



ÚŘAD PRO VYNÁLEZY
A OBJEVY

POPIS VYNÁLEZU K AUTORSKÉMU OSVĚDČENÍ

201565
(11) (B1)

(51) Int. Cl³
C 01 B 17/76

(22) Přihlášeno 12 06 79
(21) (PV 4062—79)

(40) Zveřejněno 29 02 80

(45) Vydáno 30 04 82

(75)

Autor vynálezu

POŽIVIL JAROSLAV ing. CSc., PRAHA
ČERMÁK FRANTIŠEK ing., MĚLNÍK a
MICHÁLEK JIŘÍ ing. CSc., PRAHA

(54) Způsob dvoustupňové oxidace kysličníku siřičitého na kysličník sírový

Vynález se týká způsobu dvoustupňové oxidace kysličníku siřičitého na kysličník sírový s vloženou absorpcí kysličníku sírového při výrobě kyseliny sírové.

Při výrobě kyseliny sírové kontaktním způsobem se nejprve oxiduje síra nebo jiná, síru obsahující surovina, vzdušným kyslíkem za vzniku plynu, který obsahuje kysličník siřičitý. V další fázi se kysličník siřičitý oxiduje na kysličník sírový v kontaktních tělesech. Po oxidaci kysličníku siřičitého se konverzní plyn obsahující kysličník sírový vede do absorberů, kde se z něj absorpcí ve zředěné kyselině sírové vyrábí kyselina sírová.

Oxidace kysličníku siřičitého se nejčastěji provádí v několika vrstvách vanadového katalyzátoru ve víceetážových adiabatických reaktorech, které se jeví jako nejvhodnější pro svou konstrukční jednoduchost a snadnou údržbu. Plyn obsahující kysličník siřičitý se vede do první vrstvy katalyzátoru, kde se kysličník siřičitý částečně zoxiduje na kysličník sírový. Přitom se plyn reakčním teplem ohřívá. Protože s rostoucí teplotou se chemická reakce blíží rovnovážnému stavu a rychlost oxidace kysličníku siřičitého klesá, reakční plyn se po výstupu z první vrstvy katalyzátoru chladí buď v tepelných výměnících nebo přívodem studené

směsi nebo studeného vzduchu a vede se do další vrstvy katalyzátoru, kde se oxiduje další část kysličníku siřičitého. U technologie dvojité konverze se siřičitý plyn nejprve oxiduje v několika vrstvách katalyzátoru, které se obvykle nazývají I. stupeň oxidace a pak se vede do systému vložené absorpce. Ve vloženém absorberu se vyabsorbuje většina kysličníku sírového, vzniklého v I. stupni oxidace, a tak se posune rovnováha oxidace kysličníku siřičitého na kysličník sírový silně doprava. Z vložené absorpce se plyn vede do II. stupně oxidace, kde se po přehřátí v tepelných výměnících oxiduje zbývající kysličník siřičitý na kysličník sírový v jedné nebo několika vrstvách vanadového katalyzátoru. Plyn se pak vede do systému koncové absorpce.

Průběh oxidace kysličníku siřičitého ve víceetážovém adiabatickém reaktoru se sice značně liší od průběhu oxidace v ideálním optimálním reaktoru, u něhož je v každém bodě reakční rychlost maximální, avšak pro své nesporné výhody jako je konstrukční jednoduchost a snadná údržba patří přesto víceetážový adiabatický reaktor k nejrozšířenějším. Vlastní přiblížení k optimální křivce oxidace kysličníku siřičitého se dá ovlivnit jednak nastavením vstupních teplot plynu na etáži a dále vhodným rozdělením ka-

talyzátoru na jednotlivé etáže. Stupeň přeměny kysličníku siřičitého na kysličník sírový se přirozeně dá zvyšovat rovněž zvyšováním celkového množství katalyzátoru. Tím však rostou náklady na katalyzátor a reaktor a zejména roste spotřeba elektrického proudu pro pohon turbodmychadla, které protlačuje plyn výrobnou, protože s rostoucím množstvím katalyzátoru roste hydraulický odpor. V dosud používaných reaktorech se obvykle umísťuje do I. stupně oxidace na nejčastěji tři až čtyři etáže 60 až 80 % celkového množství katalyzátoru. Do II. stupně oxidace, po vložení absorpci, se obvykle umísťuje nejčastěji do jedné vrstvy 20 až 40 % z celkového množství katalyzátoru. Přitom se dosahuje stupně přeměny kysličníku siřičitého na kysličník sírový v závislosti na koncentraci siřičitého plynu, na výkonu reaktoru a na vstupních teplotách plynu na etáže obvykle 99,6 %. To znamená, že obvykle minimálně 0,4 % nezreagovaného kysličníku siřičitého odchází s odplynem do komína, znečišťuje atmosféru a snižuje stupeň využití sírné suroviny.

