

PATENTOVÝ SPIS

(19)
ČESKÁ
REPUBLIKA



ÚŘAD
PRŮMYSL OVÉHO
VLASTNICTVÍ

(21) Číslo přihlášky: **1999-3091**
(22) Přihlášeno: **19.03.1998**
(30) Právo přednosti: **19.03.1997 DE 1997/19711529**
(40) Zveřejněno: **12.04.2000**
(**Věstník č. 4/2000**)
(47) Uděleno: **02.01.2007**
(24) Oznámení o udělení ve Věstníku: **07.02.2007**
(**Věstník č. 6/2007**)
(86) PCT číslo: **PCT/EP1998/001613**
(87) PCT číslo zveřejnění: **WO 1998/041309**

(11) Číslo dokumentu:

297 608

(13) Druh dokumentu: **B6**

(51) Int. Cl.:

B01D 53/50 (2006.01)

B01D 53/56 (2006.01)

B01D 53/68 (2006.01)

(56) Relevantní dokumenty:

DE 3904500; CS 274269; CS 1991706.

(73) Majitel patentu:

SCHNEIDER Wolfgang, Herne, DE

(72) Původce:

Bach Hans Friedrich Prof. Dr., Pullach, DE
Kreimes Horst Dr., Altenmarkt, DE

(74) Zástupce:

Ing. Ivana Jirotková, Nad Štolou 12, Praha 7, 17000

(54) Název vynálezu:

**Způsob odstraňování kyselých škodlivin z
odplynů**

(57) Anotace:

Při dvoustupňovém způsobu odstraňování kyselých škodlivin z odplynů spalovacích zařízení nebo tavicích procesů se v prvním stupni přidává do odplynu při teplotě 800 až 1250 °C jemnozrnné aditivum sestávající z uhličitane vápenatého nebo hydroxidu vápenatého, a poté se předčištěný odplyn s případným přídavkem vody nebo vodní páry zpracuje v následně zařazeném samočisticím reaktoru intenzivním mícháním při teplotě 60 až 300 °C. Aditivum sestává s výhodou z 80 až 95 % hmotn. sráženého uhličitane vápenatého a 5 až 20 % hmotn. grafického uhlíku, a dále může obsahovat až 5 % hmotn. organicky vázaného dusíku. Pomocí této technologické kombinace suché aditivace a suchého sorpčního procesu a za použití samočisticího reaktoru se při celkové účinnosti separace až 90 % spolehlivě zamezí dosud obávaným úsadám aditiva a popílku v zařízení.

CZ 297608 B6

Způsob odstraňování kyselých škodlivin z odplynů

Oblast techniky

5

Předložený vynález se týká dvoustupňového způsobu odstraňování kyselých škodlivin z odplynů ze spalovacích zařízení a tavicích procesů pomocí suchého aditiva.

10

Dosavadní stav techniky

Zejména spalovací pochody v elektrárnách kotlích vytápěných uhlím, zařízením pro spalování odpadů nebo tavicích procesech generují obecně odpyny, které mohou obsahovat jako kyselé plynné složky SO_2/SO_3 , HCl , HF , NO/NO_2 nebo jejich směsi.

15

Ruku v ruce se zpřísněním zákonodárství týkajícího se životního prostředí v posledních letech dochází k urychlenému rozvoji způsobu čištění odplynů, především z velkopřemyslu. Ze stavu techniky v oblasti odstraňování kyselých škodlivin ze spalin je možno pokládat mj. takzvanou suchou aditivaci a suchý sorpční proces.

20

Při dosavadních procesech suché aditivace se pro snížení obsahu kyselých plynných škodlivin zpravidla používají oxidy alkalických zemin, které se při teplotách mezi 800 a 1250 °C buď používají přímo jako oxidy, nebo se vytváří v ohništi z uhličitánů nebo hydroxidů. Takovýto způsob je popsán v DE-OS 39 04 500 pro odstraňování oxidů síry z odplynů, přičemž jako aditivum se používá směs 80 až 95 % hmotn. jemnozrnného uhličitánu vápenatého a 5 až 20 % hmotn. jemnozrnného uhlíku, s výhodou v grafitové formě, s výhodou velikosti částic <100 μm. Aditivum, v němž je podíl uhličitánu vápenatého vztažený na obsah SO_2 v odplynu dvoj- až pětinasobkem stechiometrického množství, se při 900 až 1250 °C vedmýchává do odplynové zóny, kde se zdrží po dobu maximálně 5 sekund. Tímto způsobem je možno dosáhnout míry odsíření až 80 %.

