavadního stavu technicky spočívá v tom, že vysušený plyn, který se zavádí do zařízení na výrobu kyseliny sírové, musí být v podstatě zbavený složek, které tvoří vodu během oxidace oxidu siřičitého SO_2 na oxid sírový SO_3 . Přítomnost vody v tomto plynu nepříznivým způsobem ovlivňuje provoz v absorbérch na absorpci oxidu sírového v tomto zařízení. Kromě toho je třeba uvést, že veškerý podíl mlhy kyseliny sírové, který je obsažen v plynu, vystupujícím z promývací jednotky, a který způsobuje značnou korozi v jednotce na výrobu kyseliny sírové, musí být odstraněn ještě před zavedením tohoto plynu do uvedené jednotky, což se provádí běžně známou metodou podle dosavadního stavu techniky, kterou je elektrostatické oddělování za vlhka, prováděné před sušením plynu, odváděného z promývací jednotky (skrubru).

Podstata vynálezu

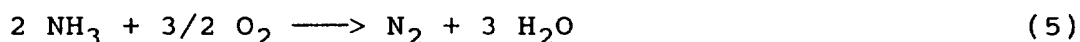
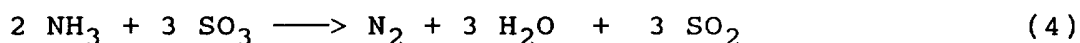
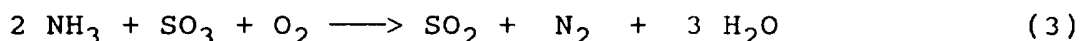
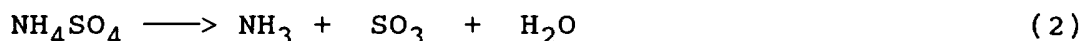
Cílem uvedeného vynálezu je zdokonalit tyto výše uvedené postupy regenerace odpadní použité kyseliny sírové takovým způsobem, který by vyžadoval menší počet provozních stupňů ve srovnání s postupy podle dosavadního stavu techniky. V porovnání s těmito postupy podle dosavadního stavu techniky představuje navržený postup podle uvedeného vynálezu ekonomický způsob zpracovávání, odpadní použité kyseliny sírové, který šetří investice a provozní náklady tím, že vyžaduje menší spotřebu dodávaného paliva na tunu regenerované kyseliny sírové, přičemž při něm nedochází v podsta-

tě k žádné produkci nežádoucí zředěné odpadní kyseliny během regeneračního procesu.

Uvedený vynález se týká způsobu regenerace odpadní použité kyseliny sírové, odváděné z různých chemických procesů, přičemž podstata tohoto postupu spočívá v tom, že zahrnuje následující stupně:

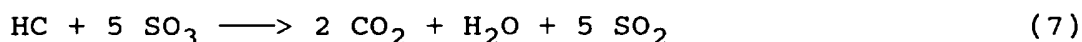
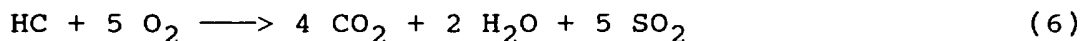
- odpaření a rozklad odpadní použité kyseliny při teplotě v rozmezí od 400 do 800 °C za pomoci přebytku vzduchu za vzniku plynu, který hlavně obsahuje oxid uhličitý, páru, dusík, kyslík, oxid siřičitý a oxid sírový společně s malým množstvím amoniaku, oxidu uhelnatého, zbytkových organických sloučenin a prachu, pocházejícího z pevných látek, přítomných v odpadní použité kyselině;
- ochlazení takto získaného plynu na teplotu v rozmezí od 360 do 450 °C a oxidace oxidovatelných složek, obsažených v ochlazeném plynu, kontaktováním s oxidačním katalyzátorem;
- ochlazení oxidovaného plynu na teplotu, která je o 10 až 50 °C vyšší, než je teplota rosného bodu kyseliny sírové v tomto plynu a zkondenzování takto vzniklé kyseliny sírové v ochlazeném a oxidovaném plynu.