Výše uvedené nedostatky odstraňuje podle vynálezu způsob dvoustupňové oxidace kysličníku siřičitého na kysličník sírový s vloženou absorpcí kysličníku sírového při výrobě kyseliny sírové, jehož podstata spočívá v tom, že se v druhém oxidačním stupni použije 45 až 70 % celkového množství katalyzátoru, použitého při oxidaci.

Výhoda způsobu podle vynálezu spočívá ve zvýšení stupně přeměny kysličníku siřičitého na kysličník sírový. Zvýšení stupně přeměny závisí na výkonu výroby a počáteční koncentraci kysličníku siřičitého a obvykle dosahuje 0,15 až 0,35 %.

Rozdělením katalyzátoru se dosáhne jednak zvýšení výroby kyseliny sírové bez zvýšení nákladů na suroviny, mzdy a zařízení. Dále se dosáhne snížení emise kysličníku siřičitého do ovzduší. Zvýšením stupně přeměny kysličníku siřičitého na kysličník sírový se rovněž zvýší množství reakčního tepla, které se ve výrobně obvykle využívá k výrobě páry, která tak vzroste.

Vynález je dále blíže vysvětlen na příkladu provedení.

Příklad

Ve výrobně kyseliny sírové o kapacitě 1080 t kyseliny sírové za den se používá siřičitý plyn o koncentraci 11 obj. %, který se připravuje spálením síry se vzduchem. Oxidace kysličníku siřičitého na kysličník sírový se provádí ve čtyřetážovém kontaktním reaktoru metodou dvojité konverze. I. stupeň oxidace se skládá ze třech vrstev vanadového katalyzátoru, ve II. stupni oxidace je umístěna jedna vrstva katalyzátoru. V reaktoru je použito celkem 141 309 kg vanadového katalyzátoru. Původně bylo na první etáži uloženo 20,7 % celkového množství katalyzátoru, na druhé etáži 26,0 % a na třetí 24,5 %, to znamená, že celkem bylo v I. stupni oxidace uloženo 71,2 % katalyzátoru. I při optimálním průběhu oxidace kysličníku siřičitého, kdy byly všechny vstupní teploty na etáže nastavovány pomocí předřazených výměníků tepla na své optimální hodnoty, se dosahovalo stupně přeměny kysličníku siřičitého na kysličník sírový maximálně 99,496 %.

Dané celkové množství katalyzátoru se přerozdělí mezi etáže podle vynálezu tak, že na první etáži se uloží 6,4 % celkového množství katalyzátoru, na druhé etáži 10,6 % a na třetí 25,5 %, to znamená, že v I. stupni oxidace se celkem uloží 42,5 % celkového množství katalyzátoru. Ve II. stupni oxidace na čtvrté etáži se uloží 57,5 % celkového množství katalyzátoru. Jestliže nastavíme vstupní teploty plynu na etáže pomocí předřazených výměníků tepla na optimální hodnoty, to znamená tak, aby stupeň přeměny na dané etáži s daným množstvím katalyzátoru byl maximální, dosáhne se celkového stupně přeměny kysličníku siřičitého na kysličník sírový 99,752 %.

Rozdělení katalyzátoru na etáže podle vynálezu tedy umožňuje v daném případě zvýšení roční produkce kyseliny sírové o cca 800 tun, snížení exhalací kysličníku siřičitého o 1 733 kg za den a zvýšení množství využitelného tepla o 2 547 GJ za den.

PŘEDMĚT VYNÁLEZU

Způsob dvoustupňové oxidace kysličníku siřičitého na kysličník sírový s vloženou absorpcí kysličníku sírového při výrobě kyseliny sírové, vyznačený tím, že se v druhém

oxidačním stupni použije 45 až 70 % celkového množství katalyzátoru, použitého při oxidaci.