

A. ZÁKLADNÉ ÚDAJE

OBSAH:

I. ZÁKLADNÉ ÚDAJE O NAVRHOVATEĽOVI	2
1. NÁZOV	2
2. IDENTIFIKAČNÉ ČÍSLO	2
3. SÍDLO	2
4. OPRÁVNENÝ ZÁSTUPCA NAVRHOVATEĽA	2
5. KONTAKTNÁ OSOBA.....	2
II. ZÁKLADNÉ ÚDAJE O NAVRHOVANEJ ČINNOSTI	3
1. NÁZOV	3
2. ÚČEL	3
3. UŽÍVATEĽ	4
4. UMIESTNENIE	4
5. CHARAKTER ČINNOSTI	4
6. DÔVOD UMIESTNENIA V DANEJ LOKALITE	7
7. TERMÍN ZAČATIA A SKONČENIA VÝSTAVBY A PREVÁDZKY NAVRHOVANEJ ČINNOSTI	7
8. STRUČNÝ POPIS TECHNICKÉHO A TECHNOLOGICKÉHO RIEŠENIA ..	7
8.1 Existujúca vybavenosť technologického riešenia	7
9 VARIANTY NAVRHOVANEJ ČINNOSTI	22
9.1 Odsírenie koksárenského plynu amoniakálnym spôsobom	22
9.1.1 Všeobecne	22
9.1.2 Popis technológie	23
9.1.3 Popis zariadenia	26
9.1.4 Základná látková bilancia a charakteristika médií	31
9.1.5 Suroviny a energie	32
9.1.6 Nároky na revízie a rekonštrukciu existujúcich zariadení	33
9.2 Odsírenie koksárenského plynu spôsobom Stretford.....	35
9.2.1 Všeobecne	35
9.2.2 Popis technológie a zariadenia	36
9.2.3 Základná látková bilancia a charakteristika médií	38
9.2.4 Suroviny a energie	39
9.2.5 Odpady	39
9.2.6 Nároky na revízie a rekonštrukcie existujúcich zariadení	40
10. CELKOVÉ NÁKLADY	40
11. DOTKNUTÁ OBEC	41
12. DOTKNUTÝ SAMOSPRÁVNÝ KRAJ	41
13. DOTKNUTÉ ORGÁNY	41
14. POVOĽUJÚCI ORGÁN	41
15. REZORTNÝ ORGÁN	41
16. VYJADRENIE O VPLYVOCH NAVRHOVANEJ ČINNOSTI PRESAHUJÚCICH ŠTÁTNE HRANICE	41

I. ZÁKLADNÉ ÚDAJE O NAVRHOVATEĽOVI

1 NÁZOV	U.S. Steel Košice, spol. s r.o. ,
2 IDENTIFIKAČNÉ ČÍSLO	36 199 222
3 SÍDLO	Vstupný areál 044 54 Košice
4 OPRÁVNENÝ ZÁSTUPCA NAVRHOVATEĽA	Greenwell Jeffrey Vincent Viceprezident pre technológiu konateľ spoločnosti tel. č.: 055/6734890
5 KONTAKTNÁ OSOBA	Aut. Ing. Ladislav Hanuliak Hroncova 03 04 001 Košice tel. č.: 055/6324098 e-mail: hpprojekt@stonline.sk

II. ZÁKLADNÉ ÚDAJE O NAVRHOVANEJ ČINNOSTI

1 NÁZOV

ODSÍRENIE KOKSÁRENSKÉHO PLYNU

2 ÚČEL

Účelom realizácie stavby „Odsírenie koksárenského plynu“ na Divíznom závode Koksovňa U.S.Steel Košice, s.r.o. je:

- zabezpečenie zníženia obsahu sírovodíka (H_2S) vo vyčistenom „technicky čistom koksárenskom plyne“ z doterajších 4 – 5 gr/m^3 na hodnotu max. 0,5 gr/m^3 koksárenského plynu, čo je maximálna limitná hodnota, ktorú povoľuje zákon o Ochrane ovzdušia č.478/2002. Táto skutočnosť v konečnom dôsledku zabezpečí cca 90% -né zníženie oxidov síry (SO_2), ktoré vznikajú v U.S. Steel Košice na všetkých hutníckych a výrobných agregátoch, ktoré pre vykurovanie používajú čistý koksárenský plyn, resp. jeho zmesi s plynom vysokopecným, zemným a konvertorovým. Výrazným spôsobom tak bude v U.S. Steel Košice znížené celoplošné zamorovanie vlastného areálu i jeho okolia oxidmi síry zo spaľovacích procesov koksárenského plynu so všetkými pozitívnymi ekologickými prínosmi, ktoré z tejto skutočnosti vyplývajú.
- zrušenie ekonomicky neefektívnej a stratovej výroby síranu amónneho, ktorý vzniká ako nutný vedľajší produkt pri čistení koksárenského plynu od čpavku (NH_3). V novej technológii odsírenia koksárenského plynu bude čpavok katalyticky štiepený na vodík a dusík, pričom vzniknutá zmes týchto plynov bude spätne pridávaná do koksárenského plynu, čím sa oproti súčasnému stavu zvýši objem a výhrevnosť „technicky čistého koksárenského plynu“, ktorý Divízny závod Koksovňa dodáva do plynovej siete kombinátu U.S. Steel Košice.

Výstavbou nových technologických zariadení, jednotlivých prevádzkových súborov a príslušných stavebných objektov stavby „Odsírenie koksárenského plynu“ budú zabezpečené nasledujúce nové technologické funkcie, ktoré doterajšie technologické zariadenia prevádzky Chémia DZ Koksovňa nemajú:

- odsírenie a odčpavkovanie koksárenského plynu čpavkovým spôsobom tak, aby bola dosiahnutá hodnota obsahu H_2S vo vyčistenom plyne, podľa požadovaných limitov v zmysle platnej legislatívy,
- využitie a následné predčistenie čpavkovej vody na akosť požadovanú pre jej biologické čistenie na Koksovni U.S. Steel Košice,
- výroba kvapalnej síry zo sírovodíku modifikovanou Clausovou metódou s predradeným katalytickým rozkladom amoniaku a kyanovodíku,
- hermetizácia zariadenia nových prevádzkových súborov stavby „Odsírenia koksárenského plynu“.

V rámci stavby budú realizované tieto rekonštrukcie a postavené zariadenia, nevyhnutné pre zabezpečenie prevádzky „Odsírenie koksárenského plynu“, tak aj súčasných technologických agregátov prevádzky Chémia:

- rekonštrukcia trubkového chladiaceho systému primárnych chladičov a systému pre jeho skrápanie dechtovým kondenzátom,
- rekonštrukcia existujúceho vodného hospodárstva pre nepriamu chladiacu vodu o úpravu tejto obehovej vody dávkovaním chemikálií,
- prepojenie energií (para, voda) a všetkých technologických médií.

Stavba odsírenia koksárenského plynu je pripravovaná z dôvodu splnenia podmienok zákona NR SR č.478/2002 o ochrane ovzdušia, ktorým sa doplňuje zákon č. 401/1998 Z.z. a podmienok MŽP SR č. 706/2002 o zdrojoch znečisťovania ovzdušia, o emisných limitoch, o technických požiadavkách a všeobecných podmienkach prevádzky.

Stavba odsírenia koksárenského plynu je navrhnutá tak, aby spĺňala legislatívne podmienky obsahu H_2S v koksárenskom plyne nominálne 450 mg/m^3 respektíve 500 mg/m^3 maximálne.

Stavba bude koncepčne navrhnutá tak, aby po jej ukončení bola plne prevádzkyschopná a splnila všetky kritériá vyplývajúce zo zákonov, nariadení a noriem, ako aj požiadavky investora.

3 UŽÍVATEĽ

U.S. Steel Košice, s.r.o.
DZ Koksovňa

4 UMIESTNENIE

Stavba bude realizovaná v areáli U.S.Steel Košice DZ Koksovňa a čiastočne na DZ Energetika.

Umiestnenie stavby je znázornené vo výkresovej dokumentácii - *Príloha 1* – Situácia širších vzťahov.

5 CHARAKTER ČINNOSTI

Odsírenie koksárenského plynu je stavbou nevýrobného ekologického charakteru súvisiacou s výrobou metalurgického koksu pre zabezpečenie legislatívnych podmienok v zmysle zákona NR SR č. 478/2002 Z.z. o ochrane ovzdušia, ktorým sa dopĺňa zákon č. 401/1998 a Vyhlášky MŽP SR č. 706/2002 Z.z. o zdrojoch znečistenia, o emisných limitoch, technických požiadavkách a všeobecných podmienkach prevádzkovania. Projekt odsírenia koksárenského plynu má spĺňať nasledovné legislatívne požiadavky:

- obsah H_2S v koksárenskom plyne má byť priemerne 450 mg/m^3 a max. 500 mg/m^3 .

Jedná sa o špecifickú činnosť, ktorá sa svojím rozsahom dotýka viacerých oblastí podľa prílohy č. 8 zákona č. 24/2006 Z.z.

Predmetný projekt sa svojím charakterom a rozsahom dotýka (v zmysle Prílohy č. 8 zákona č. 24/2006) nasledovných oblastí:

2. ENERGETICKÝ PRIEMYSEL

Rezortný orgán: Ministerstvo hospodárstva SR

Tabuľka 1: Zoznam navrhovaných činností podliehajúcich posudzovaniu ich vplyvov na životné prostredie - výňatok

Pol. číslo	Činnosť, objekty a zariadenia	Prahové hodnoty	
		Časť A (povinné hodnotenie)	Časť B (zist'ovacie konanie)
13.	Ostatné priemyselné zariadenia na výrobu elektriny, pary a teplej vody, ak nie sú zaradené v položkách č. 1 – 4 a 12	Od 50 MW	od 5 MW do 50 MW

Kotlová jednotka na výrobu pary umiestnená ako súčasť technológie o výkone 5,6 MW

4. CHEMICKÝ, FARMACEUTICKÝ A PETROCHEMICKÝ PRIEMYSEL

Rezortný orgán: Ministerstvo hospodárstva SR

Tabuľka 2: Zoznam navrhovaných činností podliehajúcich posudzovaniu ich vplyvov na životné prostredie - výňatok

Pol. číslo	Činnosť, objekty a zariadenia	Prahové hodnoty	
		Časť A (povinné hodnotenie)	Časť B (zist'ovacie konanie)
14.	Priemyselná výroba chemikálií a polotovarov neuvedených v položkách č. 3 – 8, 10 – 12		Bez limitu

Kvapalná síra 99,5% o objeme 2346 t/rok

9. INFRAŠTRUKTÚRA

Rezortný orgán: Ministerstvo životného prostredia SR (2,7)

Ministerstvo hospodárstva SR (11)

Tabuľka 3: Zoznam navrhovaných činností podliehajúcich posudzovaniu ich vplyvov na životné prostredie - výňatok

Pol. číslo	Činnosť, objekty a zariadenia	Prahové hodnoty	
		Časť A (povinné hodnotenie)	Časť B (zist'ovacie konanie)
11.	Nadzemné sklady s kapacitou		

a) zemného plynu a iných plyných médií	Od 100 000 m ³	Od 50 000 m ³ do 100 000 m ³
c) chemikálií a chemických výrobkov	Od 1 000 t	Od 500 t do 1 000 t

10. VODNÉ HOSPODÁRSTVO

Rezortný orgán: Ministerstvo životného prostredia SR

Tabuľka 4: Zoznam navrhovaných činností podliehajúcich posudzovaniu ich vplyvov na životné prostredie - výňatok

Pol. číslo	Činnosť, objekty a zariadenia	Prahové hodnoty	
		Časť A (povinné hodnotenie)	Časť B (zistovacie konanie)
6.	Čistiare odpadových vôd a kanalizačné siete	Od 100 000 ekvivalentných obyvateľov	Od 2 000 do 100 000 ekvivalentných obyvateľov

Ak porovnáme hodnoty BSK5-2000mg/m³ to zodovedá hodnote **52000 EQ**

Ak vychádzame zo skutočnosti, že primárnym procesom je výroba koksu ako medziproduktu hutníckeho procesu výroby ocele a železa a koksárenský plyn je len vedľajším (odpadovým produktom z tohto procesu, ktorý je potrebné pred jeho ďalším využitím resp. zneškodnením vyčistiť, tak uvádzané priradenie je možné zúžiť na 4.14 „Priemyselná výroba chemikálií a polotovarov neuvedených v položkách 3-8 a 10 – 12“ a 9.7 „Stavby a zariadenia na nakladanie s nebezpečným odpadom, ak nie sú uvedené v položkách č. 2, 3 a 6“, kde je predpísané zisťovacie konanie bez uvedenia limitu.

Vychádzajúc z uvedeného je možné konštatovať, že činnosť **podlieha zisťovaciemu konaniu**. V snahe pripraviť pre zisťovacie konanie vyčerpávajúcu dokumentáciu sa predkladá **zámer v rozsahu správy o hodnotení**.

6 DÔVOD UMIESTNENIA V DANEJ LOKALITE

Zámer odsírenia koksárenského plynu je ekologizačnou stavbou jestvujúcej prevádzky pre zabezpečenie legislatívnych podmienok v zmysle zákona NR SR č. 401/1998 a Vyhlášky MŽP SR č. 706/2002 Z.z. o zdrojoch znečistenia, o emisných limitoch, technických požiadavkách a všeobecných podmienkach prevádzkovania.

Vychádzajúc z uvedeného je zrejмый aj dôvod umiestnenia stavby v danej lokalite.

7 TERMÍN ZAČATIA A SKONČENIA VÝSTAVBY A PREVÁDZKY NAVRHOVANEJ ČINNOSTI

Projekt stavby	01. 06. 2007
Začatie stavby	01. 03. 2008
Dokončenie stavby	01. 08. 2009
Skončenie prevádzky	01. 08. 2039

8 STRUČNÝ POPIS TECHNICKÉHO A TECHNOLOGICKÉHO RIEŠENIA

8.1 Existujúca vybavenosť technologického riešenia

Koksárenská batéria č.1 s počtom komôr 2 x 50 je sypná, s bočným rozvodom vykurovacích médií a vzduchu. Druh vykurovania - združený, teplota v topnom kanáliku - 1 260 °C. Výkon batérie - 816 000 t koksu ročne pri koksovacej dobe 18,2 hod. Plnenie: 3 sypné otvory. Odsávanie : jedna predloha na strojnej strane. Koksovaním uhoľnej vsádzky vzniká koks, ktorý po vytlačení z komory prechádza mokrým hasením, triedením a podľa možnosti aj mechanickou úpravou zrnitosti a pevnosti. Hlavným produktom koksárenských batérií je vysokopecný koks, ktorý predstavuje 85 % celkového koksu. Významným produktom karbonizácie je aj koksárenský plyn, ktorý sa čistí na prevádzke Chémia. Vysokopecný koks je určený pre potreby vysokých pecí. Drobný koks je dodávaný v prevažnej miere do tržných fondov. Koksový prach je v prevažnej miere dodávaný pre potreby aglomerácie Vysokých pecí.

Koksárenská batéria č.3 s počtom komôr 3 x 30 je sypná, so spodným rozvodom vykurovacích médií a vzduchu. Výkon batérie je 1 229 000 t koksu ročne, odsávanie - 2 predlohy. V oboch prevádzkach je uplatnená technológia mokrého hasenia koksu .

Prevádzka Príprava vsádzky dopravuje uhoľnú zmes stanovených parametrov pásovou dopravou do uhoľných veží .

