

## VŘESOVÁ: STRUČNÁ HISTORIE A VYHODNOCENÍ TLAKOVÉHO ZPLYŇOVÁNÍ UHLÍ

*Petr Mika*

*dříve Sokolovská uhelná, a.s., divize Tlaková plynárna Vřesová, nyní v důchodu  
e-mail: mika.petr@volny.cz*

*V srpnu 2020 byl z rozhodnutí vedení společnosti Sokolovská uhelná, a. s., ukončen provoz poslední klasické tlakové plynárny v České republice i v Evropě, zplyňující hnědé uhlí, ve Vřesové u Sokolova. Článek přináší stručný přehled počátků tlakové plynárny, popis procesu zplynění uhlí v generátoru a technologií následujících, které sloužily k vyčištění a úpravě vyrobeného plynu a současně vznikajících kapalných produktů. Přináší sumarizaci dosažených výrob i spotřeb vybraných médií včetně jejich následného využití. Zároveň přináší přehled ekologických opatření, která vřesovskou tlakovou plynárnu posunuly do oblasti čistých uhelných technologií. Naznačuje též nevyužitý (resp. pouze částečně využitý) potenciál této technologie ke kogasifikaci s vybranými odpady.*

*Klíčová slova: plynárna, zplyňování uhlí, generátor, energoplyn, paroplynový cyklus*

Došlo 13. 11. 2020, přijato 15. 12. 2020

### 1. Úvod

Tlaková plynárna ve Vřesové u Sokolova dodala do svítíplynové soustavy tehdejšího Československa první svítíplyn v prosinci 1969. V srpnu 2020 vyrobila poslední kubíky energoplynu pro paroplynovou elektrárnu. Je tomu tedy jen málo přes 50 let od zahájení provozu plynárny. Z rozhodnutí vlastníků společnosti Sokolovské uhelné byl provoz poslední tlakové plynárny provozující generátory typu Lurgi nejen v České republice, ale také v Evropě ukončen. Tento článek je retrospektivou a malým vyhodnocením uvedené technologie, dosažených výrob a spotřeb a možností, které klasické zplyňování nabízelo.

### 2. Historie

Investiční úkol vystavět komplexní zpracovatelskou kapacitu byl schválen vládou ČSR 29. 10. 1958. V únoru 1959 zahájil dodavatel stavebních prací Armabeton Praha první práce na přípravě a zařízení staveniště a zároveň bylo započato s demolicí stávající obce Vřesová. V dubnu 1959 začala výstavba vlečky a 1. 6. 1960 schválila vláda koncepci výstavby podniku, který vedení revíru založilo k 1. 4. 1960 jako účelový Kombinát pro využití hnědého uhlí Vřesová (KVHUV).

V roce 1960 byla zahájena výstavba objektů úpravny uhlí. V roce 1963 byla uvedena do provozu vlečka, přehrada na Chodovském potoce a silnice Vřesová – Rozmyšl. V polovině roku 1965 byla uvedena do zkušebního provozu úpravna uhlí a současně probíhaly práce na výstavbě briketárny a teplárny. Briketárna zahájila výrobu 27. 10. 1966, teplárna (TG 1) 23. 1. 1967. V tomto období již probíhaly práce na výstavbě tlakové plynárny. Po několikerém odložení termínu došlo ke zkušební výrobě surového plynu nakonec v červenci 1969 a výroba čistého plynu resp. svítíplynu byla zahájena 19. 11. 1969. Svítíplyn byl pak vyráběn až do 30. 6. 1996, kdy svítíplynová soustava v ČR byla definitivně nahrazena rozvodem zemního plynu a Tlaková plynárna kon-

tinuálně přešla na výrobu energoplynu pro paroplynovou elektrárnu.