30

Oproti zařízením pro odsíření spalin, která pracují mokřým způsobem, spočívají výhody způsobu suché aditivace v poměrně nízkých investičních nákladech, výhodné separaci použitých adsorbentů spolu s již předtím přítomným prachem, a ve skládování použitých aditiv spolu s popelem z paliva, přičemž potenciální schopnost vázání dosud nezreagovaného podílu aditiva na popel značně zlepšuje jeho skládkovatelnost, neboť výrazně omezuje vyluhování popela. Přitom je třeba vzít v úvahu také to, že moduly suché aditivace lze, vzhledem k jejich minimální prostorové náročnosti, snadno integrovat do stávajícího zařízení.

35

Navzdory četným výhodám se při těchto způsobech jeví v praxi jako nevýhodná poměrně nízká míra separace 40 až 50 % a velmi špatné využití aditiva, které zpravidla leží pod 30 %, protože více než dvě třetiny aditiva opouštějí zařízení spolu s popíllem.

40

Při alternativním procesu čištění, suchém sorpčním procesu, se do čištěného proudu odplynů vedmýchává anebo jako suspenze („kvazisuchý proces“) vstřikují převážně oxidy nebo hydroxidy alkalických zemin při teplotách mezi 60 a 300 °C. V protikladu k výše uvedenému procesu suché aditivace je tato separační metoda spojena s kapilární kondenzací. Pomocí tohoto způsobu je možné dosáhnout v závislosti na parciálním tlaku vodní páry, obsahu surového plynu a/nebo doby zdržení v uvedeném teplotním rozmezí míry separace SO_2 až asi 70 %. K dosažení pro tento způsob optimální míry vyčištění je však také zde nezbytné značně nadstechiometrické dávkování aditiva.

50

Při například dvojnásobné stechiometrii ve stupni suché aditivace to znamená, že pro míru separace 40 % se ve 20 % použitých aditiv využije pro vlastní vázání škodlivin, zatímco 80 % se

musí, zkalcinováno a nevyužito, prostřednictvím popílku a tedy nákladně skládkovat, pokud není zařazen další sorpční stupeň.

- 5 Pokud se však toto aktivované aditivum zavede do suchého sorpčního stupně, váže od teplot pod asi 190 °C další škodlivé plyny. Přesto vyvstávají při suchém sorpčním procesu v běžném provozu další obtížné problémy: vytvářejí se obtížně odstranitelné úsady aditiv a popílku, které od určitého rozsahu vynucují odstavení zařízení.

- 10 Jako technické ochranné opatření se přitom osvědčily použití speciálního reaktoru, jaký je popsán v patentu EP 0 203 430, umístěného jako suchý sorpční reaktor přímo v cestě spalín, kde má také intenzifikovat styk mezi aditivem a surovým plynem. Tento typ reaktoru sestává v podstatě z vertikální válcové nádoby a má uvnitř vzhledem k reaktorové nádobě pohyblivé vestavby, zejména ve formě průběžného šneku, poháněného otáčivým hřídelem uspořádaným v podélné ose nádoby. Na vnitřní straně reaktorové nádoby jsou uspořádány s výhodou pevné, v podstatě kolmo
15 k ose hřídele uspořádané vestavby, jako síťová patra nebo trubky. Výhodné varianty reaktoru mají jako vestavby jednotlivá, přerušovanou spirálu tvořící, axiálně mezi pevnými vestavbami uspořádaná plechová křídla popř. jako stěrače fungující jednotky z pohyblivých a pevných vestaveb. Pevné vestavby mohou být vytvořeny jako dutá tělesa, skrze jejichž otvory se do vnitřku reaktoru může dmýchat stlačený vzduch. Tímto typem reaktoru se podařilo úplně zabránit
20 usazování a/nebo ukládání v suchém sorpčním stupni.