Prevádzka Chémia predstavuje chemickú časť Koksovne, ktorá spracováva chemické produkty koksovania, ktorých zdrojom sú veľkopriestorové koksárenské batérie. V chemickej časti Koksovne sa od seba jednotlivé produkty oddelujú fyzikálnou cestou fyzikálnochemickými procesmi alebo chemickou cestou. Do prevádzky Chémia sú zahrnuté celky: Kondenzácia, Čpavkáreň, Koncové chladiče, Benzolka, Fenolka, Dechtové hospodárstvo a Čistiareň odpadových vôd.

Kondenzácia - jemná , hrubá :

Jemná kondenzácia, na chladenie koksárenského plynu , oddelenie dechtu a naftalénu z koksárenského plynu v primárnych chladičoch, na dočistenie plynu od zvyškov dechtu a na odsávanie a dopravu koksárenského plynu do plynových rozvodov kombinátu.

Hrubá kondenzácia , na oddelenie dechtu a hrubých nečistôt z fenol- čpavkovej vody a na spätné chladenie koksárenského plynu v predlohe koksárenských batérií a nadbytočné množstvo odchádza na spracovanie na Fenolku , Čpavkáreň a do Biologickej čističky odpadových vôd.

V objekte Čpavkáren sa vypiera čpavok z koksárenského plynu kyselinou sírovou v sýtičoch za vzniku síranu amónneho ako produktu. Do sýtičov sa súčasne privádza odohnaný čpavok zo surovej fenolovej vody.

Na Koncových chladičoch dochádza ku konečnému chladeniu koksárenského plynu pred jeho úpravou na Benzolke a ďalšou distribúciou do podnikovej siete. Benzolka slúži na zachytávanie benzolových uhl'ovodíkov z koksárenského plynu absorpciou pracím olejom. Vzniknutý nasýtený prací olej sa podrobuje destilácii s vodnou parou za vzniku surového benzolu.

Fenolka je určená na odfenolovanie vody Hilgen-Stockovým spôsobom. Odfenolovaná voda je odvádzaná na Čističku odpadných vôd. Chemická časť Koksovej produkcie produkuje koksárenský decht, síran amónny, benzol surový a technicky čistý koksárenský plyn. Časť dechtu sa realizuje na tuzemskom a zahraničnom trhu. Síran amónny sa používa ako dusíkaté hnojivo v poľnohospodárstve. Benzol surový je dôležitým výrobkom koksárenského priemyslu. Jeho ďalším spracovaním sa vyrába množstvo chemických výrobkov. Fenolát sodný sa ako surovina spracováva na fenoly, krezoly a xylenoly.

Technologická schéma procesu je znázornená v *Prílohe 6*.

Kondenzácie

Kondenzácia (hrubá, jemná) slúži na chladenie koksárenského plynu v predlohe koksárenskej batérie, na oddelenie dechtu od čpavkovej vody, na primárne chladenie KP, na dočistenie plynu od zvyškov dechtu a na odsávanie a dopravu KP do plynových rozvodov.

Hrubá kondenzácia

Popis technológie výroby

Súbor zariadení hrubá kondenzácia pri VKB1 – HK1 a VKB3 – HK3 zabezpečuje oddelenie dechtu od surovej čpavkovej vody na princípe sedimentácie. Decht poznáme v procese vysokoteplotnej karbonizácie uhlia dvojaký: a to koksárenský decht surový a decht preparovaný, vysedimentovaný od surovej fenolovej čpavkovej vody, ktoré sú zmesi dechtových olejov a smoly. Sú to tiež vysokoviskózne kvapaliny, farebné od tmavohnedej až po čiernu. Oddelená surová fenolová čpavková voda od dechtu je opäť dopravovaná na predlohu, kde sa skrúpa a ochladzuje koksárenský plyn. Druhotný produkt decht je dopravovaný na prevádzkový súbor Dechtové hospodárstvo. Prebytočná surová fenolová voda je odčerpávaná na prevádzkový súbor Fenolka, kde sa zbavuje čiastočne dechtových látok a fenolov. Odtiaľ sa dopravuje prečistená voda na odháňачe čpavku a po odohnaní na prevádzkový súbor ČOV.

Charakteristika surovín a výrobkov:

■ Surová fenolová čpavková voda:

S obsahom fenolov	0,8 – 1,5 g/l
S obsahom čpavku	2,5 – 3,5 g/l
Chloridy	1,5 – 2,0 g/l
Sírany	0,1 – 0,3 g/l
H ₂ S	0,2 – 0,3 g/l
CO ₂	max. 3,1 g/l

Kyanidy	0,15 – 0,2 g/l
Kyanovodík	max. 0,015 g/l
Thiokyanatany	0,2 – 0,4 g/l
pH	7 – 9,5

Obsah nečistôt:

Decht	max. 0,5 g/l
Pyridínové zásady	0,2 – 0,5 g/l
Naftalén	max 0,1 g/l
Teplota odchádzajúcej vody	do 75°C

■ *Koksárenský čiernouhoľný decht expedovaný:*

Na základe STN 658010 sa vyrába v dvoch kvalitách I a II

Parametre:	I	II
Obsah popola:	max.0,07 %	max.0,08 %
Obsah smoly 70°C(KS)	max.65 %	max.80 %
Obsah látok nerozpustných v toluéne	max. 15 %	max.15 %
Obsah kyslých súčastí	max. 1,0 %	max. 1,0 %
Hustota pri 20°C	1230 kg/m ³	1230 kg/m ³
Priemerný obsah vody v dodávke	max. 5 %	max. 5 %

Ďalšie vlastnosti:

Bod vzplanutia	96 – 120 °C
Bod horenia	110 °C
Výhrevnosť	36,01 MJ/kg
Bod vznietenia	580 °C

Jemná kondenzácia

Objekt jemnej kondenzácie a turbododsávačov slúži k vytvoreniu podtlaku v predlohe, odsávaniu koksárenského plynu z koksárenských batérii, ochladenie plynu a doprave plynu do rozvodu k spotrebiteľom. Pri ochladzovaní z koksárenského plynu sa oddelí jemný dechtový kondenzát, ktorý je prečerpaný na prevádzkový súbor Hrubá kondenzácia.

Popis technológie výroby

Surový koksárenský plyn z predlohy koksárenskej batérie je odsávaný turbodúchadlami. Tlak plynu je na vstupe regulovaný regulačnými klapkami. Odsávaný koksárenský plyn prechádza na primárne chladiče, ktoré slúžia na ochladenie koksárenského plynu z teploty 80 až 90°C, na teplotu 23 až 35°C, pri súčasnej kondenzácii dechtových, vodných a naftalenových pár, obsiahnutých v koksárenskom plyne. Ako chladiace médium používame úžitkovú chladiacu vodu, pretekajúcu cez

horizontálne trubky. Skondenzované vodné, dechtové a naftalenové pary z plynného priestoru primárnych chladičov odtekajú do spodnej časti chladiča, odkiaľ sa cez hermetizovaný hydraulický uzáver odčerpávajú do dvoch zberných nádrží jemnej kondenzácie. Primárne chladiče sa pravidelne preparujú, aby sa usadený kondenzát z trubiek a stien chladiča rozpustil a stiekol. Oteplená chladiaca voda sa ochladzuje na chladiacich vežiach. Ochladený koksárenský plyn sa privádza na elektrostatické odlučovače do spodnej časti. Prúdi do trubiek v ktorých sú napnuté drôty a napojené na jednosmerný prúd. V elektrostatickom poli, medzi trúbkou a drôtom sa čiastočky dechtu ionizujú, nadobudnú záporný náboj a takto sú priťahované k stenám trubiek, kde strácajú svoj náboj a klesajú do spodnej časti elektrostatického odlučovača a odkiaľ sa cez hermetizovaný hydraulický uzáver do zberných nádrží jemnej kondenzácie. Takto zbavený koksárenský plyn dechtu vystupuje z hornej časti odlučovača k odsávaniu turbodúchadlami. V turbodúchadlách dochádza ku kompresii plynu pri ktorom sa plyn zahrieva na teplotu 60 až 75°C a zároveň pôsobením odstredivých síl sa z plynu oddelí kondenzát. Zo stien kondenzát, zostatková časť dechtovej hmly, odteká cez hermetizovaný hydraulický uzáver späť do nádrží jemnej kondenzácie. Jemný dechtový kondenzát z hermetizovaných podzemných nádrží sa pomocou čerpadiel prečerpáva na hrubé kondenzácie a čiastočne do predlôh koksárenských batérií. Všetky olejové rozvody sú napojené na odvod do jemnej kondenzácie. Tlak plynu na výstupe z turbodúchadla dosahuje 25 – 30 kPa. Tlak plynu sa reguluje spätnou klapkou, prepojenie medzi vstupom a výstupom z turbodúchadla.

Zoznam produktov:

- Surový koksárenský plyn, s teplotou 60 až 75°C pri výstupe z turbodúchadla, s tlakom 20 – 30 kPa
- Plynový kondenzát a dechtová emulzia, s obsahom fenolov 900 – 1500 mg/l.

Charakteristika surovín, polotovarov a výrobkov

Surový koksárenský plyn – jedná sa o technický čistý koksárenský plyn, ktorý sa v celom toku spracovania na prevádzke mení čo do zloženia prímiesí. Tieto prímiesi sa postupne eliminujú, poprípade odstraňujú. Tak napr. čpavok sa zmení z obsahu 4-5 g/Nm³ na 0,15 – 0,2 g/Nm³.

Chemické zloženie surového koksárenského plynu:

H ₂	56 – 62 %
CH ₄	22- 24 %
CO	5 – 7 %
N ₂	3 - 8 %
CO ₂	1 - 3 %
C _n H _m	podľa zastúpenia komponentov (C ₂ H ₂ , C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , C ₃ , C ₄ , C ₅₋₈ .)

Prchavé zložky surového KP

Smolné látky	max. 0,02 g/Nm ³
Benzol	max. 40 g/Nm ³

NH ₄	4 – 5 g/Nm ³
H ₂ S	max. 5 g/Nm ³
Naftalen	1 – 3 g/Nm ³

Plynový kondenzát a dechtová emulzia:

Kyanidy	900 – 1500 mg/l
Čpavky	5 – 10 mg/l
Decht	cca 500 mg/l

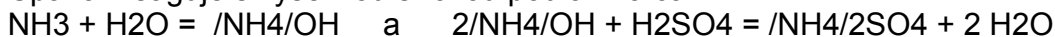
Čpavkáreň

Prevádzkový súbor čpavkáreň slúži na vypieranie čpavku z koksárenského plynu pomocou kyseliny sírovej za vzniku síranu amonného, zároveň na danom prevádzkovom súbore v odháňачoch čpavku sa odstraňuje pomocou pary čpavok z fenol čpavkovej vody, ktorá sa ďalej expeduje do biologickej čističky odpadových vôd.

Popis technológie výroby*Výroba síranu amónneho*

Koksárenský plyn prechádza sústavou turbodosačov a je vhaňaný do sytičov. V parných predohrievачoch sa predohrieva na teplotu 55 až 60 °C . Pred sytičom je obohatený čpavkovými parami z odháňачov čpavku. Tento plyn prebubláva kyslým roztokom /5%kyseliny sírovej/ so zárodkami kryštálikov v sytiči.

Čpavok reaguje s kyselinou sírovou podľa vzorca :



Zo sytičov odchádza plyn cez odlučovač kvapiek a je vedený do koncových chladičov.

Teplota plynu, ktorý prebubláva cez roztok má vplyv na zrnitosť vyrobeného síranu amónneho, t.j. aj na jeho kvalitu. Čím je teplota nižšia, tým väčšia je jeho zrnitosť. Nepriaznivý vplyv na zrnitosť má tiež koncentrácia roztoku a prítomnosť organických nečistôt. Pridávaná kyselina sírová obsahuje vodu, ďalšia voda prichádza s parami čpavku z odháňачa čpavku a z občasného preplachovania niektorých častí sytiča teplou vodou. Prebytočné množstvo vody zo sytiča vyteká cez prepád do veľkého hrnca odkiaľ cez prepád do lúhovej jímky.

Sytičom, ktorý je naplnený roztokom s kyselinou sírovou /4-6%/ prebubláva zmes koksárenského plynu a čpavku z odháňачov cez osem ponorných rúr, aby styk plynu s roztokom bol čo najintenzívnejší, plyn prechádza radom výrezov na konci ponorných rúr, tým prúd plynu je rovnomerne rozdelený a kontakt je takto dokonalejší. Plyn zo sytiča je odvedený centrálnym hrdlom do odlučovača kvapiek a následne do koncových chladičov. Pri prebublávaní plynu a následne pri reakcii s kyselinou sírovou čpavok sa viaže v kúpeli na kyselinu tak dlho, kým roztok nie je nasýtený. V tomto okamihu sa zo zárodkov začínajú tvoriť kryštálky síranu amónneho, ktoré sú na začiatku drobné. Nakoľko tieto kryštálky majú snahu klesať na dno sytiča, kde by už nerástli, prevádza sa premiešanie a vírenie kúpeľa pomocou tlakového vzduchu 0,4 – 0,6 MPa.

Kryštálky sa udržiavajú určitý čas vo vznose. Rastú tak dlho, až vplyvom zvýšenej veľkosti sa ľahšie odčerpávajú do zadusťovača síranovej kaše. Táto síranová kaša má

pomer fázy tekutej ku pevnej 3:1. Síranová kaša je plynule dávkovaná do kontinuálnej odstredivky, kde sa v priebehu odstreďovania kryštály síranu zbavia matečného roztoku, za súčasného preplachovania vodou, za účelom zbavenia kyseliny sírovej. Matečný roztok odteká do veľkého hrnca sytiča. Kryštálky sú pomocou odstredivej sily vymršťované na vnútorný plášť sitového bubna a pomocou pohyblivého piestu na kraj bubna, odkiaľ prepadávajú z odstredivky na dopravníkový pás, ktorý ho dopravuje do skladu síranu amónneho.

Technológia odháňáčov čpavku

Odháňáč čpavku slúži k získaniu čpavkových par, ktoré následne sa zmiešajú s KP pred sytičom, z čiastočne oddechtovanej čpavkovej vody. Takto oddechtovaná voda, prichádzajúca z prevádzkového súboru Fenolka sa predohrieva vo výmenníkoch, kde sa používa teplo z odohnanej čpavkovej vody. Ohriata voda z výmenníkov sa pridáva do hornej časti odháňáča čpavku, rozlieva sa po vyvarovacom dne a steká na nižšie dno až stečie do spodnej časti odháňáča. Zo spodnej časti odteká samovoľne cez trubky výmenníka do potrubia surovej fenol čpavkovej vody. Voľný čpavok sa vyvaruje z čpavkovej vody parou o tlaku 0,3 MPa. Para sa pridáva pod spodné vyvarovacie dno. Para preparuje stekajúcu vodu. Je stále bohatšia čpavkom, až konečne odchádza hlavou odháňáča potrubím, ústiacim do potrubia plynu pred sytičom.

Teplota výparov na hlave odháňáča sa pohybuje v rozmedzí od 100 do 110 °C. Pevne viazaný čpavok sa odstraňuje pomocou hydroxidu sodného (NaOH), ktorý sa pridáva do hornej časti odháňáča. Tieto čpavkové pary sa následne zmiešajú s KP a vchádzajú do sytiča, kde za prítomnosti matečného roztoku v ktorom je určité množstvo H_2SO_4 sa vytvárajú kryštálky síranu amonného.