Rovněž organizační struktura v průběhu let od zahájení výstavby do současnosti doznala značných změn. Původní závod Tlaková plynárna byl začleněn do KVHUV, n. p., součástí oborového podniku Sokolovský revír – Hnědouhelné doly a briketárny Sokolov. Od poloviny roku 1975 byla Tlaková plynárna, opět jako závod, součástí koncernového podniku HDB jako Palivový kombinát 25. únor Vřesová. Po roce 1990 vznikl samostatný s. p. Palivový kombinát Vřesová, který se stal od 1. 1. 1994 součástí Sokolovské uhelné akciové společnosti s Tlakovou plynárnou jako jednou z jejích divizí. V roce 2006 byla zpracovatelská část Sokolovské uhelné (včetně tlakové plynárny) sloučena do divize Zpracování.

### 3. Palivová základna

Sokolovská hnědouhelná pánev je článkem třetihorního údolí protínajícího severozápadní Čechy na úpatí Krušných hor od Chebu do Ústí nad Labem. Leží v ose kontinentálního riftu, jenž vznikl v třetihorách před cca 24 miliony let a trval necelé 3 miliony let. Vývojové fáze této pánve jsou časově shodné s vrásnicemi fázemi Alp a Karpat. Uvedené období mělo navíc ideální klimatické podmínky pro tvorbu uhlí. Podloží sloje Antonín tvoří především tufy, jíly a uhlí, nadloží pak jílovce cypriso-vého souvrství. Uvnitř antonínských vrstev se místy nacházejí zřetelně odlišené produkty vulkanické činnosti, zejména tufy (Rojík, 2004 [1, 2]).

Sloj Antonín, zdroj uhlí pro plynárnu, je nejmladší součástí sokolovského souvrství obsahující uhlí humitového typu. Sloj se nachází v prostoru Karlovy Vary (východ) - Habartov (západ) a její mocnost se pohybuje kolem 40 m.

Ukládání uhelných slojí bylo, jak vyplývá ze stručně popsané geneze, provázáno spadem sopečného popela. Průkaz je dán chemickým složením popelovin uhlí, zejména zvýšenými obsahy TiO<sub>2</sub>, TiO<sub>2</sub>/K<sub>2</sub>O a

TiO<sub>2</sub>/Na<sub>2</sub>O. Popel sloje Antonín obsahuje kolem 6 % TiO<sub>2</sub>. Proplásky jsou tvořeny vulkanoklastiky (tufitové a tufové proplásky slojí Josef, Anežka a Antonín). Jejich původní charakter byl změněn postupným zjívováním a půdotvorbou. Vzájemné interakce pyroklastik s organickou hmotou vedly k nynějšímu složení uhelné hmoty a sousedících hornin: tufy jsou kaolinizované s vylouženými bázemi, konkrece a krusty jsou tvořeny karbonáty, vedle kterých docházelo ke vzniku pestrého spektra dalších nerostů [3]. S ohledem na příznivé podmínky těchto interakcí jsou součástí cyprisového souvrství sokolovské pánve hlavním nalezištěm jílových minerálů s významným a velmi rozmanitým využitím v chemickém průmyslu a v průmyslu stavebních a keramických hmot [4].

Geochemii cyprisového souvrství se také podrobně zabývala odborná pracoviště Akademie věd ČR [5].

Uhlí humitového typu sokolovské pánve patří mezi druhy hnědého uhlí. Na základě provedených macerálových rozborů je tvořeno převážně macerály huminitu densinitem, ulminitem a attrinitem. Světelná odraznost huminitu tohoto hnědého uhlí  $R_r = 0,2 - 0,5 \%$ .

U navětráleného uhlí dochází k reziduálnímu zvýšení obsahu mineritu (jíl > karbonáty) na úkor skupiny huminitu (přednostně ulminitu).