Podstata vynálezu

- 25 Na základě popsaných nevýhod stavu techniky si vynález stanoví za cíl, vyvinout způsob odstraňování kyselých škodlivin z odplynů spalovacích zařízení nebo tavicích procesů ve dvou stupních, které především zlepšují drahou a málo efektivní nastechiometrickou spotřebu aditiva a intenzifikuje styk částic aditiva a čištěných odplynů.
- 30 Tento úkol je podle vynálezu vyřešen tím, že se v prvním stupni a) nejprve přidává do odplynu uvnitř zařízení při teplotách 800 až 1250 °C jemnozrné aditivum sestávající z uhličitanu vápenatého nebo hydroxidu vápenatého, a poté se ve druhém stupni b) předčištěný odplyn s případným
35 přídatkem vody nebo vodní páry zpracuje v následně zařazeném samočisticím reaktoru intenzivním mícháním při teplotě 60 až 300 °C. Navzdory všem očekáváním a zcela překvapivě se přitom ukázalo, že prostřednictvím dalekosáhlé kombinace suché aditivace a suchého sorpčního procesu a za použití reaktoru pro intenzivní míchání předčištěného surového plynu se značně nadstechiometrické spotřeby aditiv při přesto nedostatečném čisticím výkonu, pokládané u obou jednotlivých způsobů dosud za nevýhodné, snížily v neočekávatelné míře.
- 40 Výhodný materiál podle vynálezu je jemnozrné aditivum, sestávající z 80 až 95 % hmotn. sráženého uhličitanu vápenatého a 5 až 20 % hmotn. uhlíku, přičemž uhlík je zejména v grafické formě. Vedle těchto hlavních složek jsou možné také množstevně malé podíly organicky vázaného dusíku, jehož množství však může činit maximálně 5 % hmotn. celkového množství aditiva. Obsah organického dusíku v NCN-formě slouží přednostně k odstraňování NO_x a
45 rozšiřuje tak spektrum použití způsobu podle vynálezu. Na základě do značné míry souhlasných teplotních rozmezí procesu suché aditivace a SNCR (Selective Non-Catalytic Reduction) se účinkem těchto podílů dusíku snižuje obsah oxidů dusíku. Spektrum velikosti částic aditiva vykažuje podle vynálezu více než 90 % velikosti částic <70 μm.
- 50 Jak již bylo uvedeno, dostačují při způsobu podle vynálezu pro docílení uspokojivých výsledků čištění zpravidla stechiometrická množství aditiv. Pro speciální případy použití předpokládá vynález však také přídavek maximálně 5-násobného množství aditiva vztaheno na stechiometrické množství vzhledem ke kyselým škodlivinám v odplynu, jako například oxidy síry nebo dusíku, přičemž výhodné je 2 až 4-násobný přebytek.

Aditiva se podle zvláštních variant způsobu vedmýchávají ve stupni a) pomocí jedné nebo více trysek, přičemž zvláště výhodné se ukázalo použití trysek pro dvě látky. Místo vedmýchávání přitom není omezující a vedmýchávání se může provádět v jedné nebo více rovinách.

- 5 Pro dosažení optimálního čistícího účinku přes 80 % se ukázaly jako zvláště vhodné pro první stupeň a) teploty v zařízení 900 až 1100 °C a pro následné čištění v příslušném stupni b) teploty 100 až 200 °C, přičemž podle vynálezu se ve výhodné variantě způsobu k předčištěnému odplynu bezprostředně po stupni a) přidává voda nebo vodní pára v takovém množství, že se volný oxid vápenatý v odplynu přemění co možná nejúplněji na hydroxid vápenatý.

- 10 U způsobu podle vynálezu se jedná v podstatě o kombinaci suché aditivace a suchého sorpčního procesu za použití samočisticího reaktoru s vestavbami, s výhodou pohyblivými, který slouží pro intenzivní promíchávání odplynu předčištěného ve stupni a) s popř. přidanou vodou (vodní párou) ve stupni b) (viz obr. 1). Celkově se prostřednictvím kombinovaného způsobu podle
15 vynálezu značně zmenší nevýhody jednotlivých způsobů při stejném množství dávkovaných aditiv. Rozhodující je především to, že celková míra separace kombinovaného způsobu leží svými až 90 % zřetelně nad mírou separace jednotlivých způsobů s 40 až 50 % popř. až 70 %.