Zoznam produktov

Odčpavkovaný koksárenský plyn

Obsah čpavku v plyne

max.0,02g/Nm³

Teplota plynu

60 - 75°C

Odčpavkovaná fenolová čpavková voda

S obsahom čpavku

max.150 – 250mg/l

Fenolu

max.800-1500mg/l

Síran amónny – $(NH_4)_2SO_4$

Zoznam surovín

- kyselina sírová – H_2SO_4
- hydroxid sodný - NaOH

Charakteristika surovín , polotovarov a výrobkov

Koksárenský plyn – jeho zloženie sa mení veľmi málo. Jedná sa o technický čistý KP , ktorý sa v celom toku spracovania na prevádzke mení čo do zloženia a meria sa na výstupe v hlavnom rade a zaznamenáva sa v budove vedenia prevádzky Chémia.

Parametre sú orientačné závislé na samotnej výrobe KP ako produktu karbonizačného cyklu.

Zloženie KP

■ *Koksárenský plyn má nasledujúce parametre:*

H ₂	56 – 62 %
CH ₄	23 - 28 %
CO	6 – 8%
N ₂	3 – 8%
CO ₂	1 – 4%
O ₂	0,4 – 0,8%
C _n H _m	2 – 5%
Teplota vznietenia	110°C
Teplota vzplanutia	510°C
Max. tlak plynu	2 500 mm H ₂ O

■ *Odčpavkovaná fenolová voda (FČV)*

Obsah fenolov	max. 1500mg/l
Kyanidov	max. 20 mg/l
Čpavku	150 – 250 mg/l
pH	7 – 9

■ *Síran amónny*

Obsah amonného dusíka v sírane	min. 20,3%
Obsah vlhkosti	max. 1,5%
Obsah voľnej H ₂ SO ₄	max. 0,2%

Dechtové hospodárstvo

Základnou úlohou prevádzkového súboru dechtové Hospodárstvo je odvodnenie, skladovanie, nakládka a expedícia čiernouhoľného koksárenského surového dechtu. Čpavková voda oddelená z dechtu v emulzných nádržiach je dopravovaná čerpadlami, umiestnenými v čerpadlovni skladu dechtu I potrubím na Hrubú kondenzáciu č. 3. Decht sa pomocou potrubných rozvodov a nakladacej stanice nakladá do pristavených cisternových nákladných vagónov pre odberateľa.

Popis technológie výroby

Skladovanie dechtu

Pre skladovanie dechtu sa používa technologické zariadenie, pozostávajúce z jednotlivých zásobníkov dechtu v sklade dechtu č. 1 a 2 , potrubia dopravujúceho decht, z príslušenstva zásobníkov a čerpadlovne, nakladacia rampa a ochranná vaňa nakládky dechtu na koľaji č.206.

Dechtové hospodárstvo slúži na spracovanie dechtu pri optimálnej teplote 70-80°C s cieľom znížiť obsah vody v dechte pod 5%, resp. podľa požiadaviek odberateľov dechtu.

Vyhrievanie dechtu

Vyhrievanie dechtu sa vykonáva vo všetkých zásobníkoch pomocou vykurovacej armatúry a rozvodu pary do vykurovacích telies, umiestnených v jednotlivých

zásobníkoch dechtu. Optimálna teplota pre získanie kvalitného dechtu s min. obsahom vody je v rozsahu 70-80°C. Pre dosiahnutie tejto teploty je potrebné sledovať a regulovať teplotu v jednotlivých zásobníkoch. Vykurovacie telesá sú umiestnené v spodnej časti zásobníkov a teplota je regulovaná pomocou uzatváracích armatúr na rozvode pary. Pri nižších teplotách sa spustí vykurovanie a pri vysokých teplotách sa vykurovanie odstaví z prevádzky ručne privretím armatúry.

Ustálenie dechtu a oddelenie vody

Pri dodržaní predpísanej skladovacej teploty dechtu 70-80°C sa na hladine začne odlučovať čpavková voda. Zásobník, ktorý je naplnený dechtom a má optimálnu teplotu, necháme bez ďalšej manipulácie odstavený, okrem pravidelnej kontroly pomocou spúšťacích ventilov dechtu v zásobníku.

Potom prikróčíme ku kontrole oddeľovania vody pomocou spúšťacích kohútov. Pri zistení usadenia čpavkovej vody vytvorením tzv. medzivrstiev, túto vodu necháme vytiecť zo zásobníkov cez príslušný kohút do nádrže pod čerpadlovňou, odkiaľ sa čerpadlom z čerpadlovne prečerpá čpavkovým potrubím na HK č. 3.

Prečerpávanie dechtu

Decht privádzaný z prevádzky Chémia je najprv uskladnený v emulzných zásobníkoch 2A, 2B, tu je čiastočne odvodnený a zohriaty na stanovenú teplotu 70-80°C. Po naplnení zásobníka 2A alebo 2B je decht prečerpávaný do väčších skladovacích zásobníkov 1A, 1B, 1C, kde je udržiavaná teplota 70-80°C, neustále prebieha kontrola oddeľovania vody od dechtu a samotné oddeľovanie čpavkovej vody pomocou spúšťacích kohútov.

Cirkulácia dechtu

Pri nedostatočnom odvodnení dechtu a pri nedostatočnom vykurovaní je potrebné zabezpečiť cirkuláciu dechtu.

Cirkulácia dechtu je vykonávaná podobne ako pri prečerpávaní dechtu, trasu nastavíme tak, že ručné ventily otvoríme pod zásobníkom aj pre rozvod dechtu do toho istého zásobníka. Týmto spôsobom zabránime usadeniu nerozpustných látok na dne zásobníka a zaneseniu vykurovacích telies a zníženiu tepelného výkonu vykurovacieho telesa. Decht je týmto spôsobom premiešaný.

Nakládka dechtu

Pristavovanie cisterny na koľaj č. 206 nad ochrannou vaňou zabezpečujú pracovníci technologickej obsluhy, dôsledne oboznámení a preskúšaní zo znalostí PBTP pre prácu a zaobchádzanie s cisternami. Po pristavení cisterny na koľaj č. 206 nad ochrannú vaňu technologická obsluha nastaví potrubnú trasu od zásobníkov dechtu č. I. alebo č. II. cez odstredivé čerpadlá na expedíciu do cisterny. Obsluha zabezpečí cisternu proti posunutiu kovovou zárážkou, prekontroluje uzatvorenie armatúr po bokoch cisterny, vyjde po schodoch na nakladaciu rampu dechtu, sklopí mostík na cisternu a vstúpi na mostík. Skontroluje uzatvorenie vertikálneho posúvača na cisterne, a otvorí poklop na cisterne. Nastaví hydraulické rameno na cisternu a spustí ho na plnenie cisterny. Pri spustení kužeľ plniaceho ramena dosadne na cisternový otvor a iba tak sa môže zapnúť čerpadlo na plnenie. V kuželi je zabudovaná snímacia rúrka, ktorá pri kontakte s hladinou dechtu - zmene pneumatického tlaku vypne čerpadlo plnenia. Po

naplnení - automatickom vypnutí plnenia automatickým zariadením, odsunie hydraulické nakladacie rameno a uzatvorí cisternu. Po naplnení cisterny, ju odsunieme lanovlekom a nad nakladaciu plošinu pristavíme ďalšiu cisternu. Tento úkon sa opakuje až po naplnení všetkých pristavených cisterien.

Po expedícii sa trasa preparí a zistí sa, či nie sú nejaké netesnosti.

Pred každou manipuláciou s cisternami na koľaji č. 206 obsluha zapne červené "Stop" svetlo nad príslušnou koľajou.

Po naplnení cisterien obsluha odstavi zariadenie, zavolá vzorkára na t. č. 33259.

Po zistení obsahu vody v cisterne, obsahu nerozpustných látok v touléne a cisternu zablombuje a expeduje. Cisterna sa blombuje na dvoch vypúšťacích ručných posúvačoch na plniacom otvore hore a na vertikálnom posúvači. Čas potrebný na naplnenie 1 cisterny o hmotnosti 50 t pri požadovaných parametroch je 40 min.

Skladanie nekvalitných produktov

Po naložení cisterny dechtom a obdržaní výsledkov z laboratória, kedy obsah v cisterne nezodpovedá požadovanej kvalite, ktorú požaduje odberateľ, tento decht musí byť spustený do zásobníkov dechtu. Obsluha pristaví cisternu na spúšťací stav na koľaji č.206, odoberie zátku z výpuste na cisterne a zaskrutkuje medzikus, ktorý skrutkami spojí kovovou hadicou so saním na elektrickom čerpadle. Trasu preparí a na vrchu cisterny otvorí poklop na vertikálnom posúvači. Otvorí horizontálny posúvač na cisterne a zapne čerpadlo. Po vyprázdnení celej cisterny uzatvorí vertikálny posúvač a poklop na cisterne, uzatvorí horizontálny posúvač, vypne čerpadlo a trasu preparí do zásobníkov dechtu. Po preparení odpojí sacie potrubie od cisterny a zaskrutkuje zátku na cisterne. Prázdnu cisternu pristaví na ďalšiu nákladku dechtom.

Váženie cisterien

Po naložení cisterien dechtom, zistení obsahu vody a nerozpustných látok v touléne pristupuje expedient dechtu k váženiu cisterien. Váženie cisterien je prevádzkané na koľajovej váhe, umiestnenej na koľaji č.206. Pred vážení cisterny obsluha odistí lanovlek kľúčom v spínacej skrinke, a tým sa zapne výstražné svetlo "Stop". Pomocou lanovleku sa pristaví cisterna na koľajovú váhu. Keď je cisterna pristavená na váhe, vypne sa lanovlek a cisternu s dechtom odvážime. Po odvážení zapneme lanovlek a pristavíme ďalšiu cisternu. Po ukončení váženia vypne výstražné svetlo "Stop" a zaistíme lanovlek vypnutím spínacej skrinky. Vážanky odovzdáme s dokladmi rannému expedientovi DH.

Expedícia

Strojník DH podľa dispozície svojho nadriadeného prevádza vypisovanie potrebných dokladov na expedíciu dechtu /ložných a nákladných listov/, zapisovanie naložených cisterien do prevádzkovej knihy, váženie cisterien na koľajovej váhe, výpočet váhy dechtu v jednotlivých cisternách, odhlasovanie zvážených cisterien a ich následná expedícia.

Zoznam produktov:

- Koksárenský čiernouhoľný decht surový

Obsah vody v dodávke

max. 5%

- Surová fenolčpavková voda

Obsah fenolov	max.2500 mg/l
Obsah čpavku	2500 – 3500mg/l

Ďalšie vlastnosti koksárenského čiernouhoľného dechtu sú:

- bod vzplanutia	96 – 120°C
- bod horenia	110°C
- výhrevnosť	36,01MJ/kg
- bod vznietenia	580°C

Surová fenolčpavková voda:

- obsah fenolov	max. 2500mg/l
- obsah čpavku	2500 – 3000mg/l
- chloridy	1500 – 2000 mg/l
- sirany	100 – 300 mg/l
- H ₂ S	200 – 300 mg/l
- kyanidy	150 – 200 mg/l
- thiokyanatany	200 – 400 mg/l
- pyridínové zásady	200 – 500 mg/l
- pH	7 – 9,5
- decht	max. 500 mg/l

Benzolka

V tomto prevádzkovom súbore sa ochladený KP z koncových chladičov protiprúdne splachuje pracím olejom v benzolovej pračke, pričom nastáva proces absorpcie benzolu z koksárenského plynu. Nasýtený prací olej sa ďalej spracováva na úseku prevádzkového súboru benzolky – destilácia. Prečerpáva sa cez výmenníky tepla nad deliacimi fľašami benzolu. Takto predohriaty prací olej sa vedie cez výmenníky tepla nad deliacimi fľašami benzolu a parné ohrievače, kde sa ohreje na požadovanú teplotu. Takto predohriaty nasýtený prací olej sa nastrekuje cez hlavu destilačnej kolóny. Vznikajúci destilačný zbytok – odohnaný prací olej, je vedený do wolfových výmenníkov tepla, kde odovzdáva teplo nasýtenému praciemu oleju a ďalej do wolfových chladičov, kde sa schladí na konečnú teplotu. Z destilačnej kolóny sa vedú benzolové pary, do vodných chladičov, výmenníky tepla stekajú do deliacich fliaš benzolu, kde sa oddelí benzol od vody. Časť surového benzolu reflux sa vstrekuje na hlavu kolóny kvôli zvýšeniu výťažnosti benzolu. Benzol ako aj odohnaný a nasýtený prací olej sa skladuje v manipulačných nádržiach a skladovacích zásobníkoch. Opotrebovaný prací olej sa regeneruje v regeneračnej kolóne pracieho oleja a následne sa opäť použije v procese absorpcie benzolu s pracím olejom z koksárenského plynu. Vyčistený koksárenský plyn ešte pred prerozdelením na dve etapy prechádza cez odlučovač benzolových kvapiek. Koksárenský plyn sa rozdeľuje na dve etapy a je vedený do hlavného rozvodu koksárenského plynu.

Popis technológie výroby

KP s teplotou 25-29°C z inštalácie KCH sa vedie dvoma prúdmi do novej inštalácie absorpcie benzolu z KP. Pred pripojením do BP sa prúdy spoja kolektorom. Absorpcia benzolu sa vykoná v novej BP pomocou pracieho oleja, ktorého teplota je o 1 - 3 °C

vyššia ako teplota KP. BP obsahuje vysoko účinnú výplň z paketov ťahaných sieťok, rozmiestnených na 4 políčkach. Nad jednotlivými vrstvami výplne sú umiestnené deliace priečky s komínmi, ktoré zaisťujú optimálne parametre prietoku KP a PO sa dodáva pomocou existujúcich čerpadiel z inštalácie benzolky a jej destilácie priamo na vrch BP – pod sušiacu vrstvu.

NPO preteká do zbernej časti BP, odkiaľ čerpadlami sa neprerušovaným spôsobom odvádza do inštalácie benzolky a jej destilácie. Na plynovom potrubí za BP je inštalovaný separátor, za účelom zníženia strát PO. Nasýtený prací olej, oddelený v separatore sa vracia do zbernej časti BP. Očistený KP sa po opustení BP rozdeľuje na dva prúdy, pričom smeruje do plynového systému HR DZ Koksovne. NPO z absorpcie sa čerpá cez výmenníky tepla nad deliacimi fľašami benzolu. Predohriaty PO sa vedie cez výmenníky tepla a parné ohrievače, kde sa ohreje na teplotu 140 - 180°C a je nasťrekovaný do destilačnej kolóny, kde pri teplote ostrej pary expandujú ľahšie podiely a rektifikujú sa v hornej časti kolóny. Neodparený zbytok oleja preteká z prekážky na prekážku do spodnej časti kolóny, kde účinkom teploty a pary púšťanej do spodnej časti kolóny dochádza k desorbci benzolu z oleja. Ako destilačný zbytok odchádza z destilačnej kolóny OPO, ktorý sa chladí vo výmenníkoch tepla, kde odovzdáva teplo NPO a vodným chladičom. Skladuje sa v nádržiach na OPO, pričom sa prečerpáva opäť na benzolovú absorpciu. Časť benzolu sa nasťrekuje na hlavu destilačnej kolóny ako surový benzol – reflux, na zvýšenie výťažnosti benzolu pri benzolovej absorpcii.

Z hlavovej časti destilačnej kolóny odchádza BS a jeho pary, pričom sa chladia vo výmenníkoch tepla a vodných chladičoch. Potom stekajú do deliacich fliaš benzolu, kde sa kondenzát rozdelí na vodu a surový benzol. Získaný oddelený benzol sa odčerpáva do skladovacích nádrží surového benzolu a následne sa expeduje železničnými cisternami. PO znehodnotený vyššími polymérmi sa čiastočne regeneruje v regeneratore PO oddestilovaním ľahkých podielov účinkom zvýšenej teploty pri použití priamej pary. Tieto pary sa vedú späť do DK ťažké podiely sa nakladajú do dechtu alebo zmesného oleja. Benzol i smola ako produkty benzolky sa nakladajú pomocou nakladacej rampy do cisternových vagónov.