Uhlí se vyznačuje proměnlivým množstvím minerální příměsi a obsah popela kolísá od 3 do 46 %. Z minerálních látek převažují jílové minerály s příměsí křemene a karbonátů. Typický je nižší obsah síry (mimo okrajové partie, kde se setkávají se slojí Antonín sloje Josef a Anežka); nalezeny byly průměrné obsahy  $S_{r^d}$  0,37 % až 1,23 %, u sloje Josef 0,53 % až 6,82 % a sloj Anežka 1,70 % až 4,12 % (lokálně i vyšší, přesahující 10 %). Na obsahu  $S_{r^d}$  v uhlí se podílejí síra organická a pyritická, vyšší obsahy síry síranové byly stanoveny ve vzorcích zvětráleného uhlí a oxyhumolitů. Uhlí je silně gelifikované [6, 7].

#### 4. Plynárenská technologie

Plynárna byla středním článkem řetězce uhlí – energoplyn – elektrická energie. Hnědé uhlí (převážně z těžební divize Jiří) o zrnitosti 3 – 25 mm s popelem v sušině 15 – 25 % hm. a o vlhkosti 18 – 30 % vstupovalo ze sušárny do zplyňovacích generátorů, kde bylo zplyňováno kyslíkoparní směsí za tlaku 2,5 – 2,7 MPa. Vzniklý surový plyn byl chlazen a zbavován kondenzátů a mechanických nečistot a vstupoval na sekci Rectisol, kde byl čištěn methanolovou vypírkou na kvalitu energoplynu, jehož hlavními složkami jsou H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO a CO<sub>2</sub>. Energoplyn byl základním palivem pro paroplynovou elektrárnu vyrábějící elektrickou energii ve dvou blocích o instalovaném výkonu 2x 200 MWe.

Kondenzáty z chlazení surového plynu procházely beztlakým dělením, kde z nich byl separován generátorový dehet a odloučeny tzv. těžké dehtové kaly. Surová fenolová voda zbavená většiny dehtu odcházela k čištění na sekci Fenolka, kde byly z této vody získávány po stažení zbylého podílu dehtu fenoly extrakcí butylacetátem ve formě fenolového koncentrátu a následně čpavek vypuzením v kolonách. Odfenolovaná a odčpavkováná

voda procházela dále biologickou čistírnou, sloužila k plavení generátorového popela a konečně odcházela přes soustavu usazovacích a dočišťovacích nádrží do vodoteče, přičemž splňovala přípustné limity znečištění.

#### 4.1. Generátorovna

Vlastní tlakové zplyňování probíhalo v dvouplášťových tlakových generátorech o průměru šachty 2,7 m. Jedná se o generátory (typu Lurgi) s pevným ložem se sesuvnou vrstvou (obr. 1). Zplyňování v nich probíhalo v několika pásmech při protiproudém uspořádání. Velikost zrn zplyňovaného tříděného hnědého uhlí je 3 - 25 mm, zplyňovací poměr 4 až 8 kg páry/m<sup>3</sup>(n) kyslíku.

Prvním pásmem z pohledu zplyňovacího média je popelová, několik decimetrů vysoká vrstva, ve které je zplyňující plynné médium předeříváno zjevným teplem popela a rovnoměrně rozdělováno po celém průřezu generátoru. V následujícím oxidačním pásmu probíhá silně exotermní reakce uhlíku s kyslíkem za vzniku převážně oxidu uhličitého, protože parciální tlak kyslíku je zde vysoký. Vznikající teplo je využíváno k chodu celé řady zplyňovacích reakcí probíhajících v dalších pásmech reaktoru.