Při praktickém provádění postupu podle uvedeného vynálezu se odpadní použitá kyselina sírová rozkládá při teplotách, pohybujících se v rozmezí od 400 do 800 °C, ve spalovacím zařízení pomocí přebytku vzduchu, který je předebrát na teplotu asi 500 °C. Tato kyselina okamžitě disociuje na oxid sírový SO₃ a vodu při teplotách, pohybujících se nad 400 až 450 °C. Při teplotách nad 400 °C se amonné sloučeniny, které jsou hlavně přítomné ve zpracovávané odpadní kyselině ve formě hydrogensíranu amonného NH₄SO₄, odpaří a rozloží se v přítomnosti kyslíku na oxid siřičitý SO₂ a dusík podle následujícího reakčního schématu:



Rozklad amonných sloučenin ve spalovacím zařízení na dusík je při teplotách pod 650 až 700 °C neúplný. Při teplotách, pohybujících se v rozmezí od 400 do 500 °C, a při době zdržení menší než jedna sekunda může být v plynu, odváděném ze spalovacího zařízení, přítomno asi 10 % amonia ve formě NH₃.

Organické sloučeniny, které jsou v dalším textu označovány jako "HC", se oxidují kyslíkem a oxidem sírovým SO₃, který vzniká během rozkladu odpadní použité kyseliny sírové, podle následujících reakčních rovnic:



Úplné odpaření a téměř úplný rozklad a oxidace organických sloučenin a oxidu uhelnatého se dosáhne při teplotách, pohybujících se v rozmezí od 650 do 750 °C, jestliže se ke zpracovávání použije odpadní použité kyseliny sírové, pocházející z alkylace benzínu, která obsahuje asi 6 % objemových organických sloučenin (HC) a žádné amonium (amonné kationty).

Odpařování odpadní použité kyseliny sírové, pocházející například z výroby esterů kyseliny methakrylové, vede k vysokému poměru oxidu siřičitého k oxidu sírovému v plynu, získaném rozložením kyseliny sírové při teplotách, pohybujících se v rozmezí od 450 do 800 °C, a to dokonce i při použití velkého přebytku kyslíku, zatímco při použití odpadní kyseliny sírové, pocházející z alkylace, vzniká přibližně ekvivalentní podíl oxidu siřičitého a oxidu sírového ve výstupním plynu ze spalovacího zařízení. Takže je možno uvést, že při teplotách pod 800 až 850 °C reakce mezi oxidem siřičitým, oxidem sírovým a kyslíkem podle výše uvedené reakční rovnice (1) neprobíhá v podstatném rozsahu.

Oxid siřičitý společně s amoniakem NH_3 , které jsou obsaženy ve výstupním plynu ze spalovacího zařízení, se oxidují na oxid uhličitý, vodu a dusík v následujícím oxidačním stupni v přítomnosti katalyzátoru, který je v tomto stupni uspořádán ve formě pevného lože v jednom nebo více oxidačních reaktorech s chlazením mezi jednotlivými loži.

Vhodné katalyzátory pro oxidaci plynu, získaného rozkladem kyseliny sírové, který má nízký obsah organických sloučenin v této odpadní použité kyselině sírové, to znamená, že koncentrace těchto organických sloučenin je nižší než 1 % objemové, obsahují 1 až 5 % hmotnostních oxidu vanadičného a 2 až 20 % hmotnostních dvojsíranu draselného a/nebo sodného, přičemž tyto účinné látky jsou nanášeny na nosičovém materiálu na bázi oxidu křemičitého. Při vyšších koncentracích organických sloučenin, jako je tomu například při postupu regenerování odpadní použité kyseliny sírové, pocházející z alkylačního procesu, obsahuje výhodný katalyzátor pro provedení oxidačního stupně platinu v množství v rozmezí od 200 do 2 000 ppm a/nebo palladium na nosičovém materiálu na bázi oxidu křemičitého.