Zoznam produktov

Surový benzol je číra kvapalina, zafarbená olejom, charakteristického zápachu. Je horľavá kvapalina I. triedy nebezpečnosti. Z hľadiska chemického je to zmes uhlíkovodíkov aromatického charakteru nestálego zloženia. Má schopnosť rozpúšťať tuky.

Benzol surový

chemická charakteristika :	dechtový olej
molekulárna hmotnosť:	140 – 145 g/mol
obsah benzén (a) pyrén:	10ppm=10 ⁻⁵ %
destilačná krivka pri začiatku destilácie max. 80°C	
1.) do 175°C predestiluje	cca 90% objemu
2.) do 200°C predestiluje	cca 92 % objemu
Bod varu	80,1 - 200°C
Relatívna hustota k vode	800 – 900 kg/m ³
Relatívna hustota k vzduchu	cca 2 700 kg/m ³

Bod vzplanutia	- 11°C
Medza výbušnosti	1,4 – 8,0% obj.
Tlak nasýtených pár pri 20°C	10,1kPa
Teplota vzplanutia	cca 562°C
Skupina výbušnosti	sk. B a J
Teplotná trieda	III
Obsah benzénu v benzole	min. 63%

Výpary benzolu:

Za určitých podmienok sa môže benzol uvoľniť z nasýteného pracieho oleja. Benzol pri odparovaní tvorí explozívne zmesi so vzduchom, ktoré sa udržiujú pri zemi, zhromažďujú sa v kanáloch.

Surový koksárenský plyn na vstupe do benzolovej pračky:

V havarijných prípadoch môže koksárenský plyn predstavovať riziko požiaru, výbuchu ako aj toxické ohrozenie.

Koksárenský plyn má nasledujúce parametre:

Teplota vznietenia	110°C
Teplota vzplanutia	510°C
Skupina výbušnosti	T4, T5
Spodná hranica výbuchu	5%
Horná hranica výbuchu	33%
Skupina explozívnosti	IIB
Hustota vzhľadom na vzduch	0,4 – 0,5
Max. tlak plynu	2 500 mm H ₂ O

Čistiareň odpadových vôd

Hlavný technologický proces, pozostáva z týchto prevádzkových častí:

- predčistenie SFČV,
- homogenizácia,
- biologické čistenie,
- kalové hospodárstvo.

Popis technológie výroby

Používanou metódou pri biologickom čistení je aktivácia odpadových vôd. Tieto sa zmiešavajú a aktivovaným kalom sa prevzdušňujú. Aktivovaný kal sa získava kontinuálnou kultiváciou zmesnej kultúry mikroorganizmov v nesterilných podmienkach.

Predčistenie SFČV:

Predstupeň, alebo predčistenie sa robí na prevádzkovom súbore Fenolka a Čpavkáreň. SFČV z HK č.1 – 3 privádza sa potrubím do zásobníkov 28a.b. na prevádzkovom súbore Fenolka, kde SFČV sa zbaví mechanických nečistôt a dechtových látok usadením, potom je čerpaná cez pieskové filtre. V prevádzke sú 2 filtre a 2 filtre sa regenerujú každý týždeň. Po prefiltrovaní sa čerpe SFČV na odháňače čpavku, kde na potrebné množstvo vody sa pridáva ohriata para, ktorá sa fúka do päty odháňača. Pridávaním hydroxidu sodného do odháňača sa štiepia zlúčeniny amoniaku. Čpavkové výpary a kondenzát sú odvádzané do kúpeľa sytiča na ďalšie spracovanie. Takto upravená FČV je dopravovaná potrubím po potrubnom moste do deličiek D1,2 na homogenizáciu, z ktorých sa FČV dopravuje na chladenie do chladičov, pri OCHV. V letnom období voda preteká cez dochladzovač, kde sa reguluje výstupná teplota vody. Takto upravená FČV sa dopravuje potrubím po potrubnom moste do samotných HN BČOV DZ Koksovne.

Homogenizácia

Ochladená a upravená voda sa čerpá potrubím do zásobníkov homogenizačných nádrží. V týchto nádržiach sa voda uskladňuje a homogenizuje po dobu 15 hodín, predtým ako sa spracuje v čistiarenskej linke. Do jednej nádrže priteká odpadová voda, prítok sa rovná odtoku z nádrže a druhá nádrž je stále ako prípadná rezerva pre mimoriadny stav. V každej nádrži je napojený stierač, ktorý z hladiny vody v zásobníku v časových intervaloch stiera zostatkový olej a decht, do koncentrácie 10mg/l. Ten sa odčerpáva do zbernej nádrže dechtu a oleja, kde je udržiavaný v tekutom stave ohrievaním vykurovacím hadom. Pri naplnení nádrže sa odčerpáva s cisternovým autom a prečerpáva sa do zásobníkov vo fenolovej jame. Pri homogenizačných nádržiach sa nachádza agregát havarijného prúdu v prípade výpadku z hlavnej siete – náhradný havarijný zdroj.

Biologické čistenie

Biologické čistenie odpadových FČV je hlavnou časťou pri úprave FČV. Je riešená ako sústava dvoch samostatných čistiarenských liniek, do ktorých vteká predčistená, prefiltrovaná po dochladení v dochladzovači a v chladičoch. Takúto FČV čerpáme do homogenizačných zásobníkov HN –B1A/B 1B. po kvalitatívnom analytickom rozbere na vstupe do liniek je možné takúto FČV ešte homogenizovať a upraviť jej vstupné kvalitatívne parametre, poprípade zmeniť proces čistenia odpadovej FČV. Po zistení vhodnej vstupnej kvality FČV sa môže prejsť na samostatné čistenie odpadovej FČV.

Každá linka má dávkovaciu, denitrifikačnú, oživovaciu nádrž a dosadzovaciu nádrž s reťazovým vyhrabávačom kalu – prvotné zahustenie kalu a po vyhrabaní zahusteného kalu do nádrže zahusťovača kalu – sekundárne zahustenie. Vodu privádzame do neutralizačnej nádrže, kde sa zaznamenáva kvalita a kvantita vody v krátkych intervaloch. Pritekajúca voda sa v neutralizačnej nádrži zmieša po pridaní dávkovacích chemikálií. Množstvo každej chemikálie, jedná sa o NaOH, FeSO₄, H₃PO₄ pridávame na základe rozboru kvality FČV na vstupe do liniek ČOV. Tu sa nastavuje pre mikroorganizmy optimálna hodnota pH prostredia SFČV pomocou hydroxidu sodného (20-22%), Súčasne sa pridávaním síranu železnatého viažu toxické látky, ako H₂S, KCN. Fosfor pridávame do FČV na vstupe do liniek BČOV DZ Koksovňa, ktorý je potrebný na výživu a rast mikroorganizmov. Na premiešanie chemikálií sú

v neutralizačnej nádrži zabudované miešadla. Z neutralizačnej nádrže voda voľne odteká do denitrifikačnej nádrže. Tu prebieha za anaeróbných podmienok denitrifikačné štiepenie dusičnanov a dusitanov, ktoré sa za pomoci mikroorganizmov redukujú až na elementárny dusík. S využitím voľného prietoku prechádza voda z denitrifikačných do aktivačných nádrží, kde prebieha mikrobakteriálny rozklad uhlíka, ako aj oxidácia amoniaku na dusičnany a dusitany. Potrebný kyslík pre rast a existenciu mikroorganizmov je privádzaný stlačeným vzduchom. Množstvo vzduchu, ktoré je potrebné priviesť do jednotlivých nádrží, sa reguluje automaticky v závislosti na obsahu kyslíka vo vode meracími a usmerňovacími zariadeniami namontovanými v obidvoch nádržiach pootvorením ventilov na kompresoroch. Dostatočné prečerpávanie a cirkulácia je regulovaná vháňaním stlačeného vzduchu kompresormi dopomáhaným premiešavaním recirkuláciou pomocou fixne ukotvených miešadiel. Z aktivačnej nádrže je čerpaný biologický a chemický kal do sedimentačných nádrží. Druhý prúd kalu sa prečerpáva späť do denitrifikačnej nádrže. Táto recirkulácia slúži aj na riedenie privádzajúcej SFČV.

Kalové hospodárstvo

Z aktivačnej nádrže je vedený prúd kalu do primárnych kontinuálnych SN. Avšak do SN sa pridáva flokulačný prostriedok na zhlukovanie vrstiev kalu a vločky kalu sa takýmto spôsobom oddeľujú od vyčistenej odpadovej vody. Zhluky usadeného kalu na dne sa stieračom kalu stierajú pri dne do kalového priestoru. Vyčistená voda prepadáva cez zubkovanú prepádovú hranu do žľabu pre vyčistenú vodu a odteká do šachty. Časť kalu sa potom čerpadlami odčerpáva z kalového priestoru späť do biologickej časti, a to do DN a vzniknutý prebytočný kal dopravujeme do ZK. ZK – sekundárne usadzovanie s mechanickým miešadlom slúži na gravitačné odvodnenie. Takto odvodnený kal čerpáme cez nádrž zahusteného kalu do uhoľnej vsádzky na dopravný pas pred uhoľnou vežou. Vznikajúca kalová voda prepadáva cez okrajové časti zo ZK samospádom späť do denitrifikačnej nádrže na jej opätovné prečistenie.

Zoznam produktov a surovín

Zloženie fenolovej vody pred biologickou čističkou.

Nerozpustné látky	max. 250mg/l
Dusík organický viazaný	max. 350mg/l
Kyanid celkový	max. 20mg/l
CHSK _{Cr}	max. 4 000mg/l
BSK ₅	max. 2 000mg/l
N-NH ₄	max. 200mg/l
NH ₃ celkový	max. 250mg/l
NH ₃ viazaný	max. 200mg/l
NH ₃ voľný	max. 50mg/l
Teplota	25 - 35°C
PH	8,0 – 9,0
Kyselina fosforečná –H ₃ PO ₄	
Koncentrácia v neriedenom stave	80 – 85%
Minimálny obsah P	31,6% (100%H ₃ PO ₄)

Síran železnatý – $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

Mechanické nečistoty	menej ako 2%
Špecifická hmotnosť	$1,8 \text{ g} \cdot \text{cm}^{-3}$

Hydroxid sodný

Koncentrácia NaOH	je v neriedenom stave 20 – 22%
Hustota	$1\,487 - 1\,502 \text{ kg/m}^3$
Celková alkalita NaOH	min 46 – 47,5% pri nariedení na 19 – 22%
Uhličitan sodný	min. 0,5 – 0,6%
Chlorid sodný	min. 0,014%
Celkový obsah $\text{Fe}(\text{Fe}^{3+})$	0,002%

Odpeňovač

CHSK _{Cr}	$2\,254 \text{ mgO}_2/\text{g}$
BSK ₅	$76 \text{ mgO}_2/\text{g}$

Flokulačný prostriedok

- slúži na zvýšenie intenzity a veľkosti tvorby vložiek produkovaného kalu
- používa sa na zahustenie kalu v DN, SN obidvoch liniach a v zahusťovači kalu upravuje sa na koncentráciu 0,05 – 0,5% v závislosti na stanovenej spotrebe a dávkovacími čerpadlami dávkuje do prítoku usadzovacích nádrží a zahusťovača kalu. Stabilita práškoveho produktu je 24 mesiacov. Doba rozpúšťania je 60 min. pri stabilite roztoku 1 deň. Pri kontakte s hladinou vody sa povrch stáva veľmi klzký. Obvyklá koncentrácia pracovného roztoku polyméru je 5g/l. Je hygroskopický a skladovať ho je potrebné pri teplote 0 až 35 °C.

Kal a jeho produkcia:

Delí sa na:

- biologický
- chemický
- vratný
- zvyšný

očakávané množstvo kalu a jeho koncentrácia, ktorá sa vytvorí po zahutnení $1 \text{ m}^3/\text{h}$

Zahutnenie cca 5% suchej substancie

Produkcia zvyšného kalu o chemickom zložení biomasy:

Biomasa	10 - 0021%
Lipidy	2 – 17%
Ceulóza	0,6 – 9,8%
Humusové kyseliny	8 – 10%

N celkový	1 – 4%
P celkový	0,7 – 1,2%
SiO ₂	27 – 28%
Fe ₂ O ₃	5 – 8%
Al ₂ O ₃	3 – 5%
CaO	5 – 13%
C	45%
N	8%
P	2,5%
S	1%

9 VARIANTY NAVRHOVANEJ ČINNOSTI

9.1 Odsírenie koksárenského plynu amoniakálnym spôsobom

9.1.1Všeobecne

Odsírenie koksárenského plynu amoniakálnym spôsobom je tzv. rovnovážnym spôsobom odsírenia. Na vlastne odsírenie plynu a regeneráciu vypieracích roztokov nadväzuje spracovanie kyslých plynov, ktoré sú medziproduktom pri regenerácii vypieracích roztokov. Kyslé plyny možno spracovať buď modifikovanou Clausovou metódou na kvapálnu síru, ktorá sa ako kvapálny produkt expeduje, alebo mokrou katalýzou na kyselinu sírovú.

V prípade koksove U.S. Steel Košice, s.r.o. je navrhovaná technológia amoniakálneho spôsobu odsírenia, tzn. v koksovni bude zrušená čpavkáreň, ktorá by využívala získanú kyselinu sírovú. Výhodnejšia je teda aplikácia modifikovanej výroby síry Clausovým spôsobom, pri ktorej vzniká predajná síra vysokej čistoty.

Kyslé plyny, tzn. (destilačné pary) obsahujú okrem zložky absorbovanej z koksárenského plynu v práčkach značný podiel vodných pár. Preto pre ich ďalšie spracovanie je dôležité ich ochladenie a skondenzovanie maximálneho podielu vodných pár.

Pri modifikovanej výrobe síry sa účelne katalyticky štiepi v kyslých plynch obsiahnutý amoniak, kyanovodík a organické zlúčeniny pri vzniku vodíka a dusíka, respektíve oxidu uhličitého. Odpadové plyny sa recirkulujú do surového koksárenského plynu pred primárne chladiče.

Vzhľadom k tomu, že ide o spôsob spoločného vypierania H₂S a NH₃, obsahujú kyslé plyny popri H₂S amoniak, kyanovodík, prípadne organické zlúčeniny, je použitý spomínaný modifikovaný Clausov spôsob, pri ktorom sa pred vlastnou premenou H₂S na síru odstránia ostatné „rušivé“ zložky katalytickým štiepením pri vysokej teplote.

Pre technológiu odsírenia amoniakálnym spôsobom, ktorý je rovnovážnym fyzikálno-chemickým procesom, je dôležité ochladenie plynu na teplotu cca 25°C a zabezpečenie tejto teploty v celom zariadení, tzn. optimálnym chladením vypieracích roztokov na vstupe do práčiek i na stupňoch. Nové nepriame koncové chladiče splachované kondenzátom s prídavkom pracieho oleja môžu požadovanú teplotu zabezpečiť, viac-menej ich účinné chladenie vyžaduje rovnako ochladenie plynu

v primárnych chladičoch, splachovaných dechtovým kondenzátom, na teplotu maximálne 25°C. Splnenie tejto podmienky vyžaduje dostatočné množstvo obežnej chladiacej vody s teplotou do cca 23°C, tzn. rekonštrukciu existujúcich chladiacich veží, prípadne ich rozšírenie.