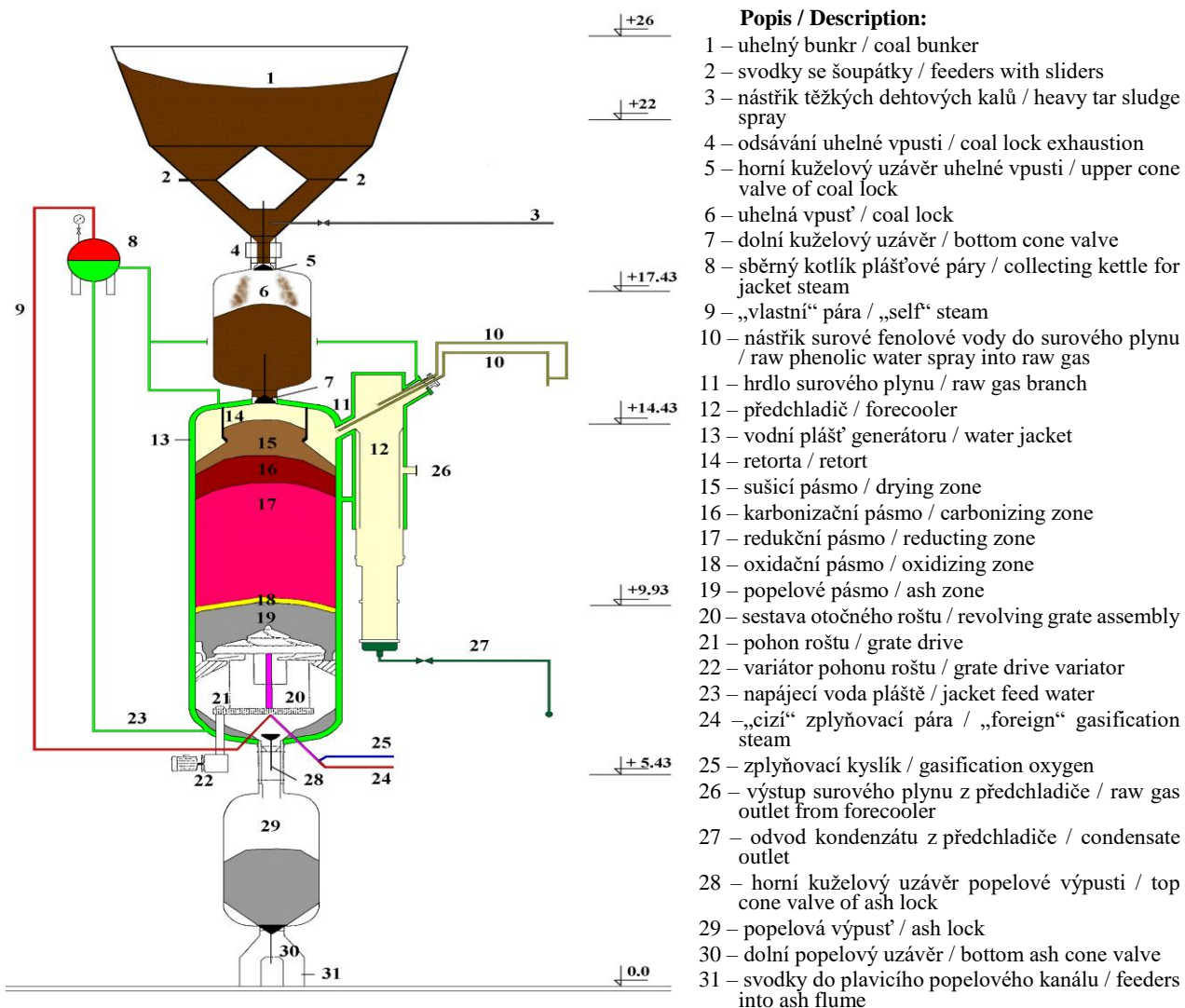
Proud plynů vystupujících z oxidační zóny bohatý na oxid uhličitý a vodní páru vstupuje do redukční zóny, kde probíhá převážná část heterogenních reakcí uhlíku za vzniku zejména CO, H<sub>2</sub> a CH<sub>4</sub> a homogenních reakcí CO a CO<sub>2</sub> s H<sub>2</sub> a vodní parou. Základní zplyňovací reakce jsou uvedeny v tabulce č. 1.