- 20 Kromě toho je třeba zdůraznit, že pomocí způsobu podle vynálezu je možné spolehlivě zabránit jinak tak obávanému usazování aditiv a popílku ve spalovacích zařízeních zvláště tehdy, když například v předřazeném spalovacím kotli vznikají kalcinací aktivované a tím k napékání zvláště náchylné druhy aditiv a/nebo se před jejich vstupem do vlastního suchého sorpčního reaktoru provádí zvlhčování odplynu.

- 25 Složení vhodného aditiva podle vynálezu sestávajícího z uhlíčitanu vápenatého a uhlíku a eventuelně malých podílů organicky vázaného dusíku odpovídá v podstatě speciálním vápnům, která se vyrábí srážecími reakcemi. Nejjemnější grafitové částice přitom slouží jako krystalizační zárodky, které později spolu s uhlíčitanem vápenatým, který je obaluje, přispívají ve spalovacím prostoru k mikrodispergaci částic aditiva. Zlomky o velikosti několika μm vykazují vysoký po-
30 měř plocha/objem, a jsou kromě toho velmi jemně rozptýleny v odplynu, což extrémně zkracuje cestu difuze molekul škodlivin k částicím aditiva.

- Naproti tomu obdobně jemně rozemleté pálené vápno nebo vápenec nikdy nedosáhne takovýto vysoký separační účinek, neboť jeho jemnozrnné částice na rozdíl od aditiv použitých podle
35 vynálezu mají za podmínek okolí sklon k aglomeraci, protože lze pomocí přírodního vápence dosáhnout míry separace jen 80, nejvýše 85 %, avšak nikdy až 90 % jako je tomu při použití výše popsaných a s výhodou použitých aditiv. Asi o 10 % vyšší účinek je již proto významný, že nezbytné další snížení úrovně koncentrace škodlivin, pokud je vůbec možné, se může provádět jen s nadproporcionálně vysokým množstvím aditiv.

- 40 Důležité pro předložený způsob je však také již zmíněné intenzivní promíchávání ve stupni b), k čemuž se jako zvláště vhodný ukázal samočisticí reaktor se statickými nebo pohyblivými míchacími prvky. Ve zvláštních případech se může samozřejmě zapojit do série nebo paralelně více reaktorů. Tento typ reaktoru je typickým reaktorem, jaký je známý ze stavu techniky a
45 v souladu s tím oceňovaný: má tedy zejména proti reaktorové nádobě se pohybující, většinou šnekové a otáčivým hřídelem poháněné vestavby. Celá reaktorová konstrukce je dimenzována ve vertikálním směru a zaručuje tak ve stupni b) předloženého způsobem prostřednictvím spolupůsobení pohyblivých reaktorových vestaveb s pevnými jednak intenzivní promíchávání odplynu přečištěného ve stupni a), jedna trvale zabraňuje prostřednictvím samočisticího účinku vestaveb
50 náhodným úsadám, což umožňuje dlouhotrvající kontinuální provoz zařízení pro čištění odplynů.

Pro doplnění způsobu vynález rovněž předpokládá, po zpracování ve stupni b), dále odprášení odplynů, což se může účelně provádět podle stavu techniky např. pomocí jemného filtru.

Příklady provedení vynálezu

V následujícím porovnání zdůrazňují příklady provedení výhody způsobu podle vynálezu proti známým jednotlivým způsobům.

5

Pro všechny dále uvedené příklady platí:

– spalování 5000 kg hnědého uhlí/h s podílem síry 1,28 % hmotn.

– množství produkovaného oxidu siřičitého asi 64 kg/h, odpovídající 1 kmol SO₂/h.