Pre zabezpečenie účinného elektrostatického odlučovania dechtovej hmly je nevyhnutná revízia existujúcich elektrostatických odlučovačov a v prípade potreby ich inovácia, prípadne rekonštrukcia.

Na druhej strane pri výstavbe odsírenia amoniakálnym spôsobom bude zrušená existujúca čpavkáreň s výrobou síranu amónneho vrátane skladu kyseliny sírovej a budú usporené náklady na náročnú rekonštrukciu a opravy príslušných zariadení.

Technológiu odsírenia koksárenského plynu amoniakálnym spôsobom rozpracovala predovšetkým nemecká firma STILL OTTO. (Poznámka: Táto firma v súčasnej dobe neexistuje už ako samostatná, vzhľadom k postupnému spojovaniu s firmami DIDIER a KOPPERS.)

Basic-Engineering tejto technológie bol zakúpený od firmy THYSSEN-STILL-OTTO Anlagetechnik GMBH, zariadenie bolo vyprojektované a dodané Hutným projektom FM, bolo postavené na koksovni Ján Šverma a uvedené do prevádzky v roku 1998.

Technologické zariadenie na koksovni U.S. Steel Košice, s.r.o. bude zaradené na výtlačnej strane turbodúchadiel koksárenského plynu za nepriamymi koncovými chladičmi.

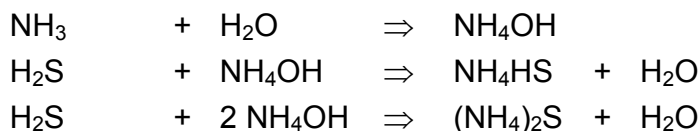
Dispozičné riešenie je zobrazené v *Prílohe 2*. Technologická schéma procesu je znázornená v *Prílohe 3*.

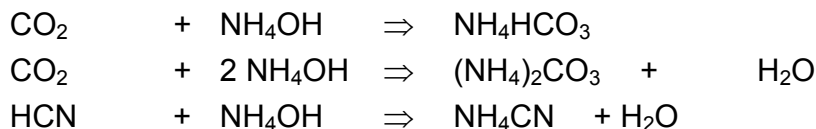
9.1.2 Popis technológie

Absorpcia NH₃ a H₂S z koksárenského plynu a regenerácia vypieracieho roztoku

Hlavnou podmienkou účinnej absorpcie je dosiahnutie optimálne nízkej teploty: cca 25 °C. S touto požiadavkou (s ohľadom na zamedzenie vylučovania naftalénu z plynu a zanášania zariadenia) súvisí nevyhnutnosť účinného primárneho ochladenia plynu na teplotu max. 25 °C pri súčasnom splachovaní rúriek chladiča dechtovým kondenzátom so zvýšeným obsahom dechtu, veľmi účinného odlúčenia dechtovej hmly z plynu v elektrostatických odlučovačoch s tým, že v plyne bude zabezpečený obsah dechtu cca 25 mg/m³ (max. 50 mg/m³) a veľmi účinné koncové ochladenie plynu na teplotu max. 25 °C s tým, že v plyne bude zabezpečený obsah naftalénu max. 0,5 g/m³.

Chemizmus absorpcie pri odsírení možno vyjadriť týmito základnými chemickými reakciami:



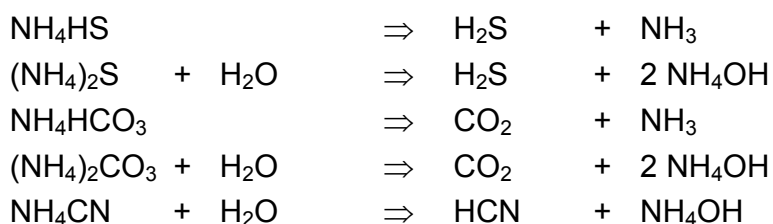
Popri absorpcii H₂S a NH₃ dochádza k absorpcii CO₂ a HCN podľa reakcií:

Taktiež prebiehajú nevratné reakcie, najmä pôsobením kyslíka prítomného v plyne, pri ktorom vzniká najmä sírnatan ((NH₄)₂S₂O₃) a thiosíran (NH₄CNS). Z týchto zlúčenín sa NH₃ uvoľní pôsobením NaOH v odháňači a vznikajúce Na⁺ soli odchádzajú vo vyvarenej NH₃-vode z procesu. To znamená, že nie je potrebné vypierací roztok odľuhovať.

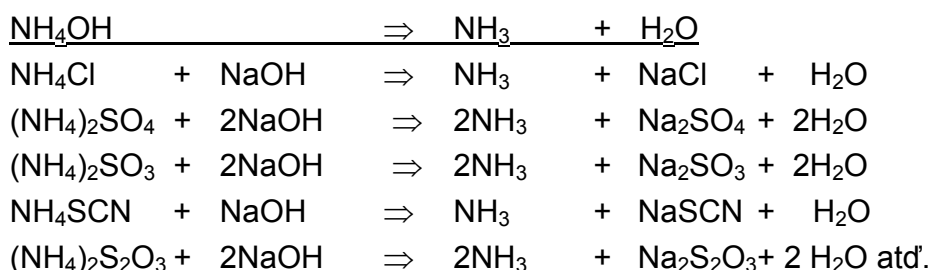
Nasýtený vypierací roztok ~ amoniakálna voda s vyšším obsahom H₂S a NH₃ sa regeneruje v dvoch stupňoch – najskôr sa desorbujú pôsobením priamej pary kyslé zložky a amoniak v množstve alikvotnom množstvu vnášanom do procesu plynom a amoniakálnou vodou, následne sa desorbuje z roztoku zbytok amoniaku a po pridaní alkálie i NH₃, uvoľnený pri rozklade pevne viazaného amoniaku.

Chemizmus desorpcie – regenerácia roztokov - možno vyjadriť týmito základnými chemickými reakciami:

- v odkysľovači:



- v odháňači amoniaku:



Pre zabezpečenie kontinuity vypierania H₂S pri nevyhnutných opravách a najmä pri predpísaných pravidelných odstávkách a revíziách PS Modifikovaná výroba síry sú zariadenia vybavené prevádzkovými rezervami, prípadne sú zdvojené.

PS Odsírenie koksárenského plynu

Vzhľadom k tomu, že na koksovni U.S. Steel Košice je zabezpečené účinné koncové chladenie plynu v nových nepriamych koncových chladičoch, v ktorých je zabezpečené zníženie obsahu naftalénu splachovaním rúriek cirkulujúcim kondenzátom

s prídavkom pracieho oleja, nie sú na rozdiel od českých koksovni riešené práčky sírovodíka so stupňom pre koncové chladenie plynu.

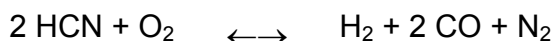
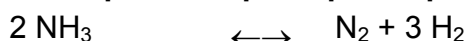
Modifikovaná výroba síry

Kyslé plyny prichádzajú do PS Modifikovaná výroba síry z odkysľovača v PS Regenerácia vypieracieho roztoku po ochladiení v kondenzátore pár. Popri sírovodíku a amoniaku obsahujú kyslé plyny takisto oxid uhličitý, kyanovodík a rôzne uhľovodíky. Zatiaľ čo organické zlúčeniny by ovplyvňovali čistotu síry, vedú čpavok a kyanovodík k poruchám na Clausovom zariadení, ktoré vyvolávajú zhoršenie účinnosti, a v konečnom efekte k upchatiu zariadenia uhlíkom (sadzami).

Z toho dôvodu je pred Clausovými reaktormi predradený predštepny reaktor s katalyzátorom na báze Ni. V hornej časti tohoto reaktora sa časť kyslých plynov spaľuje vzduchom (primárnym) privádzaným v podstechiometrickom množstve.

Pri teplote cca 1150 °C sa na katalyzátorovom ložisku v strednej časti reaktora úplne rozloží kyanovodík, amoniak a uhľovodíky.

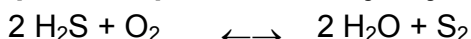
Štiepenie škodlivých látok prebieha principiálne podľa nasledovných rovníc:



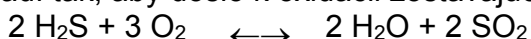
Uhľovodíky reagujú rovnovážne s vodnou parou obdobne ako pri výrobe vodného plynu. Za prítomnosti vodnej pary sa sadze na katalyzátore netvorí.

Premena H_2S prebieha už v spodnej časti predštepneho reaktora. Tu sa privádza do reaktora pod katalyzátor regulovane potrebné množstvo vzduchu (sekundárny vzduch).

Spaľovanie časti H_2S prebieha podľa nasledujúcej sumárnej rovnice:

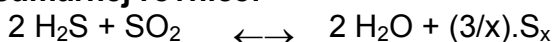


Asi 40 % H_2S sa tu premení na elementárnu síru. Množstvo sekundárneho vzduchu sa potom zoradí tak, aby došlo k oxidácii zostávajúceho H_2S na SO_2 .

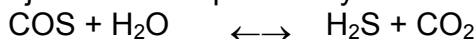


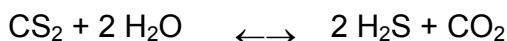
Reakčné plyny opúšťajúce predštepny reaktor, sú v návaznom chladiči reakčných plynov (kotloch na odpadové teplo) ochladené na teplotu cca 290 °C, potrebnou pre priebeh Clausovej reakcie. S touto teplotou vstupujú reakčné plyny do prvého Clausovho reaktora-I.

Na katalyzátore (na báze Al_2O_3) v Clausovom reaktore dochádza k zlučovaniu H_2S a SO_2 na síru podľa sumárnej rovnice:



Okrem toho sa hydrolyzujú zlúčeniny organickej síry, ktoré vznikajú v predštepnom reaktore. Pre hydrolyzu je uvedená teplota nevyhnutná.





Po prechode prvým Clausovým reaktorom-I sa reakčné plyny ochladia na teplotu max. 130 °C v prvej komore kondenzátora síry, aby vzniknutá síra skondenzovala a v odlučovači síry sa potom odlúči. Následne sa reakčné plyny znova ohrejú na teplotu cca 200 °C v mezhohrievači reakčných plynov, tzn. na optimálnu teplotu potrebnú pre Clausovu reakciu v druhom Clausovom reaktore-II. Po premene ďalšieho H₂S a SO₂ na síru v druhom reaktore sa reakčné plyny zasa ochladia na teplotu max. 130 °C v druhej komore kondenzátora síry a skondenzovaná síra sa odlúči v príslušnom odlučovači síry.

Odchádzajúce plyny zbavené síry sú ako odpadový plyn napojené do potrubia surového koksárenského plynu pred primárne chladiče. V primárnych chladičoch kondenzujú vodné pary, síra a SO₂ sa absorbujú v dechtovom kondenzáte.

V potrubí odpadových plynov z Clausovho procesu je za odlučovač síry zaradený automatický analyzátor s obsahom H₂S a SO₂ a pomere H₂S : O₂. Na základe tohto merania je nastavované potrebné množstvo sekundárneho vzduchu riadene privádzaného do spodnej časti predštepného reaktoru.

Všeobecne pre priebeh Clausovej reakcie je potrebné, aby pre maximálnu premenu H₂S na síru podľa uvedenej rovnice bol v reakčných plynach pomer H₂S : SO₂ = 2 : 1. Pri postupe, pri ktorom sú odpadové plyny vedené (recirkulované) do surového koksárenského plynu je však zvolený iný pomer, pri ktorom sa sleduje „minimalizovanie“ množstva SO₂, ktoré by v dechtovom kondenzáte (NH₃-vode) v primárnych chladičoch tvorilo amónne zlúčeniny ~ pevne viazaný amoniak ~ pre ktorého odstránenie z NH₃-vody by bol potrebný zvýšený prídavok roztoku alkálie (NaOH).

V odpadovom plyne za Clausovými reaktormi sú teda požadované hodnoty obsahu H₂S = 0,5 ÷ 1,0 % obj. a SO₂ = 0,05 ÷ 0,15 % obj.

Týmto riešením, v porovnaní s hodnotami obsahu H₂S 0,6 % obj. a SO₂ 0,3 % obj., ktoré boli požadované podľa starej koncepcie, dochádza síce k recirkulácii H₂S späť do koksárenského plynu, čo musí byť brané do úvahy pri výpočte množstva absorbentov a desorbentov pri vypieraní H₂S, samozrejme na druhej strane je prínosom riešenie niekoľkých skutočností:

- nižšie straty síry,
- nižšia tvorba solí, napr. (NH₄) 2SO₃, vo vypieracom roztoku,
- menej problémov s pH vyvarenej čpavkovej vody (zníži sa spotreba alkálií pre rozklad pevne viazaného NH₃),
- menší nárast znečistenia v odpadovej koksárenskej vode, vyjadreného ako CHSK.

9.1.3 Popis zariadenia

Absorpcia NH₃ a H₂S z koksárenského plynu

Práčky pre vypieranie H₂S a NH₃ sú riešené v jednej linke a sú zapojené v sérii. Sú inštalované dve práčky H₂S a dve práčky NH₃. Za normálnej prevádzky sa počíta s prevádzkou 3 práčiek - jednej práčky H₂S a dvoch práčiek NH₃. Druhá práčka H₂S slúži ako rezerva pre prípad preplachovania, čistenia a opravy niektorej z práčiek. V tom prípade je plyn vedený v obchvate mimo práčku. Práčky sú riešené ako stupňové s recirkuláciou roztoku na stupňoch cez nepriame chladiče. Práčky budú dimenzované na celé množstvo koksárenského plynu.

Pre účinné vypieranie H_2S a NH_3 je potrebné dosiahnuť pri koncovom chladení koksárenského plynu čo najnižšiu teplotu - optimálne $25 \div 26^\circ\text{C}$ a túto teplotu udržiavať v priebehu celého procesu.

Aby nedochádzalo k vylučovaniu naftalénu z ochladzovaného plynu je nevyhnutné, aby koksárenský plyn bol účinne ochladzovaný na túto teplotu už na primárnych chladičoch.

Koksárenský plyn prechádza práčkami s výplňou ťahokovu smerom zdola nahor. Vypieracie roztoky stekajú smerom zhora dole v protiprúde k plynu. Pre rovnomerné rozdelenie vypieracích roztokov sú v práčkach umiestnené prerozdeľovacie poschodia, ktoré sú situované v pravidelných vzdialenostiach medzi vrstvami výplne.

K vypieraniu sírovodíku z koksárenského plynu slúži vypierací roztok, obsahujúci zvýšené množstvo amoniaku. Tento vypierací roztok je predovšetkým zmesou obežných vypieracích roztokov a oddechtovanej čpavkovej vody. Vypierací roztok sa po nasýtení odvádza z práčky H_2S do medzizásobníka nasýteného vypieracieho roztoku a ďalej sa spracováva v prevádzkovom súbore PS Regenerácia vypieracieho roztoku.

Na práčku H_2S sa privádza odkyslený vypierací roztok z PS Regenerácie a čiastočne nasýtený vypierací roztok z päty práčky NH_3 . Do roztoku, cirkulujúceho na 1. stupni sa dávkuje časť roztoku NaOH. Koksárenský plyn potom prechádza 1. a 2. práčkou NH_3 . Na hlavu 2. práčky NH_3 sa privádza, ako vypieracia kvapalina, čiastočne vyvarená čpavková voda z PS Regenerácie vypieracieho roztoku a do dolnej sekcie 1. práčky NH_3 , prípadne už do práčky H_2S sa privádza ako vypieracia kvapalina ochladená oddechtovaná NH_3 -voda.