Poslední dvě pásma ve směru proudění získávaného plynu jsou karbonizační a sušící. V karbonizačním pásmu vzniká z organického podílu uhelné hmoty prostřednictvím celé škály radikálových reakcí primární dehet, který je ve formě sekundárního dehtu zachycován spolu se surovou fenolovou vodou v navazujících chladicích a kondenzačních zařízeních. V sušícím pásmu generátoru dochází pak k oddělení vody ze zplyňovaného uhlí před jeho vstupem do karbonizačního pásma.

V generátorovně bylo instalováno 26 generátorů ve dvou etapách (v každé po 13). Na první etapě byl generátor č. 13 původně určen jako experimentální, na němž bylo možné simulovat a monitorovat různé provozní stavy a také zplyňovat jinou vsázku než v ostatních generátorech.

#### 4.2. Dělení plynu a kondenzátu

Generátorový plyn opouštějící generátor procházel předchladičem, na jehož výstupu měl teplotu (a rosný bod) 200 - 220 °C. Procházel systémem chlazení a vstupoval do Rectisolu s teplotou max. 30 °C. V průběhu jeho ochlazování na generátorovně docházelo ke kondenzaci par jak vodních, tak bohaté směsi organických látek. Kondenzát byl veden na beztlaké dělení, kde byl gravitačně separován dehet od vodní fáze (fenolové vody) a kde sedimentovaly také těžké dehtové kaly. Dehet byl dále upravován v tancích odvodněním na produkt nazývaný hnědouhelný generátorový dehet. Fenolová voda byla vedena na technologii odfenolování a odčpavkování a surový plyn vstupoval do Rectisolu.



**Obr. 1** Schema tlakového generátoru  
**Fig. 1** Diagram of the pressure gasifier

**Tab. 1** Základní zplyňovací reakce  
**Tab.1** Basic gasification reactions

Heterogenní reakce	$\Delta_f H^\circ_{298}$ (kJ/mol)	
$C_{(s)} + O_{2(g)} \rightarrow CO_{2(g)}$	- 393,5	(1)
$C_{(s)} + \frac{1}{2} O_{2(g)} \rightarrow CO_{(g)}$	- 110,5	(2)
$C_{(s)} + CO_{2(g)} \rightarrow 2 CO_{(g)}$	+ 174,2	(3)
$C_{(s)} + H_2O_{(g)} \rightarrow CO_{(g)} + H_2_{(g)}$	+ 131,3	(4)
$C_{(s)} + 2 H_2O_{(g)} \rightarrow CO_{2(g)} + 2 H_2_{(g)}$	+ 90,2	(5)
$C_{(s)} + 2 H_2_{(g)} \rightarrow CH_{4(g)}$	- 74,8	(6)
<b>Homogenní reakce</b>		
$2 CO + O_2 \rightarrow 2 CO$	- 566,0	(7)
$2 CO + 2 H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$	- 247,3	(8)
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	- 41,1	(9, shift reaction)
$CO + 3 H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	- 206,1	(10)
$CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$	- 41,2	(11)
$CO_2 + 4 H_2 \rightarrow CH_4 + 2 H_2O$	- 165,0	(12)

### 4.3. Zplyňovací média

Kyslík byl původně vyráběn ve vlastní kyslíkárně závodu Tlaková plynárna; v souvislosti s přechodem na výrobu energoplynu a s výstavbou hořákového generátoru vybudovala firma Linde novou moderní kyslíkárnu produkující nejen kyslík, ale také dusík sloužící zejména jako inertizační médium, a vyrábějící argon a jeho směsi pro vlastní potřebu Linde.

Parametry zplyňovacího kyslíku: tlak 2,9 MPa, teplota 110 °C, koncentrace min. 95 %.

Zplyňovací pára: dodávána ze závodu Energetika o tlaku 3,1 MPa a teplotě 360 – 380 °C.