10

Příklad 1: odstraňování kyselých škodlivých plynů z odplynů spalování uhlí pomocí uhličitanu vápenatého (Příklad 1.1) popř. hydroxidu vápenatého (příklad 1.2)

Srovnávací příklad:

15

1.1 proces suché aditivace
(přímé odsíření v topeništi)

Přidávané množství aditiva (uhličitan vápenatý):
200 kg/h odpovídající 2 kmol Ca/h.

20

Střední teplota v rovině vstřikování: asi 1040 °C.
Molární poměr při přidavku aditiva Ca k SO₂=2.

Účinnost dosažitelná s tímto molárním poměrem: 40 %

25

Molární průtok Ca na výstupu z kotle: 1,6 kmol/Ca/h
Molární průtok SO₂ na výstupu z kotle: 0,6 kmol SO₂/h

Molární poměr Ca k SO₂ = 2,667 na výstupu z kotle.

30

Srovnávací příklad:

1.2 suchý sorpční proces
(odsíření odplynů po výstupu z kotle)

35

Přidávané množství aditiva (hydroxid vápenatý):
197,3 kg/h odpovídá 2,667 kmol Ca/h.
Teplota v místě vstřikování: asi 180 °C.
Molární poměr při přidavku aditiva Ca k SO₂=2,667.

40

Účinnost dosažitelná s tímto molárním poměrem: 70 %

Molární průtok SO₂ na výstupu ze suchého sorpčního procesu: 0,3 kmol SO₂/h

Příklad podle vynálezu:

45

1.3 2–stupňový způsob s hrubým čištěním podle 1.1 jako prvním stupněm a) a s dočištěním podle 1.2 jako stupněm b)

Přidávané množství aditiva (uhličitan vápenatý): 200 kg/h odpovídající 2 kmol Ca/h.
Střední teplota v místě vstřikování: asi 1050 °C.

50

Teplota vstupu do suchého sorpčního reaktoru: 183 °C
Molární poměr při přidavku aditiva Ca k SO₂=2.

Účinnost dosažitelná s tímto molárním poměrem ve stupni a): 40 %

Molární průtok Ca na výstupu z prvního stupně: 1,6 kmol Ca/h

Molární průtok SO₂ na výstupu z prvního stupně: 0,6 kmol SO₂/h

5 Molární poměr na výstupu ze stupně a) a na vstupu stupně b) Ca k SO₂=2,667.

Účinnost dosažitelná s tímto molárním poměrem ve stupni b): 75 %

10 Účinnost ve stupni b) je vyšší než účinnost čistého suchého sorpčního procesu podle 1.2, neboť oxid vápenatý čerstvě vznikající ve stupni a), který se vodní parou, přítomnou v odplynů nebo dodatečně přidávanou, přeměňuje na čerstvě hasený hydroxid vápenatý, vykazuje vyšší reaktivitu než skladovaný hydroxid vápenatý (synergický účinek).

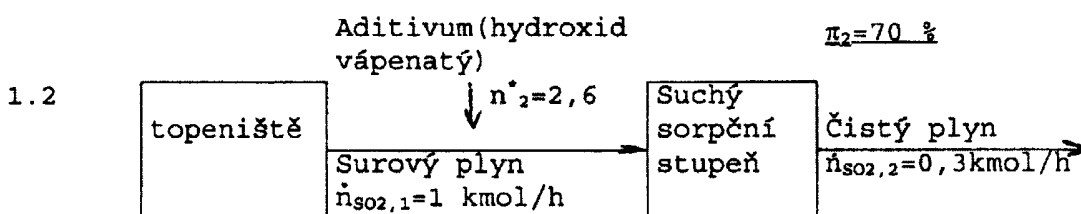
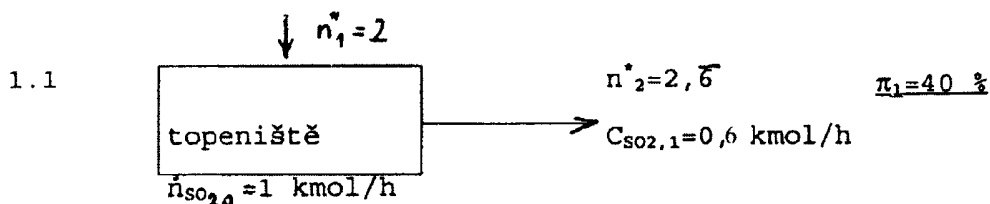
Molární průtok SO₂ na výstupu ze stupně b): 0,15 kmol SO₂/h