Plyn, odváděný ze spalovacího zařízení, obvykle obsahuje dále ještě prach v množství v rozmezí od 0,1 do 1 gramu na Nm^3 , který pochází ze síranů kovů, které jsou obsaženy v odpadní použité kyselině. Tímto způsobem se může lože oxidačního katalyzátoru, které je ve formě částíček, rychle ucpat tímto prachem.

Vzhledem k výše uvedenému se ve výhodném provedení podle uvedeného vynálezu oxidační reaktor plní výše uvedenými katalyzátory ve formě monolitických bloků, přičemž v těchto blocích jsou uspořádány paralelní kanálky o hydraulickém průměru v rozmezí od 3 do 8 milimetrů. Tyto katalyzátory s monolitickou strukturou umožňují, aby prach, obsažený ve zpracovávaném plynu, mohl procházet tímto ložem, aniž by došlo k ucpání katalyzátoru. Tímto způsobem se dosáhne toho, že k dosažení v podstatě úplné oxidace oxidovatelných látek, obsažených ve zpracovávaném plynu, je

dostačující objem katalyzátoru, který odpovídá 10 až 40 Nm³/h na m² povrchu kanálků.

Tyto výše uváděné katalyzátory jsou běžně dostupné na trhu od firmy Haldor Topsøe A/S, Dánsko, buďto ve formě katalytických částic ve tvaru kruhu nebo ve formě monolitických bloků.

Při provádění katalytické oxidace se asi 96 až 99 % oxidů síry, které jsou obsaženy v plynu, odváděném ze spalovacího zařízení, oxiduje na oxid sirový. Tento plyn, odváděný z oxidačního stupně, se potom chladí na teplotu v rozmezí od 100 do 120 °C tepelnou výměnou za účelem zpětného získání tepla.

Oxid sirový se během chlazení zcela hydratuje na páry kyseliny sírové. Tyto páry potom kondenzují ve formě koncentrované kyseliny sírové o koncentraci v rozmezí od 97 do 98,5 %, což se provádí v dále zařazeném kondenzátoru. Kondenzátor kyseliny sírové může být konstruován buďto jako kondenzátor se stékající vrstvou, ve kterém tyto páry kondenzují ve skleněných trubicích, chlazených vzduchem, jak je podrobněji popsáno v patentu Velké Británie č. 2 117 368 a ve zveřejněné patentové přihlášce PCT WO č. 89/12024, nebo jako kondenzátor, ve kterém je plyn absorbován protiproudě cirkulující kyselinou sírovou, jak je to podrobněji popsáno v patentu Velké Británie č. 2 072 642. Ještě před kondenzací nebo absorbováním par kyseliny sírové v kondenzátorech se ve výhodném provedení podle uvedeného vynálezu přidává do plynu kontrolované množství pevných částic za účelem udržení koncentrace mlhy kyseliny sírové v plynech, odváděných z kondenzátoru, pod 50 miligramů H₂SO₄/Nm³. Toto přidávání pevných částic do par kyseliny sírové je popisováno ve zveřejněné patentové přihlášce PCT WO č. 89/12025, přičemž všechny uvedené publikace jsou uváděny pouze jako odkazový materiál.

Přehled obrázků na výkrese

Výše popsany postup podle uvedeného vynálezu, stejně jako další znaky tohoto vynálezu budou patrné z následujícího podrobného popisu připojeného obrázku, na kterém je schematicky znázorněno schéma regeneračního systému, odpovídající výhodnému provedení podle uvedeného vynálezu.