### 4.4. Rectisol

Vstupující surový plyn byl nejprve v chladicím okruhu vypírán směsí vody a benzinových uhlovodíků a zbaven tak surového benzínu, čpavku a HCN. Plyn procházel následně methanolovou vypírkou, při které byl z něho separován především sulfan, ale také COS a nižší thioly. Zakoncentrovaný odpadní plyn s těmito sirnými látkami byl veden na jednotku odsíření WSA (Wet Gas Sulphuric Acid), kde byla vyráběna 96 % H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Zcela původně byl Rectisol ve Vřesové vybudován jako světově jedinečná technologie: zatímco ostatní existující Rectisoly (Záluží, Úžín, Schwarze Pumpe, Sasol) byly jednookruhové (společná methanolová vypírka H<sub>2</sub>S a CO<sub>2</sub> v jednom okruhu), ve Vřesové byla vypírka dvouokruhová: vypírání H<sub>2</sub>S v jednom a CO<sub>2</sub> ve druhém okruhu. Tento systém umožňoval nejen hlubokou úroveň odstranění sulfanu, ale také oxidu uhličitého. Technologie byla koncipována na vypírku CO<sub>2</sub> až na zbytkovou koncentraci 9 g/l CH<sub>3</sub>OH při teplotě - 60 °C. Nízkých teplot bylo dosažováno využitím technologie Linde.

#### 4.4.1 Absorpční chladicí zařízení LINDE

- zajišťovalo udržení velmi nízkých teplot absorpčního média v čistící řadě Rectisol,
- odvádělo teplo uvolněné absorpcí CO<sub>2</sub> v methanolu při vypírce surového plynu a částečně i teplo dodávané parou v procesu regenerace methanolu destilací a vyvažováním,
- dodávání chladu resp. odvádění tepla bylo prováděno nepřímo v trubkových výparnicích, kde byl v plášťovém prostoru odpařováním velmi těkavého kapalného čpavku získáván potřebný chlad. Výparné teplo odebíralo čpavek chlazenému médiu proudícímu v trubkách.

Zařízení představovalo uzavřený celek. Využívalo fyzikálních vlastností kapalného čpavku již při velmi nízkých teplotách a tlacích. Odpařený plynný čpavek se snadno absorbuje v demivodě na obohacený čpavkový roztok, ze kterého se vypuzováním při středních tlacích a po kondenzaci získává zpět kapalný čpavek. Absorpční teplo a teplo dodané parou na nepřímé vypuzení čpavku bylo odváděno chladicí vodou.

V praxi nebyla možnost dosažení takto hlubokých teplot využita, stripování methanolu vzduchem (podmiňující uvažovanou vypírku), ani tak hluboké teploty nebyly provozovány. Stejně tak byl původně vybudován okruh výroby odorantu (dimethylsulfidu) katalyticky ze

sulfanu a methanolu, katalyzátorem měl být granulovaný Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> aktivovaný draslíkem (ve formě K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). Svítiplyn odorizován byl, ovšem produktem separovaným v okruhu vypírky H<sub>2</sub>S, jenž byl směsí organických sulfidů.

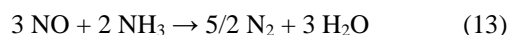
Další vybudovanou, ale nevyužitou technologií byla výroba kyseliny sírové metodou mokré katalýzy. Proběhly provozní zkoušky, avšak praktické výsledky (zejména pro použitý reaktor pro reakci SO<sub>3</sub> s vodní parou na výplni s Raschigovými kroužky) byly neuspokojivé. Později vybudovaná moderní technologie WSA byla naopak velmi úspěšná.

Na Rectisol navazovala v etapě výroby svítiplynu karburační stanice, ve které byl čistý plyn z Rectisolu upravován mísením se zemním plynem a dusíkem na požadované hodnoty záměnnosti pomocí korigovaného Wobbeho čísla W' a spalovacího potenciálu C dle tehdejší ČSN 385443.