15 Celková účinnost = (SO₂ v surovém plynu před stupněm a) - SO₂ v čistém plynu za stupněm b)) : (SO₂ v surovém plynu před stupněm a))

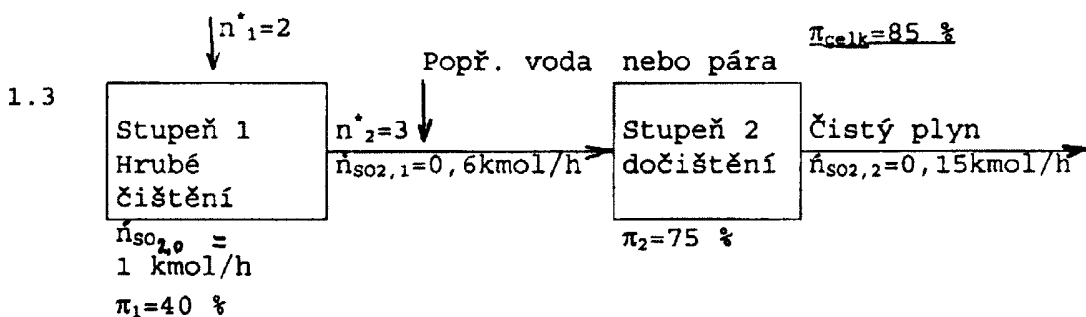
Celková účinnost = (1 kmol SO₂/h - 0,15 kmol SO₂/h) : 1 kmol SO₂/h

20 Celková účinnost = 85 %

Aditivum (uhličitan vápenatý)



Aditivum (uhličitan vápenatý)



K příkladu 1: separace SO_2/SO_3 pomocí uhličitanu vápenatého (popř. hydroxidu vápenatého)

1.1 1–stupňová separace škodlivin (suchá aditivace)

1.2 1–stupňová separace škodlivin (suchý sorpční proces)

1.3 2–stupňová separace škodlivin (způsob podle vynálezu)

5 n^* poměr molárních průtoků $\dot{n}_{\text{Ca}}/\dot{n}_{(\text{SO}_2+\text{SO}_3)}$

π = míra separace

Příklad 2: odstraňování kyselých škodlivých plynů z odplynů spalování uhlí pomocí uhličitanu vápenatého obsahujícího grafit (Př. 2.1) popř. hydroxidu vápenatého (př. 2.2)

10

Srovnávací příklad:

2.1 proces suché aditivace

(přímé odsíření v topeništi)

15 Přidávané množství aditiva (uhličitan vápenatý s 10 % grafitu): 222 kg/h, z toho 200 kg CaCO_3 /h odpovídající 2 kmol Ca/h.

Střední teplota v rovině vstřikování: asi 1025 °C.

Molární poměr při přidávku aditiva Ca k $\text{SO}_2=2$.

20 Účinnost dosažitelná s tímto molárním poměrem: 50 %

Molární průtok Ca na výstupu z kotle: 1,5 kmol Ca/h

Molární průtok SO_2 na výstupu z kotle: 0,5 kmol SO_2 /h

25 Molární poměr Ca k $\text{SO}_2=3,0$ na výstupu z kotle.

Srovnávací příklad:

2.2 suchý sorpční proces

(odsíření odplynů po výstupu z kotle)

30

Přidávané množství aditiv (hydroxid vápenatý):

222 kg/h odpovídají 3,0 kmol Ca/h.

Teplota v místě vstřikování: asi 175 °C.

Molární poměr při přidávku aditiva Ca k $\text{SO}_2=3,0$.

35

Účinnost dosažitelná s tímto molárním poměrem: 75 %

Molární průtok SO_2 na výstupu ze suchého sorpčního procesu: 0,25 kmol SO_2 /h

40 *Příklad podle vynálezu:*

2.3 Dvoustupňový způsob s hrubým čištěním podle 2.1 jako stupněm a) a s dočištěním podle 2.2 jako stupněm b)

45 Přidávané množství aditiva (uhličitan vápenatý s 10 % grafitu): 222 kg/h, z toho 200 kg CaCO_3 /h odpovídající 2 kmol Ca/h.