Příklady provedení vynálezu

Na přiloženém obrázku je zjednodušeně znázorněno průtokové schéma, znázorňující regenerační systém se třemi katalytickými oxidačními reaktory a s chlazením mezi těmito reaktory. Odpadní použitá kyselina sírová se zavádí prostřednictvím potrubí 10 do spalovacího zařízení 14. V tomto spalovacím zařízení 14 se kyselina odpařuje při teplotách, pohybujících se v rozmezí od 400 do 800 °C, společně s přebytkovým množstvím vzduchu, který je přiváděn do tohoto regeneračního systému prostřednictvím potrubí 11. Ještě před tím, než se tento vzduch zavádí do spalovacího zařízení, se ohřívá na teplotu asi 500 °C tepelnou výměnou plynem, odváděným z oxidačního reaktoru v tepelném výměníku 22, jak ještě bude uvedeno dále. Směs vzduchu a kyseliny se zavádí do spalovacího zařízení 14 rozstřikováním této směsi prostřednictvím trysek 12. Tato atomizovaná směs kyseliny a vzduchu se potom odpařuje

při teplotách, pohybujících se v rozmezí od 400 do 800 °C, přičemž potřebné teplo se přivádí prostřednictvím olejového nebo plynového hořáku 16, který je umístěn v horní části spalovacího zařízení.

Při teplotách nad 400 až 450 °C se kyselina sírová odpaří a okamžitě disociuje na oxid sírový SO_3 a vodu, zatímco část spalitelných látek, obsažených v kyselině, kterými jsou zejména amonné sloučeniny a organické sloučeniny, se rozkládá a oxiduje kyslíkem za vzniku oxidu sírového SO_3 . Zbývající podíl spalitelných látek a oxid siřičitý, které jsou obsaženy v plynu, odváděném ze spalovacího zařízení 14, se rozkládají v oxidačních reaktorech 18, 30 a 36, které jsou v tomto systému zařazeny za spalovacím zařízením 14.

Každý z výše uvedených reaktorů 18, 30 a 36 je opatřen pevným ložem, naplněným Topsøe oxidačními katalyzátory, které jsou buďto ve formě katalytických částic ve tvaru prstenců nebo ve formě monolitických bloků.

Zbývající podíl oxidu siřičitého SO_2 , který je obsažen v plynu, odváděném ze spalovacího zařízení, se při průchodu oxidačním reaktorem 18 oxiduje na oxid sírový SO_3 podle shora uvedené rovnice (1). Většina ze zbývajícího podílu spalitelných látek, které jsou stále ještě přítomny v odváděném plynu, se oxiduje na oxid uhličitý CO_2 , vodu a dusík.

Oxidační reakce, probíhající v reaktoru 18, způsobují adiabatické zvýšení teploty o 10 až 200 °C v katalytickém loži v reaktoru 18, což závisí na koncentraci spalitelných látek a oxidu siřičitého v plynu, odváděném v potrubí 17 ze spalovacího zařízení. Oxidovaný plyn, který se odvádí z oxidačního reaktoru 18 prostřednictvím potrubí 20, se v následující fázi chladí v tepelném výměníku 22, konstruovaném jako vzduchový přehříváč, vzduchem, který je přiváděn do spalovacího zařízení 14. Tento plyn je dále chlazen na teplotu v rozmezí asi 370 až 420 °C ve výplňovém chladiči 24. Takto získaný ochlazený plyn se potom zavádí do prachového filtru 28, který je konstruován jako elektrostatický srážecí odlučovač. Před tímto prachovým filtrem 28 plyn obvykle obsahuje asi 0,1 až 1 gram prachu/ Nm^3 , což závisí na obsahu kovových síranů a dalších pevných znečišťujících látek v odpadní použité kyselině sírové. V tomto prachovém filtru 28 je třeba snížit obsah prachu na ≤ 10 miligramů na Nm^3 plynu, aby se zabránilo ucpání oxidačního katalyzátoru v reaktorech 30 a 36. V případě, kdy je oxidační katalyzátor v oxidačních reaktorech 30 a 36 ve formě monolitických bloků, potom je možno tuto filtrační jednotku 28 vynechat, neboť tyto monolitické bloky nejsou citlivé na přítomnost prachu ve zpracovávaném plynu.