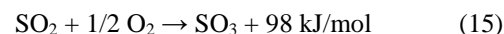
V pozdějším období byly vybudovány ekologické jednotky, jakými byl LICHEP (termická likvidace chudých expanzních plynů, které byly v počátcích provozu vypouštěny do ovzduší) [8, 9] i WSA, již zmíněná výroba kyseliny sírové.

#### 4.4.2 Jednotka WSA [10, 11]

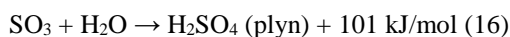
Sulfan a sirné organické sloučeniny obsažené v odplynech byly spalovány s přebytkem vzduchu na oxid siřičitý. Potřebné spalovací teploty kolem 1 350 °C bylo dosaženo současným spalováním adekvátního množství energoplynu. Obsah současně vznikajících oxidů dusíku (NO<sub>x</sub>) byl redukován přidavkem plynného čpavku k procesnímu plynu po jeho ochlazení na cca 400 °C. Směs byla vedena do SCR (Selective Catalytic Reduction) reaktoru, kde proběhla redukce NO<sub>x</sub>:



Za SCR reaktorem byl umístěn SO<sub>2</sub> reaktor, v němž se na katalyzátorovém loži asi 97 % SO<sub>2</sub> přeměnila na SO<sub>3</sub> podle rovnice:



Procesní plyn se po výstupu z SO<sub>2</sub> reaktoru ochladil a oxid sírový reagoval s vodními parami:



Dalším ochlazením vykondenzovala 93–96 % kyselina sírová. Procesní plyn, zbavený zbytků kapiček kyseliny sírové, procházel přes filtr, kde se zachytily poslední kapičky kyseliny a pak odcházel komínem do atmosféry.

Teplo získané při ochlazování procesních proudů bylo využíváno jednak k výrobě přehřáté 3,9 MPa páry a jednak k předehřevu vzduchu pro spalování.

Pro usnadnění kondenzace par kyseliny sírové bylo do procesního proudu přiváděno ze speciálního zařízení malé množství jemně rozptýlených sazí vzniklých spalováním silikonového oleje. Tyto jemné částičky působily jako kondenzační jádra a napomáhaly při kondenzačním procesu.

#### 4.5. Fenolka

Fenolová voda byla po oddělení dehtu v beztlakém dělení na generátorovně vedena na první jednotku fenolky, předčištění.

##### 4.5.1 Předčištění

Zde probíhala úprava surové fenolové vody a ochlazení předčištěné fenolové vody před vstupem na extrakci. V tancích předčištění docházelo na principu rozdílných měrných hmotností ke kontinuálnímu prostému odlučování zbylého generátorového dehtu, těžkých dehtových kalů a mechanických nečistot. Zároveň se surová fenolová voda ochladila z teplot 65–75 °C na teploty 38–42 °C.

##### 4.5.2 Extrakce

Zde byla předčištěná fenolová voda v extrakčním zařízení odfenolována butylacetátem. Extrakce probíhala v rotačním diskovém extraktoru, v němž za dokonalé disperse extrakčního rozpouštědla nastalo vlastní odfenolování. Současně proběhlo dělení fázi extraktu a rafinátu. Extrakt byl v destilačním zařízení zpracován (proběhla regenerace extrakčního činidla a výroba fenolového koncentrátu), rafinát byl nasycen butylacetátem, jenž se využitím azeotropické směsi s minimálním bodem varu regeneroval ve vypuzovací koloně.

##### 4.5.3 Odčpavkování

Odfenolovaná voda odcházela k dalšímu zpracování na odčpavkování, kde se zbavila volného čpavku destilací (odháněním). Vázaný čpavek, obsažený ve formě solí mastných kyselin, se alkalizací (přidáváním NaOH) částečně převedl na volný. Patovým produktem odháněcích kolon byla odčpavkována voda, která odcházela k dalšímu dočištění na biologickou čistírnu. Hlavový produkt byl zpracován v zahušťovací technologické stupni.