2. práčka NH_3 je konštruovaná tak, že je rozdelená komínovými poschodiami na tri vypieracie stupne, ktoré môžu byť prevádzkované (na strane roztoku) oddelene. Na najvyšší stupeň sa privádza čiastočne vyvarená NH_3 -voda. Stredná časť 2. práčky NH_3 je riešená ako malý dopierací stupeň (na strane kvapaliny oddelený) pre dopieranie H_2S z koksárenského plynu pomocou silne zriedeného roztoku NaOH v prípade, že nemožno pri mimoriadnych prevádzkových podmienkach dodržať požadovaný limitný obsah H_2S v koncovom plyne. Vzhľadom k dimenzii práčiek a ich výplni je však pri dosahovaných teplotách splnenie požiadavky na obsah H_2S zaistené a 2. práčku NH_3 možno prevádzkovať bez „lúhového stupňa“.

Dôležitou prevádzkovou podmienkou je, že teplota všetkých vypieracích roztokov na vstupe do práčiek (i jednotlivých stupňov) nesmie byť nižšia než teplota koksárenského plynu za koncovým chladením.

Absorpcia H_2S , CO_2 , HCN a NH_3 je exotermický proces. Aby sa zabránilo ohrievaniu roztoku a plynu, sú práčky rozdelené na cirkulačné chladiace stupne, ktoré umožňujú, aby teplo privedené do systému ako absorpčné a reakčné teplo plyných zložiek v kvapaline, bolo odvádzané z vypieracieho roztoku jeho recirkuláciou cez nepiame chladiče. S výnimkou chladičov oddechtovanej NH_3 -vody, ktoré sú rúrkové, uvažuje sa s použitím doskových chladičov s vysokou účinnosťou chladenia.

Regenerácia vypieracieho roztoku

Pre regeneráciu nasýteného vypieracieho roztoku sú inštalované dva odháňače amoniaku a dva odkysľovače, zariadenie pracuje paralelne.

Vypierací roztok nasýtený amoniakom a sírovodíkom je čerpaný z medzizásobníka nasýteného vypieracieho roztoku cez doskové výmenníky tepla a po predohriatí

vstupuje na hlavu odkysľovačov. V týchto patrových kolónach s ventilovými poschodiami je vypierací roztok odkysľovaný pôsobením pár prichádzajúcich z odháňačov amoniaku. V odkysľovačoch dochádza k desorpcii väčšej časti H_2S , CO_2 a HCN . V závislosti na množstve NaOH , dávkaného do vypieracieho roztoku čiastočne už v PS Odsírenie koksárenského plynu, dochádza v odkysľovačoch tiež do istej miery k uvoľneniu amoniaku zo zlúčenín pevne viazaného NH_3 .

Desorpciou zložiek vypieracieho roztoku dochádza k regenerácii roztoku a získava sa odkyslený vypierací roztok. Časť roztoku sa z päty odkysľovačov odčerpáva cez doskové výmenníky a chladiče späť na práčku H_2S . Pre zabezpečenie rovnomerného množstva odkysleného vypieracieho roztoku z oboch liniek regenerácie sa uvažuje s medzizásobníkom odkysleného vypieracieho roztoku.

Druhá časť odkysleného vypieracieho roztoku je vedená na hlavu odháňačov amoniaku, v ktorých prebieha na ventilových poschodiach odháňanie amoniaku a zvyšku kyslých zložiek pôsobením nízkotlakej pary.

Zo strednej časti odháňačov, v mieste v ktorom je z väčšej časti už voľný amoniak desorbovaný (odohnaný), je z komínových poschodí odťahované nastavené množstvo čiastočne vyvarenej NH_3 -vody a po ochladení v chladičoch je čerpané na 2. práčku NH_3 .

Zbytok čiastočne vyvarenej čpavkovej vody steká do spodnej časti odháňačov, kde sa pridaním NaOH rozložia zvyškové amónne soli NH_3 a amoniak je potom rovnako desorbovaný parou a prúdi do hornej časti odháňačov.

Pary obsahujúce amoniak vystupujú z odháňačov a sú vedené dvoma potrubiami do odkysľovačov, kde sa využíva teplo pár pre ohrev a odkyslenie nasýteného vypieracieho roztoku.

Horúca vyvarená NH_3 -voda, z ktorej sú už z veľkej časti odstránené absorbované látky, odteká z päty odháňačov do expanzných nádrží. Pomocou parných ejektorov sa v expanzných nádržiach vytvára podtlak, pri ktorom sa vyvarená voda ochladí (na teplotu cca 85°C) a časť vody vlastným citeľným teplom premení na stripovacu paru. Pri tom sa z odpadovej vody desorbujú ďalšie podiely prchavých zložiek. Z expanzných nádrží sa potom voda čerpá cez chladiče do existujúcich akumulčných nádrží a z nich potom k dočisteniu na biologickú čistiareň odpadových vôd.

Kyslé plyny, vystupujúce z hlavy odkysľovačov obsahujú amoniak, sirovodík, kyanovodík a oxid uhličitý, ktoré boli vyprané z koksárenského plynu v práčkach. Kyslé plyny sa ochladia na teplotu cca 82°C za súčasnej čiastočnej kondenzácie vodných pár v kondenzátoroch pár a sú odvádzané do PS Modifikovaná výroba síry.

Kolóny sú chránené proti vzniku nadmerného pretlaku tým, že na potrubí kyslých plynov za kondenzátorom sú pripojené hydraulické uzávery, ktoré sú opatrené obchvatom s klapkami, ktoré sa automaticky otvárajú pri nastavenom pretlaku cca $+32\text{ kPa}$ respektíve podtlaku -2 kPa a kyslé plyny sa prepúšťajú do potrubia koksárenského plynu pred práčky H_2S / NH_3 .

Množstvo vyvarenej amoniakálnej vody odpovedá v podstate súčtu oddechtovanej NH_3 -vody (privádzanej na práčky) a priame (stripovacie) pary (privádzané do kolón).

Modifikovaná výroba síry

Kyslé plyny obsahujúce H_2S , NH_3 , CO_2 a ďalšie zložky sú do PS Modifikovaná výroba síry privádzané z odkysľovača v PS Regenerácia vypieracieho roztoku. Obsah vodných pár v kyslých plynch vystupujúcich z hlavy odkysľovača sa zníži parciálnou kondenzáciou v kondenzátore pár.

Zariadenie PS Regenerácia sú tak zoradené, že je zaručený požadovaný pretlak kyslých plynov >10 kPa pred spaľovacím horákom kyslých plynov na hlave predštepného reaktora. V horáku dochádza k čiastočnému spaľovaniu kyslých plynov, predovšetkým NH_3 a malého množstva H_2S podstechiometrickým množstvom primárneho vzduchu.

Požadované množstvo vzduchu potrebného pre Clausov proces je privádzané z rotačných dúchadiel (kompresorov) vzduchu. Konštantný pretlak cca $+32$ kPa je regulovaný klapkou. Prebytočné množstvo vzduchu je odľudované do atmosféry. Vzduch sa rozdeľuje do dvoch vetiev a je privádzaný do procesu. Takzvaný "primárny" vzduch vedený 1.vetvou predstavuje hlavné množstvo vzduchu pre spaľovací proces. Druhou vetvou je privádzaný tzv. "sekundárny" vzduch, ktorý slúži k spáleniu ďalšieho malého podielu H_2S na SO_2 . Množstvo sekundárneho vzduchu sa jemne nastavuje na optimálny pomer $\text{H}_2\text{S} : \text{SO}_2$, potrebný pre reakciu v Clausových reaktoroch a požadovaný obsah SO_2 max. $0,15\%$ obj. v odpadových plynoch na výstupe zo zariadenia.

Primárny vzduch sa účelne predhrieva v predhrievači vzduchu na teplotu cca $140 \div 200$ °C a privádza sa do spaľovacieho horáku kyslých plynov. Týmto predhriatím vzduchu sa zaisťuje časť tepla, ktoré je potrebné ku katalytickému štiepeniu NH_3 na N_2 a H_2 , ako i k štiepeniu HCN a uhľovodíkov. Spolu s exotermickými reakciami pri spaľovaní je potom v podstate zaistená bežná prevádzka bez privádzania "podporného" topného koksárenského plynu.

Odpovedajúcim nastavením množstva vzduchu je udržiavaná teplota, ktorá je potrebná pre štiepenie, t.j. cca 1150 °C pri priechode reakčných plynov vrstvou katalyzátora.

V spodnej časti predštepného reaktora sa do reakčných plynov pridáva regulovane sekundárny vzduch. Potrebné množstvo vzduchu je riadené pomerom $\text{H}_2\text{S} : \text{SO}_2$ v odpadových plynoch, meraným automatickým analyzátorom.

Ak požadovanú teplotu pre štiepenie v predštepnom reaktore (t.j. cca 1150 °C) nie je možné zaisťovať pre nízku výhrevnosť kyslých plynov, je primiešavané do kyslých plynov potrebné množstvo "podporného" plynu. Ako podporný plyn a plyn pre nábehový horák je privádzaný technicky čistý koksárenský plyn, ktorého potrebný pretlak cca $+60$ kPa sa zaisťuje dúchadlom (kompresorom) plynu.

Reakčné plyny, vystupujúce z predštepného reaktora, sú v nasledujúcich chladičoch reakčných plynov - kotloch na odpadové teplo ochladené na požadovanú vstupnú teplotu pre prvý Clausov reaktor-I. Chladiaci systém pozostáva z dvoch oddelených kotlov. V prvom VTL - kotle sa reakčné plyny ochladia na teplotu $600 \div 650$ °C; pri tom je vyrábaná para $3,2 - 3,6$ MPa (abs.). V druhom NTL - kotle sa väčšia časť plynov ochladí na cca 130 °C; pri tom je vyrábaná para $0,22$ MPa (abs.) [tento tlak je nevyhnutný, aby teplota síry na odtoku bola >125 °C a síra zostala kvapálna]. Súčasne dochádza ku kondenzácii vzniknutej elementárnej síry, ktorá sa z prevažnej časti odlúči v separátore síry vstavanom v NTL kotle.

Teplota reakčných plynov na vstupe do Clausovho reaktora-I sa reguluje vedením časti reakčných plynov s vyššou teplotou obchvatom [odbočkou medzi VTL - kotlom a NTL - kotlom] do chladnejších reakčných plynov za NTL - kotlom.

K dokončeniu premeny zvyšku H_2S a SO_2 na elementárnu síru dochádza v dvoch Clausových reaktoroch, ktoré sú zaradené v sérii za predštepným reaktorom a kotlom.

Katalytická reakcia, ktorá prebieha v Clausových reaktoroch je exotermická a spôsobuje zvýšenie teploty reakčných plynov.

Aby bola zaistená bezpečná hydrolýza organických sírnych zlúčenín COS a CS₂, musí byť udržiavaná požadovaná teplota na vstupe do Clausovho reaktora-I cca 290°C, tak, aby na výstupe z reaktora-I bola zaistená optimálna teplota cca 300°C.

Medzi Clausovými reaktormi je zaradený na ceste reakčných plynov kondenzátor síry a následne medziahrievač reakčných plynov. Kondenzátor síry je v podstate kotol na odpadové teplo, v ktorom je pri využití citeľného tepla reakčných plynov vyrábaná para 0,22 MPa (abs.). Na strane plynov má kondenzátor dve navzájom oddelené komory, z ktorých každá je priradená jednému z oboch Clausových reaktorov. Na strane pary je kondenzátor prepojený s chladičom reakčných plynov - NTL kotlom.

Reakčné plyny z Clausových reaktorov sú v kondenzátore síry ochladzované na teplotu cca 125 ÷ 130 °C. Týmto spôsobom je z reakčných plynov postupne odstránený prevažný podiel skondenzovanej síry. K oddeleniu síry dochádza v odlučovačoch síry, ktoré sú zaradené za obe komory kondenzátora síry.

Reakčné plyny sú pred vstupom do Clausovho reaktora-II nepriamo ohrievané v medziahrievači reakčných plynov vysokotlakou parou, vyrábanou v VTL-kotle, na požadovanú vstupnú teplotu cca 200 °C.

Z Clausovho reaktora-II sú reakčné plyny vedené cez 2. komoru kondenzátora síry a odlučovača síry a sú odvádzané temperovaným potrubím, napojeným do sacieho potrubia koksárenského plynu pred primárne chladiče, kde je podtlak. V celom systéme zariadenia PS 3-59 Modifikovaná výroba síry musí byť udržiavaný regulovane pretlak (nominálny pretlak + 10 kPa), aby nedošlo k nasatiu vzduchu do systému a vzniku požiaru (síry).

Skondenzovaná síra zo všetkých zariadení odteká samospádom plášťovanými potrubiami podtápanými nasýtenou parou 0,4 MPa (abs.) do podzemného mezizásobníka síry. Pretože viskozita kvapalnej síry vykazuje anomálne zvýšenie pri teplote cca 160°C (nad 158°C sa viskozita asi 1 000 krát prudko zvýši) je treba používať pre všetky miesta otopov síry nasýtenú paru o tlaku 0,4 MPa (abs.).

Z podzemného mezizásobníka síry je kvapalná síra čerpaná čerpadlom buď do zásobnej nádrže na síru, alebo priamo cez nakladacie zariadenie do železničných cisterien.

Použitie pary 0,4 MPa je nevyhnutné preto, aby bolo zaistené podtápanie všetkých miest, kde sa môže odlučovať alebo kondenzovať kvapalná síra, na teplotu medzi 135 ÷ 143 °C. Táto teplota je bezpodmienečne nutná pre zaistenie nízkej viskozity kvapalnej síry.

Využitím odpadového tepla reakčných plynov v chladičoch reakčných plynov - v VTL kotle sa získa vysokotlaká para k predhrievaniu spaľovacieho vzduchu a reakčných plynov pred Clausovým reaktorom-II. Para nízkotlaková z kondenzátora síry a z NTL-kotla sa využije v PS Regenerácia vypieracieho roztoku ako priama para do odháňača NH₃.

Prevádzka kotlov na odpadové teplo vyžaduje napájaciu vodu predpísanej akosti. Zaistenie napájacej vody bude riešené v samostatnej prevádzkovej jednotke. V zásade možno vychádzať z predpokladu, že bude zaistený zber jednak kondenzátu topnej pary pre ohrev spaľovacieho vzduchu a reakčných plynov pred Clausovým reaktorom-II, jednak kondenzátu topnej pary pre ohrev plášťovaných potrubí na síru a otop nádrží na síru (predpokladá sa zaistenie topnej pary 0,4 MPa redukciou pary z rozvodov pary na

koksovni). Tohto kondenzátu bude dostatok, bude však treba zaistiť jeho úpravu a odplynenie, prípadne dávkovanie chemikálií (zaistenie elektrickej vodivosti, tvrdosti, obsahu P_2O_5 a alkality atď.).

Parametre jednotlivých médií, ako sú teploty, tlaky a množstvá, rovnako ako hladiny kvapalín v kotloch a nádržiach sú merané a sledované elektronickými snímačmi a sú prenášané do uzlových automatov na báze mikropočítačov.

Rada týchto hodnôt je navyše z prevádzkových dôvodov kontrolne meraná i miestnymi meracími prístrojmi.

Technologický proces je automaticky riadený cez uzlové automaty, ktoré sú vzájomne prepojené dátovou zbernicou a sú pripojené k počítačom vo velíne. Počítače vo velíne cez zobrazenie meraných veličín na obrazovke, poskytujú potrebné informácie a umožňujú obsluhu vo velíne dávať príslušné povely pre riadenie procesu (napr. nastavenie potrebného množstva médií alebo pomeru množstva dvoch médií pomocou regulačných armatúr, uzatvorenia ciest médií pomocou uzatváracích armatúr a pod.)