Střední teplota v místě vstřikování: asi 1030 °C.

Teplota vstupu do suchého sorpčního reaktoru: 178 °C

Molární poměr při přidávku aditiva Ca k $\text{SO}_2 = 2$.

50 Účinnost dosažitelná s tímto molárním poměrem ve stupni a): 50 %

Molární průtok Ca na výstupu ze stupně a): 1,5 kmol Ca/h

Molární průtok SO_2 na výstupu ze stupně b): 0,5 kmol SO_2 /h

Molární poměr na výstupu ze stupně a) a na vstupu stupně b) Ca k $\text{SO}_2=3,0$.

Účinnost dosažitelná s tímto molárním poměrem ve stupni b): 80 %

- 5 V důsledku vyšší reaktivity částic oxidu vápenatého, vznikajícího v prvním stupni explozivním rozkladem částic uhličitanu vápenatého obsahující uhlík, které se vodní parou, přítomnou v odplynou nebo dodatečně přidávanou, přeměňují na čerstvě hašený hydroxid vápenatý, je účinnost stupně b) vyšší než účinnost čistého suchého sorpčního procesu podle 2.2 (synergický účinek).

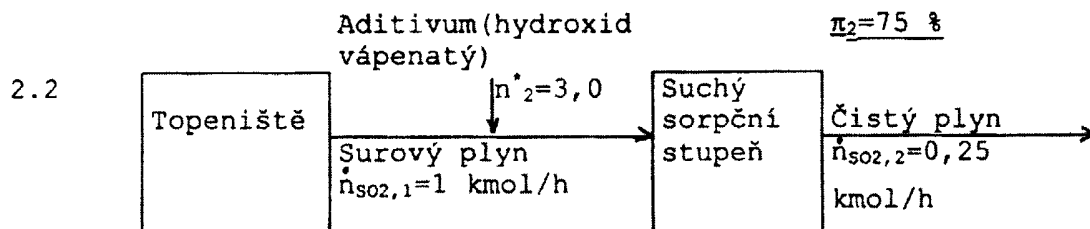
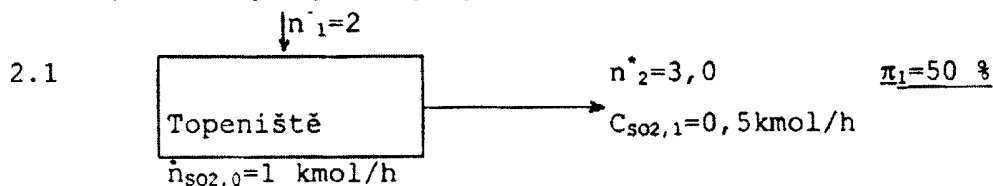
- 10 Molární průtok SO_2 na výstupu ze stupně b): 0,10 kmol SO_2/h

Celková účinnost = (SO_2 v surovém plynu před stupněm a) minus SO_2 v čistém plynu za stupněm b)) : (SO_2 v surovém plynu před stupněm a))

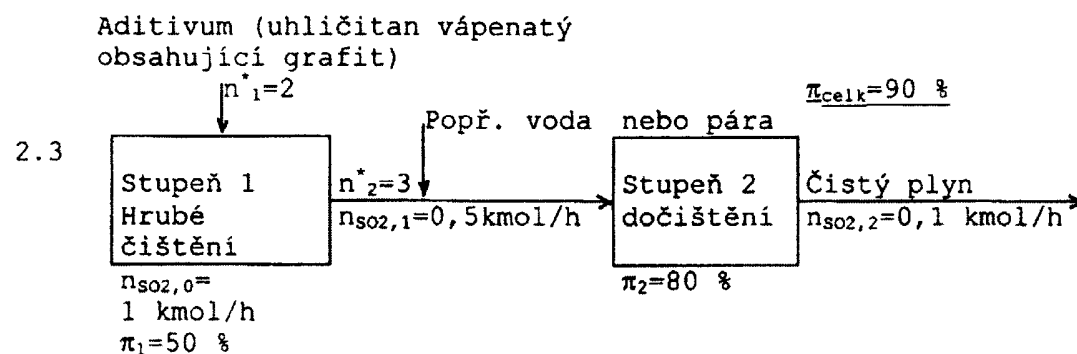
- 15 Celková účinnost = $(1 \text{ kmol } \text{SO}_2/\text{h} - 0,10 \text{ kmol } \text{SO}_2/\text{h}) : 1 \text{ kmol } \text{SO}_2/\text{h}$