Zbytkové podíly oxidu siřičitého a spalitelných látek v oxidačním plynu, který se odvádí z oxidačního reaktoru 18, se dále oxidují v reaktoru 30 a 36, které jsou zapojeny v sérii s chladičem 34, umístěným mezi těmito oxidačními reaktory.

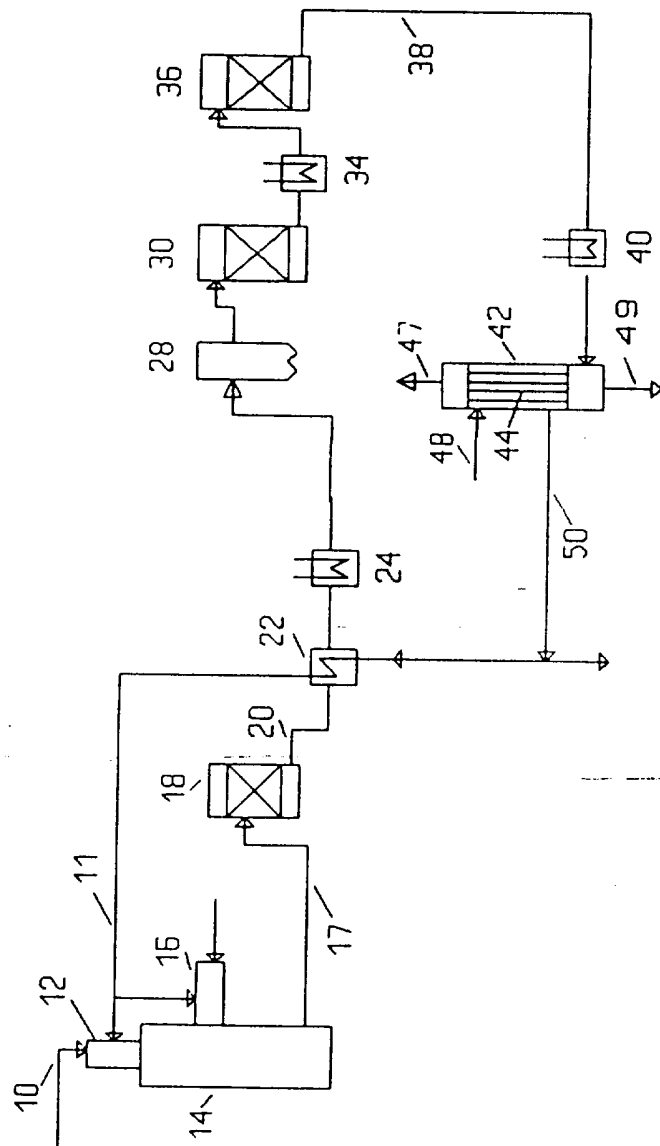
Po celkové oxidaci asi 96 až 99 % oxidu siřičitého a spalitelných látek na oxid sírový, oxid uhličitý, vodu a dusík, opouš-