9.1.4 Základná látková bilancia a charakteristika médií

Koksárenský plyn

Množstvo plynu:	prevádzkové	84 500 m ³ (n)/h
	maximálne	115 000 m ³ (n)/h

Teplota plynu na vstupe (požiadavka)	max 25°C
Obsah H ₂ S v plyne pred odsírením:	4 ÷ 5 g/m ³ (n)
Obsah dechtu (optimálne – predpoklad)	cca 25 mg/m ³ (max. 50 mg/m ³)
Obsah naftalénu (optimálne – predpoklad)	cca 0,4 g/m ³ (max. 0,5 g/m ³)

Obsah H ₂ S v plynu za odsírením:	< 400 – max 500 mg/m ³ (n)
--	---------------------------------------

Vypieracie roztoky

nasýtený vypierací roztok	250-280 m ³ /h	NH ₃ -VOLNÝ=10-12 g/l	H ₂ S =1,4-1,6 g/l
odkyslený vypierací roztok	150-170 m ³ /h	NH ₃ -VOLNÝ=12-15 g/l	H ₂ S = 0,9-1,2 g/l
čistočne vyvarená NH ₃ -voda	50 - 60 m ³ /h	NH ₃ -VOLNÝ=10-30 mg/l	H ₂ S = < 5 mg/l
oddechtovaná NH ₃ -voda (odhad)	50 - 60 m ³ /h	NH ₃ -VOLNÝ= 6 - 7 g/l	H ₂ S = 0,5 - 0,7 g/l
vyvarená NH ₃ -voda (odhad)	68 - 85 m ³ /h	NH ₃ -CELK = < 200 mg/l	H ₂ S = < 5 mg/l

Roztok NaOH

Roztok NaOH – obsah 20% NaOH

Spotreba NaOH je závislá na množstve na koksovni získavanej NH₃-vody a jej obsahu pevne viazaného amoniaku. Oproti súčasnému stavu nedôjde zavedením odsírenia amoniakálnym spôsobom prakticky k jeho zmene. V zásade sa počíta s využitím skladovacích nádrží na NaOH vo fenolke vtátane nariedení NaOH na koncentráciu 20%, tzn. koncentráciu optimálnu pre nízky bod tuhnutia a s tým spojenú jednoduchú možnosť dopravy a skladovania. Pre prevádzkové súbory odsírenia sa počíta s postavením nového medzizásobníka a dávkovacích čerpadel.

Vyrábaná síra

Množstvo síry:

Množstvo vyrobenej síry závisí na množstve odsírovaného koksárenského plynu a obsahu sírovodíka pred a za odsírením. Nižšie sú uvedené množstvá síry pri udávanom prevádzkovom množstve koksárenského plynu.

Množstvo síry pri obsahu H_2S $\langle 4,0 \rightarrow 0,5 \rangle$ = cca 280 kg/h , t.j. cca 2 400 t/rok

Množstvo síry pri obsahu H_2S $\langle 5,0 \rightarrow 0,5 \rangle$ = cca 360 kg/h , t.j. cca 3 000 t/rok

Akosť síry:

obsah síry	cca 99,8 %
obsah organických látok	< 0,1 %
obsah popola	< 0,1 %
farba:	svetle žltá

Vyvarená NH_3 –voda

Množstvo vyvarenej amoniakálnej vody odpovedá v podstate súčtu oddechtovanej NH_3 -vody (privádzanej na práčky) a priamej (stripovacej) pary (privádzanej do kolón). Oproti súčasnému stavu však dôjde iba k navýšeniu o rozdiel existujúcej spotreby a množstva potrebného pre regeneráciu.

Pri zrušení čpavárne a zavedení odsírenia amoniakálnym spôsobom dôjde k navýšeniu existujúceho množstva vyvarenej NH_3 -vody

nominálne pre 84 500 m³(n)/h 16,4 m³/h

Obsah hlavných zložiek vo vyvarenej NH_3 -vode:

NH_3 celkový maximálne 200 mg/l

kyanidy voľné maximálne 10 mg/l

H_2S maximálne 15 mg/l

Uvádzaný obsah ostatných zložiek prevádzku odsírenia neovplyvní a možno počítať s ich nepatrným zníženým vplyvom nariadení vody priamou parou.

9.1.5 Suroviny a energie

Technologický proces nevyžaduje žiadne suroviny. Nároky na prídavok chemických látok vznikajú po odstávke a revízii zariadenia v PS Modifikovaná výroba síry – kotlov na odpadové teplo – pri ich vyvarení pred uvedením do prevádzky (vytvorenie ochrannnej protikoróznej vrstvy fosfátu – použitie fosforečnanu sodného).

Napájaciú vodu pre kotly na odpadové teplo bude pravdepodobne treba upravovať dávkovaním fosforečnanu.

Spotreba elektrickej energie

Spotreba: cca 9 kWh/1000 m³(n)

Spotreba pary

Nároky na spotrebu vznikajú pri regenerácii vypieracích roztokov, i keď je treba odčítať súčasnú spotrebu pre odháňače amoniaku a spotrebu pary v čpavárni.

Spotreba pary v PS Regenerácia vypieracích roztokov

Para 0,6 MPa (i = cca 2,80 MJ)

Spotreba: 0,223 t/1000 m³(n) 0,624 MJ/1000 m³(n)

Para pre ejektor min 1,2 MPa (i = cca 2,81 MJ)

Spotreba: max 0,054 t/1000 m³(n) 0,152 MJ/1000 m³(n)

Para 0,2 – 0,3 MPa (i = 2,72 MJ)

Spotreba: cca 0,046 t/1000 m³(n) 0,125 MJ/1000 m³(n)

Spotreba pary v PS Modifikovaná výroba síry

V bilancii je uvedená len spotreba pary pre otop plášťovaných potrubí síry a odpadových plynov.

Odhadom sa jedná o 3 až 6 ton pary 0,4 MPa za hodinu, t.j. v prepočte na výrobu koksárenského plynu:

Spotreba: 0,035 – 0,070 t/1000 m³(n) 0,1 – 0,2 MJ/1000 m³(n)

Para pre otop parného predhrievača vzduchu a meziohrievača reakčných plynov nie je bilancovaná a je uvažované, že bude krytá výrobou pary v kotloch na odpadové teplo.

Potreba obežnej chladiacej vody

Pre potrebu účinného chladenia vypieracích roztokov bude postavené vodné hospodárstvo – chladiace veže s dvojrychlostnými ventilátormi.

Potreba obežnej chladiacej vody: cca 3 000 m³/h t.j. cca 26 m³/1000 m³(n)

Predpokladá sa zaistenie kvality obežnej chladiacej vody bočnou filtráciou asi 5 až 6% z cirkulujúceho množstva vody na pieskových filtroch, dávkovanie chemikálií do obežnej vody a výstavba zariadenia pre úpravu prídavnej vody.

Potreba prídavnej vody pre PS Vodné hospodárstvo

Pre doplňovanie obežnej chladiacej vody upravenou prídavnou vodou sa počíta s cca 4 až 5 % z cirkulujúceho množstva.

Potreba prídavnej vody: 120 ÷ 150 m³/h t.j. cca 1 ÷ 1,3 m³/1000 m³(n).

Potreba napájacej vody

Požadovaná akosť napájacej vody:

hodnota pH (pri 22°C)	> 9
tvrdosť	< 0,05°N
CO ₂ viazaný	< 250 mg/l
obsah O ₂	< 0,02 mg/l
obsah olejov	< 1 mg/l
spotreba manganistanu	< 10 mg/l

Potrebné množstvo: maximálne 0,1 m³/1000 m³(n)

9.1.6 Nároky na revízie a rekonštrukciu existujúcich zariadení

Technické riešenie nezahŕňa konkrétnu dispozíciu prevádzkového súboru. Preto prípadné nároky na demoláciu existujúcich zariadení, nároky na prípojné potrubia, komunikácie, inžinierske siete a zaistenie dopravy nie je predmetom tejto technickej informácie.

Pre účinné odsírenie je nevyhnutné veľmi účinné odlúčenie dechtovej hmly z plynu v elektrostatických odlučovačoch s tým, že v plyne bude zaistený obsah dehtu cca 25 mg/m³ (max. 50 mg/m³). Pre zaistenie účinného elektrostatického odlučovania

dechtovej hmly je teda nevyhnutná revízia existujúcich elektrostatických odlučovačov a v prípade potreby ich inovácia, prípadne rekonštrukcia.

Pre účinné odsírenie je najmä nevyhnutné dodržanie teploty plynu a roztokov cca 25°C. Aby nedochádzalo ku kondenzácii vodných pár a naftalénu v práčkach i ostatných zariadeniach (v PS Regenerácia) to znamená veľmi účinné koncové ochladenie plynu na teplotu max. 25°C s tým, že v plyne bude zaistený obsah naftalénu max. 0,5 g/m³.

Je treba konštatovať, že efekt koncového chladenia do značnej miery vyžaduje rovnako účinné ochladenie plynu v primárnych chladičoch, splachovaných dechtovým kondenzátom, na teplotu maximálne 25°C. Preto teda, pokiaľ nebude dosiahnuté potrebné zníženie obsahu naftalénu v koncových chladičoch, doporučujeme zvážiť úpravu primárnych chladičov zo splachovaním dechtovým kondenzátom a prešetriť ich rekonštrukciu, prípadne úpravu chladiacich veží. Prípadné nároky na rekonštrukciu existujúcich primárnych chladičov nie sú predmetom tejto technickej informácie.

Pre zaistenie potrebného množstva obežnej vody je do celkových nákladov zahrnutá čiastka na výstavbu nových chladiacich veží pre odsírenie, pieskových filtrov pre bočnú filtráciu a čerpadel. Nároky na zariadenie pre úpravu prídavnej vody bude možné špecifikovať po presnejšom zistení akosti vody, ktorá je k dispozícii. Preto prípadné nároky na zariadenie pre úpravu prídavnej vody nie sú predmetom tejto technickej informácie.

Ako bolo uvedené, pre prevádzku odsírenia je potrebné zaistiť roztok NaOH. Náklady na prípojné potrubie pre privedenie roztoku NaOH z existujúcich skladovacích nádrží nie sú zahrnuté do tejto technickej informácie.

Ako vyplýva z nárokov na spotrebu pary je treba zaistiť trvalo paru potrebných parametrov pre destilačné kolóny (para 0,2 ÷ 0,3 MPa) a pre paru pre ejektor na päte odháňáčov amoniaku (paru aspoň 1,2 MPa, respektíve pre odkysľovač aspoň 0,6 MPa)

Na druhej strane pri výstavbe odsírenia amoniakálnym spôsobom bude zrušená existujúca čpavkáreň s výrobou síranu amónneho vrátane skladu kyseliny sírovej a tým budú usporené náklady na náročnú rekonštrukciu a opravy príslušných zariadení.

V prípade PS Modifikovaná výroba síry je treba zaistiť trvalo paru potrebných parametrov pre otop plášťovaných potrubí, ktorými prúdia plyny s obsahom sírnych pár, topných plášťov hydraulických uzáverov síry a topných telies v nádržiach kvapalnej síry. Musí byť zaistená para s kondenzačnou teplotou 150 ÷ 155°C, tzn. najlepšie nasýtená para 0,4 MPa. Možno uvažovať s použitím pary 0,6 ÷ 1,8 MPa a teda s privedením tejto pary z hlavných rádov koksovne. (Náklady na potrebné potrubia nie sú zahrnuté do vypočítaných nákladov.)

Predmetom technického riešenia nie je úprava koľajiska pre možnosť situovania nakladacieho miesta síry. (Náklady zahŕňajú vlastné nakladacie zariadenie síry.)

Nároky na plochu pre výstavbu a obsluhu zariadenia:

PS Odsírenie koksárenského plynu:	2 900 m ²
PS Regenerácia vypieracieho roztoku a PS Modifikovaná výroba síry:	3 100 m ²

9.2 Odsírenie koksárenského plynu spôsobom Stretford

9.2.1 Všeobecne

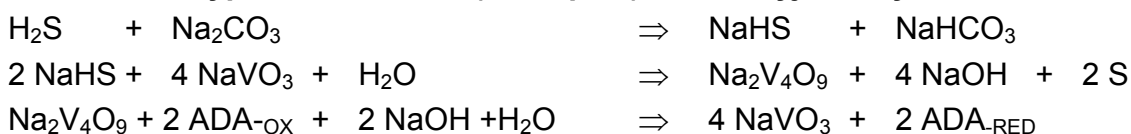
Najrozšírenejšou oxidačnou metódou je spôsob Stretford, kde alkálií (sorbentom) v roztoku je sóda, oxidačnou zlúčeninou je vanadičnan (tzn. päťmocný vanád V^{5+}). Pri oxidácii sulfánu na síru sa vanadičnan redukuje na vanadičitan ($V^{5+} \Rightarrow V^{4+}$). K opätovnej oxidácii vanadičitanu slúži ako prenášač kyslíku sodná soľ kyseliny 2,7-antrachinondisulfonovej (táto modifikácia je nevyhnutná z dôvodu väčšej rozpustnosti než soli kyseliny 2,5-antrachinondisulfonové).

O = viazaný ako chinon sa premení na **HO**⁻, tzn. hydrochinon, ktorý sa ľahko spätne oxiduje vzdušným kyslíkom (princíp regenerácie vypieracieho roztoku). Ako nevyhnutné komplexotvorné činidlo (pre udržanie málo rozpustného V^{4+} v roztoku) sa používa citran (kyselina citrónová).

Sodná soľ kyseliny 2,7 antrachinondisulfonovej sa teda v procese vyskytuje vo dvoch oxidačných stupňoch:

- 1 soľ kys. antrachinondisulfonovej [ďalej len ADA-_{OX}]
- 2 soľ kys. antrahydrochinondisulfonovej [ďalej len ADA-_{RED}]

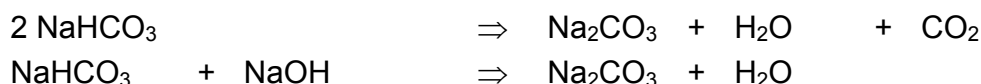
Chemizmus vypierania sulfánu (absorpcia) možno vyjadriť týmito reakciami:



Chemizmus regenerácia (oxidácia) roztoku možno vyjadriť reakciou:



Chemizmus „regenerácie“ bikarbonátu možno vyjadriť buď ako jeho rozklad alebo pôsobenie NaOH:



Zjednodušene po sumarizácii rovníc vypierania a regenerácie možno proces vyjadriť rovnicou:



Vzhľadom k alkalite vypieracieho roztoku a jeho oxidačným schopnostiam prebiehajú v procese odsírenia vo významnej miere vedľajšie reakcie: NaCN sa zlučuje s elementárnou S a vzniká NaCNS. Sulfán sa v malej miere oxiduje až na sulfát a sulfit, reakciou so sírou sa tvorí $Na_2S_2O_3$. Týmto vznikajúcimi zlúčeninami (soľami) sa roztok zahusťuje, zhorší sa podmienky pre manipuláciu s roztokom a hlavne podmienky pre flotáciu síry. Preto je roztok treba odluhovať, pričom sa v odpadovom roztoku strácajú

veľmi drahé chemikálie. Odpadový roztok sa „recirkuluje“ do koksovacej vsádzky za cenu zmienených strát chemikálií.

Metóda bola pôvodne vyvinutá v Anglicku a rozšírila sa na koksove USA, Kanady, Francúzska.