Celková účinnost = 90 %

Aditivum (uhličitan vápenatý obsahující grafit)



20



K příkladu 2: separace SO_2/SO_3 pomocí uhličitanu vápenatého obsahujícího grafit (popř. hydroxidu vápenatého)

25

- 2.1 1–stupňová separace škodlivin (suchá aditivace)
2.2 1–stupňová separace škodlivin (suchý sorpční proces)
2.3 2–stupňová separace škodlivin (způsob podle vynálezu)

n^* = poměr molárních průtoků $n_{\text{Ca}}/n_{(\text{SO}_2+\text{SO}_3)}$

π = míra separace

PATENTOVÉ NÁROKY

- 5 1. Způsob odstraňování kyselých škodlivin z odplynů spalovacích zařízení nebo tavicích procesů za pomoci suchých aditiv ve dvou stupních, **vyznačující se tím**, že
 - a) nejprve přidává do odplynů uvnitř zařízení při teplotách 800 až 1250 °C jemnozrnné aditivum sestávající z uhličitanu vápenatého nebo hydroxidu vápenatého, a
 - 10 b) předčištěný odplyn s případným přídavkem vody nebo vodní páry se zpravuje v následně zařazeném samočisticím reaktoru intenzivním mícháním při teplotě 60 až 300 °C.
- 15 2. Způsob podle nároku 1, **vyznačující se tím**, že se ve stupni a) přidává jemnozrnné aditivum sestávající z 80 až 95 % hmotn. sráženého uhličitanu vápenatého a 5 až 20 % hmotn. uhlíku.
3. Způsob podle nároku 2, **vyznačující se tím**, že se použije aditiva obsahujícího až 5 % hmotn. organicky vázaného dusíku.
- 20 4. Způsob podle nároku 2, **vyznačující se tím**, že uhlík je přítomen ve formě grafitu.
5. Způsob podle některého z nároků 1 až 4, **vyznačující se tím**, že aditivum vykazuje velikost více než 90 % částic < 70 μm.
- 25 6. Způsob podle některého z nároků 1 až 5, **vyznačující se tím**, že aditivum se přidává v jedno až pětinasobném, s výhodou dvou až čtyřnasobném přebytku vzhledem ke stechiometrickému množství kyselých škodlivin v odplynů.
- 30 7. Způsob podle některého z nároků 1 až 6, **vyznačující se tím**, že aditivum se vedmýchává ve stupni a) za pomoci jedné nebo více trysek.
8. Způsob podle nároku 7, **vyznačující se tím**, že jako trysek se použije trysek pro dvě látky.
- 35 9. Způsob podle některého z nároků 1 až 8, **vyznačující se tím**, že teplota v zařízení ve stupni a) činí 850 až 1100 °C.
10. Způsob podle některého z nároků 1 až 9, **vyznačující se tím**, že k předčištěnému odplynů se přidává voda nebo vodní pára v takovém množství, že se volný oxid vápenatý v odplynů přemění na hydroxid vápenatý.
- 40 11. Způsob podle některého z nároků 1 až 10, **vyznačující se tím**, že následné čištění v příslušném stupni b) se provádí za teploty 100 až 200 °C.
- 45 12. Způsob podle některého z nároků 1 až 11, **vyznačující se tím**, že se stupeň b) provádí v reaktoru se statickými nebo pohyblivými míchacími prvky.
- 50 13. Způsob podle některého z nároků 1 až 12, **vyznačující se tím**, že po zpracování odpovídajícím stupni b) se odplynů ještě odpraší.

Konec dokumentu