tí plyny oxidační reaktor 36 a odvádí se prostřednictvím potrubí 38 do kondenzátoru 42 na zkondenzování kyseliny sírové. Ještě předtím, než se tento plyn zavádí do uvedeného kondenzátoru 42, se ochladí na teplotu asi 300 až 340 °C v chladiči 40. Kondenzátor 42 na kondenzaci kyseliny sírové je opatřen sadou trubek 44, odolných vůči působení kyseliny, které jsou zvnějšku chlazeny chladicím vzduchem, přiváděným přívodem 48, jak je podrobně uvedeno v již citované zveřejněné patentové přihlášce PCT WO č. 89/12024, která je uvedena jako odkazový materiál. V tomto kondenzátoru 42 proudí oxidovaný plyn trubkami 44 a tímto způsobem se chladí na teplotu v rozmezí asi 100 až 120 °C chladicím plynem, proudícím podél vnějších ploch těchto trubek 44 v protiproudu, přičemž dochází k nepřímé tepelné výměně s plynem, proudícím v uvedených trubicích. Oxid sírový, obsažený v tomto plynu, se takto úplně hydratuje na páry kyseliny sírové, které kondenzují na vnitřních stěnách trubek 44. Takto získaná zkondenzovaná a regenerovaná kyselina sírová se potom odvádí ze spodní části kondenzátoru 42 prostřednictvím potrubí 49 ve formě koncentrované kyseliny sírové o koncentraci v rozmezí od 99 do 99,5 %. Přebytkové množství vody, které je přítomno v oxidovaném plynu, se odvádí z kondenzátoru 44 společně s vypouštěnými plyny, odváděnými potrubím 47, kterými jsou oxid uhličitý, dusík, kyslík a malé množství oxidu siřičitého. Část z celkového množství chladicího vzduchu, který se odvádí z kondenzátoru 42 prostřednictvím potrubí 50, se vede tímto potrubím 50 do tepelného výměníku 22 a potom se zavádí do spalovacího zařízení 14.

P A T E N T O V É N Á R O K Y

1. Způsob regenerování odpadní kyseliny sírové z chemických procesů, v y z n a č u j í c í s e t í m, že zahrnuje následující stupně:
 - odpařování a rozklad odpadní použité kyseliny sírové při teplotě v rozmezí od 400 do 800 °C v přítomnosti přebytku vzduchu na plyn, který hlavně sestává z oxidu uhličitého, páry, dusíku, kyslíku, oxidu siřičitého a oxidu sírového a malého množství amoniaku, oxidu uhelnatého, zbytkových organických sloučenin a prachu, který pochází z pevných látek, obsažených v odpadní použité kyselině;
 - ochlazování plynu na teplotu v rozmezí od 360 do 450 °C a oxidování oxidovatelných složek v ochlazeném plynu kontaktem s oxidačním katalyzátorem;
 - ochlazování oxidovaného plynu na teplotu, která je o 10 až 50 °C vyšší, než teplota rosného bodu kyseliny sírové v tomto plynu, a kondenzování kyseliny sírové, vzniklé v ochlazeném a oxidovaném plynu.
2. Způsob podle nároku 1, v y z n a č u j í c í s e t í m, že oxidace ochlazeného plynu se provádí přinejmenším ve dvoustupňovém reakčním postupu za použití oxidačního katalyzátoru, uspořádaného v pevném loži, a mezi reakčními stupni se provádí chlazení.
3. Způsob podle nároku 1, v y z n a č u j í c í s e t í m, že oxidační katalyzátor obsahuje oxid vanadičný v množství v rozmezí od 1 % do 5 % hmotnostních a dvojsíran sodný a/nebo draselný v množství v rozmezí od 2 % do 20 % hmotnostních, které jsou nanášeny na nosičovém materiálu na bázi oxidu křemičitého.
4. Způsob podle nároku 1, v y z n a č u j í c í s e t í m, že oxidační katalyzátor obsahuje platinu v množství v rozmezí od 200 do 2 000 ppm hmotnostních a/nebo palladium, které jsou nanášeny na nosičovém materiálu na bázi oxidu křemičitého.
5. Způsob podle nároku 1, v y z n a č u j í c í s e t í m, že oxidační katalyzátor je ve formě monolitických bloků, které jsou opatřeny paralelními kanálky s hydraulickým průměrem v rozmezí od 3 do 8 milimetrů.
6. Způsob podle nároku 1, v y z n a č u j í c í s e t í m, že kyselina sírová, vytvořená v ochlazeném a oxidovaném plynu, se zkondenzuje nepřímou tepelnou výměnou se vzduchem.

1 výkres



Konec dokumentu