Bola sledovaná tiež cesta predchádzajúceho odstránenia (zníženie obsahu) HCN z koksárenského plynu alkalickým roztokom (sodným), do ktorého bolo dávkované určité množstvo elementárnej síry z oxidátorov. V tejto kyanovodíkovej práčke sa absorboval HCN a reagoval intenzívne so sírou za vzniku NaCNS. Zahustený roztok sa z cirkulácie odstraňoval a likvidoval, dochádzalo však len ku stratám sódy a nie drahých chemikálií (vanadičnan, ADA).

V Kanade boli prevádzkané pokusy s regeneráciou odpadového roztoku hydrogenáciou s cieľom spätného získania sódy a zlúčenín vanádu; po havárii zariadenia sa podľa našich informácií sa ďalej nepokračuje.

Technológia Stretford je veľmi účinná (dosahovaný obsah H_2S v koncovom plyne je nižší než u rovnovážnych procesov) a vyžaduje minimálne množstvo pary. Proces odsírenia nevyžaduje účinné predchádzajúce ochladenie plynu a je zaradzovaný na koniec technologickej linky nízkotlakého čistenia koksárenského plynu, tzn. využíva sa kompletne existujúce technologické zariadenie chemických prevádzok koksove.

Negatívnou stránkou procesu je jednak vznik odpadového roztoku a strata chemikálií, jednak obsah nečistôt – pracieho oleja, ktorým je výrazne zhoršená akosť a použiteľnosť vyrábanej síry.

Podmienkou pre odsírenie spôsobom STRETFORD je, aby koksárenský plyn na vstupe neobsahoval dechet, naftalén, prací olej, tzn. zložky, ktoré sa sorbujú vo vypieracom roztoku a z časti sa emitujú do ovzdušia na oxidátoroch, hlavne sa však stávajú znečisťujúcou prímiesou vyrábanej síry a obmedzujú jej využitie.

Z hľadiska ochrany životného prostredia je teda treba oxidátory uzavrieť (hermetizovať) a odpadný vzduch z oxidátorov zneškodňovať.

Zariadenie pre odsírenie spôsobom STRETFORD bolo vyprojektované a dodané Hutným projektom FM a postavené na koksovni OKD, OKK a.s. Svoboda v Ostrave v roku 1998. Basic-Engineering bol zakúpený od firmy CdF Ingénierie (Charbonnages de France Ingénierie).

Dispozičné riešenie je zobrazené v *Prílohe 2'*. Technologická schéma procesu je znázornená v *Prílohe 4 a 5*.

9.2.2 Popis technológie a zariadenia

Technologické zariadenie pre odsírenie plynu je zaradené za prevádzkový súbor absorpcie benzolu. Technologický proces pozostáva z niekoľkých operácií, ktoré prebiehajú v príslušných zariadeniach.

Z koksárenského plynu ochladeného v koncovom chladiči sú čiernouhoľným pracím olejom vypierané benzolové uhľovodíky a naftalén v práčkach benzolu. Za benzolové práčky je účelné inštalovať za pôvodný jednoduchý mechanický odlučovač kvapiek oleja účinný odlučovač. Optimálne by bolo použitie elektrostatických odlučovačov.

Sírovodík z plynu sa vypiera v práčkach s výplňou, zapojených paralelne, vypierací roztok obsahujúcim karbonát sodný a chemikálie Stretford. Plyn vstupuje do práčiek v dolnej časti, roztok je nastriekovaný na hlave práčiek a steká protiprúdne proti plynu.

Sírovodík sa najskôr v roztoku viaže na Na^+ ionty a v dolnej časti práčiek („reaktoroch“) sa oxiduje na síru pôsobením iontov 5-mocného vanádu, ktorý sa pritom redukuje na 4-mocný. K opätovnej oxidácii vanádu dochádza pôsobením prítomnej ADA_{OX} , ktorá sa pritom redukuje na hydrochinonovú formu ADA_{RED} . Je teda dolná časť práčky „reakčnou zónou“ premeny H_2S na síru.

V roztoku prítomný citran sa prechodne zlučuje s V^{4+} a zabraňuje tak vylučovaniu nerozpustných zlúčenín vanádu a tým jeho stratám.

Z päty práčiek odteká roztok do dolnej časti oxidátorov, v ktorých prebieha regenerácia vypieracieho roztoku oxidáciou ADA_{RED} na chinónovú formu ADA_{OX} vzduchom, ktorý je dúchaný kompresormi do rozdeľovacieho systému pri dne oxidátorov. Sú v prevádzke štyri oxidátory; vždy dve dvojice sú zapojené v sérii. (Jeden ďalší oxidátor slúži ako prevádzková rezerva.)

Vzduch vytvára jemné bublinky, ktoré súčasne s oxidáciou ADA_{RED} vyflotujú síru vo forme peny na hladinu. Suspenzia síry prepadá z hladiny do zásobníka sírneho kalu. Roztok prepadá do zásobníka cirkulačného roztoku, z ktorého je čerpaný v cirkulácii na hlavu práčiek H_2S . K zlepšeniu flotácie síry z vypieracieho roztoku možno použiť povrchovo aktívnych látok (polymerov).

Suspenzia síry (sírný kal) je zhromažďovaná v zásobníku, opatrenom miešadlom. Odtiaľ je sírný kal čerpaný pri určitom naplnení zásobníka na odstredivku, kde je premývaný a odvodňovaný. Odstredený roztok sa vracia cez zásobník cirkulačného vypieracieho roztoku do obehu.

Sírný koláč je dopravovaný do autoklávu, kde sa za tlaku roztaví a rozdelí na dve fázy. Vodná fáza odteká do zásobníka odpadného roztoku, roztavená síra s malým zbytkom vypieracieho roztoku odteká do betónovej jímky, z ktorej po ochladení a stuhnutí sa odťaží a skladuje v krytom sklade, z ktorého je expedovaná. Alternatívne možno síru odvádzať do zásobníka na kvapalnú síru a z neho ju expedovať (nie je zahrnuté v nákladoch, uvedených v tejto technickej informácii).

Optimálnou teplotou pre proces odsírenia je $35 - 40\text{ }^{\circ}\text{C}$, ako pre priebeh reakcií, tak pre tvorbu síry optimálnej „zrnitosti“. Táto teplota sa udržiava prípadným temperovaním obežného roztoku. Tým je rovnako zaistené, aby teplota vypieracieho roztoku bola cca o $3\text{ }^{\circ}\text{C}$ vyššia než vstupná teplota plynu.

V oxidátore prebiehajú také vedľajšie reakcie, napríklad mimo zmienenú tvorbu thiokyanatanu a vznik komplexných zlúčenín kyanidov (ferrokyanidov), dochádza k oxidácii síry na sírnatan. Rozpustené neregenerovateľné soli spôsobujú zahusťovanie vypieracieho roztoku, preto je treba časť roztoku z cirkulácie odluhovať. Tento odpadový roztok sa zneškodňuje pridávaním na dopravnom páse do koksovacej vsázky.

Úbytok vypieracieho roztoku je nahradzovaný čerstvým roztokom, pripravovaným rozpúšťaním príslušných chemikálií.

Vypierací roztok absorbuje z koksárenského plynu niektoré zložky, ktoré sa vzduchom pri prebublávaní roztokom v oxidátoroch desorbujú. Ide hlavne o kyanidy, benzenové uhľovodíky, naftalén, merkaptány, NH_3 a pod. Preto sú oxidátory a nádrž na odpadové roztoky uzavreté a vzdušina je odsávaná ventilátorom do zariadenia EnviroCat S 10, s keramickou výplňou a katalyzátorom na báze Pt v ktorom sa znečisťujúce látky pri zvýšenej teplote ($t \approx 350\text{ }^{\circ}\text{C}$) katalyticky oxidujú. Znečistený plyn prechádza vrstvou horkej keramickej výplne, aby sa ohrial na teplotu reakcie. (Pred uvedením do prevádzky sa zariadenie ohreje elektrickým topným telesom.) Počas prevádzky sa môže pridávať i vyčistený koksárenský plyn. Škodlivé látky sa oxidujú na

vrstve katalyzátora autotermne. Vyčistená vzduššina postupuje vrstvou pred tým ochladenej keramickej výplne. Zmenou smeru prietoku odplynú a „spalín“ sa akumulované teplo zo spalín predáva odplynú.

9.2.3 Základná látková bilancia a charakteristika médií

Koksárenský plyn

Množstvo plynu: prevádzkové 84 500 m³(n)/h
 maximálne 115 000 m³(n)/h

Teplota plynu na vstupe (požiadavka) 25 – 32 °C
 Obsah H₂S v plynu pred odsírením: 4 ÷ 5 g/m³(n)
 Obsah naftalénu (optimálne – predpoklad) cca 0,4 g/m³ (max. 0,5 g/m³)
 Obsah dechtu – oleje (optimálne – predpoklad) cca 25 mg/m³ (max. 50 mg/m³)

Obsah H₂S v plynu za odsírením: < 22 – max. 50 mg/m³(n)

Vypierací roztok

Tabuľka 5: Zloženie vypieracieho roztoku (orientačne):

Zložka	Obsah
Vanád	0,65 - 1,4 g/l
kyselina 2-7-antachinondisulfonová	2,2 – 5,1 g/l
rozpustené látky (soli)	max. 250 g/l
Na ₂ CO ₃	20,0 - 26,0
kyselina citrónová	2,6 g/l
pH	9

Roztok NaOH

Spotreba NaOH je závislá na množstve na koksovni získavanej NH₃-vody a jej obsahu pevne viazaného amoniaku. Proti súčasnému stavu nedôjde zavedením odsírenia spôsobom Stretford k jeho zmene. V zásade sa počíta s využitím skladovacích nádrží na NaOH vo fenolke vrátane nariadení NaOH na koncentráciu 20%, tzn. koncentráciu optimálnu pre nízky bod tuhnutia a s tým spojenú jednoduchú možnosť dopravy a skladovania. Roztok bude nastrekovaný do odháňáčov amoniaku v čpavkární.

Množstvo vyrobené síry

Množstvo síry:

Množstvo vyrobené síry závisí na množstve odsírovaného koksárenského plynu a obsahu sírovodíku pred a za odsírením. Nižšie sú uvedené pri udávanom prevádzkovom množstve koksárenského plynu.

Množstvo síry pri obsahu H₂S < 4,0 → 0,05 > = cca 310 kg/h , t.j. cca 2 660 t/rok

Množstvo síry pri obsahu H₂S < 5,0 → 0,05 > = cca 390 kg/h , t.j. cca 3 350 t/rok

Akosť síry:

obsah síry: cca 94,0 % hmot.

voda:	4,10 % hmot.
organické látky:	0,51 % hmot.
popol:	0,10 % hmot.

Obsah organických látok zásadne závisí na obsahu dechtovitých látok, pracieho oleja, respektíve naftalénu v plyne na vstupe do práčiek.

9.2.4 Suroviny a energie

Tabuľka 6: Spotreba chemikálií

Chemikálie	Spotreba
Sóda (ako bezvodá)	0,9954 kg/1000 m ³ (n)/h
2,7 - A D A	0,0251 kg/1000 m ³ (n)/h
Vanadičnan sodný - ako V	0,0128 kg/1000 m ³ (n)/h
Kyselina citrónová	0,0233 kg/1000 m ³ (n)/h
Kondenzát pary alebo demi-voda (orientačne)	0,9954 kg/1000 m ³ (n)/h

Kondenzát pary sa používa pre dopĺňovanie strát vypieracieho roztoku a k príprave čerstvého vypieracieho roztoku.

Spotreba elektrickej energie

Spotreba: cca 9,2 kWh/1000 m³(n)/h

Spotreba pary (p = 0,6 MPa, t = 150 °C)

Spotreba: 0,0092 t/1000 m³(n)/h

9.2.5 Odpady

Odpadový roztok

Tabuľka 7: Zloženie odpadového roztoku

Zložka	Obsah
Vanád	0,129 % hmot.
kys. 2-7-antachinondisulfonová	0,166 % hmot.
NaCNS	8,860 % hmot.
Na ₂ CO ₃	1,667 % hmot.
kyselina citrónová	0,217 % hmot.
Na ₂ S ₂ O ₃ + Na ₂ SO ₄	5,139 % hmot.

Odpadový roztok v množstve cca 75 ÷ 80 m³/týždeň je dávkovaný do koksovacej vsázky (nahradzuje v skutočnosti čiastočne vodu pre nevyhnutné vlhčenie vsázky).

Odpadový plyn*Tabuľka 8: Zloženie odpadového plynu (vzduchu) z oxidátorov*

Zložka	Obsah
HCN	116 mg/m ³
H ₂ S	< 1 mg/m ³
SO ₂	< 1 mg/m ³
NH ₃	40 mg/m ³
Benzén	204 mg/m ³
Toluén	8,2 mg/m ³
Xylén	1,3 mg/m ³

Vyvarená NH₃ –voda

Množstvo vyvarenej amoniakálnej vody odpovedá v podstate súčtu oddechtovanej NH₃-vody (privádzanej na práčky) a priame (stripovacie) pary (privádzané do odháňača amoniaku). Proti súčasnému stavu teda nedôjde k navýšeniu existujúceho množstva vyvarenej NH₃-vody.

10 CELKOVÉ NÁKLADY**Odsírenie koksárenského plynu amoniakálnym spôsobom**

Projekčné náklady: 58 566 000 Sk
 Náklady na technológiu: 1 041 675 000 Sk
 Stavebné náklady: 183 825 000 Sk
 Suma nákladov: **1 284 066 000 Sk**

V nákladoch na technológiu sú zahrnuté náklady na PS Absorpcia NH₃ a H₂S, PS Regenerácia vypieracieho roztoku, PS Modifikovaná výroba síry a PS Vodné hospodárstvo (pre odsírenie).

Súčasťou investičných nákladov sú náklady na Basic-inžiniering a inžiniersku činnosť atď.

Odsírenie koksárenského plynu spôsobom Stretford

Projekčné náklady:	34 830 000 Sk
Náklady na technológiu:	487 723 200 Sk
Stavebné náklady:	<u>257 896 800 Sk</u>
Celkom odsírenie	780 450 000 Sk

Súčasťou investičných nákladov sú náklady na Basic-inžiniering a inžiniersku činnosť atď. K odsíreniu plynu spôsobom Stredford je nutné prirátat' aj náklady spojené s výstavbou čpavkárne.

Náklady na výstavbu novej čpavkárne vrátane skladu kyseliny

Projekčné náklady:	23 194 200 Sk
Náklady na technológiu:	464 878 600 Sk
Stavebné náklady:	<u>98 227 000 Sk</u>
Celkom čpavkáreň	586 299 800 Sk

Suma nákladov 1 366 749 800 Sk

11 DOTKNUTÁ OBEC

- Košice, Magistrát mesta Košice, Trieda SNP 48/A, 040 11 Košice.

12 DOTKNUTÝ SAMOSPRÁVNÝ KRAJ

- Košický samosprávny kraj

13 DOTKNUTÉ ORGÁNY

- ObÚŽP Košice-mesto, Adlerova č. 29, 040 22 Košice
- KÚ ŽP Košice, Komenského č.52, 041 26 Košice
- Regionálny úrad verejného zdravotníctva, Ipeľská č.1, 042 20 Košice

14 POVOĽUJÚCI ORGÁN

- Slovenská inšpekcia životného prostredia, Rumanova č.14, 040 53 Košice

15 REZORTNÝ ORGÁN

- Ministerstvo hospodárstva SR
- Ministerstvo životného prostredia SR

16 VYJADRENIE O VPLYVOCH NAVRHOVANEJ ČINNOSTI PRESAHUJÚCICH ŠTÁTNE HRANICE

Po realizácii stavby a normálnej prevádzke sa nepredpokladajú žiadne negatívne vplyvy presahujúce štátne hranice.