Zahušťování a odkyselení: hlavový produkt se v tomto stupni destilací, kondenzací a absorpcí zbavoval oxidu uhličitého a zahustil se na koncentraci vhodnou k výrobě kapalného čpavku. Při tomto procesu se ze zahuštěné čpavkové vody vysolily obsažené organické látky.

Výroba kapalného čpavku: ze zahuštěné čpavkové vody se kapalný čpavek, který dosahuje koncentrace 99,8 %, vyráběl tlakovou destilací.

##### 4.5.4 Biologická čistírna odpadních vod

V tomto technologickém stupni proběhlo odstranění zbytkového množství fenolů a organických látek obsažených v odpadních vodách biologickými pochody. V zařízení proto musely být udržovány a zajišťovány podmínky podporující životní pochody mikroorganismů.

#### 4.6. Produkty tlakového zplyňování uhlí

Hlavním produktem byl čistý plyn z Rectisolu. Vedlejšími kapalnými produkty byly hnědouhelný generátorový dehet, fenolový koncentrát, kapalný čpavek, ky-

selina sírová a rectisolový benzín. Dehet sloužil jako palivo pro teplotní zařízení a jako palivo s redukčními vlastnostmi také ve vysokých pecích při výrobě železa. Chemicky jej využívala firma Rütgers (SRN) jako zdroj naftalenu a anthracenu. Fenolový koncentrát, kapalný čpavek a H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> byly dodávány k dalšímu chemickému zpracování.

Surový benzín využíval původně Chemopetrol Litvínov k separaci benzínových uhlovodíků, posléze byl odpadem využívaným k tepelné stabilizaci provozu jednotky na likvidaci expanzních (a penetrantních) plynů z Rectisolu a k výrobě energoplynu v hořákovém generátoru.

Dosud uvedený přehled látek je nutno ještě rozšířit o organické látky oddělované během procesu odčpavkování; jednalo se o látky, které byly jako zbytkové odehnány ve vypuzovacích kolonách z odfenolované vody spolu se čpavkem a v procesu rafinace kapalného čpavku byly separovány [12–14]. Následně byly míšeny s rectisolovým benzínem a zplyňovány.

Podrobně se chemickým produktům ze zplyňování věnovali zejména Buryan a kol. [15–28]. Charakteristiky a základní kvalitativní parametry uvedených produktů již byly rovněž vícekrát publikovány [29, 30].

#### 4.7. Hořákový generátor

Hořákový generátor (entrained flow gasifier) byl technologickým řešením vlivu zhoršujících se vlastností zplyňovaného uhlí z přerubaných slojí spojený se zplyňováním vedlejších kapalných produktů [29–31]. V důsledku legislativních opatření (REACH) a také po uvalení spotřební daně na dehet a surový rectisolový benzín se stávaly tyto produkty neprodejně; navíc bylo nutné zajistit bezpečné provozování technologie pro případ, kdy by vypadla možnost expedice těchto produktů i z jiných důvodů.

V reaktoru tohoto typu generátoru dojde k rozštěpení média rozprašeného v hořáku pomocí kyslíku a vodní páry při velmi vysoké reakční teplotě (u ústí hořáku > 2000 °C) za vzniku syntézního plynu obsahujícího jako hlavní složky H<sub>2</sub>, CO a CO<sub>2</sub>. V reaktoru prakticky neprobíhají reakce (6, 8, 10–12, viz tab. 1), takže se v plynu nevyskytují téměř žádné vyšší uhlovodíky a rovněž obsah CH<sub>4</sub> se blíží nule. Produktem hlubokého štěpení jsou vedle plynu saze. Struska mohla vznikat z drobných částic (úlety uhelného prachu) obsažených v dehtu.

Hlavním palivem byl hnědouhelný generátorový dehet. S ohledem na jeho podíl měl samostatný napájecí systém a hořáky. Další kapalné látky byly do zplyňovacího procesu přiváděny jednotlivě jako sekundární palivo druhým napájecím systémem.

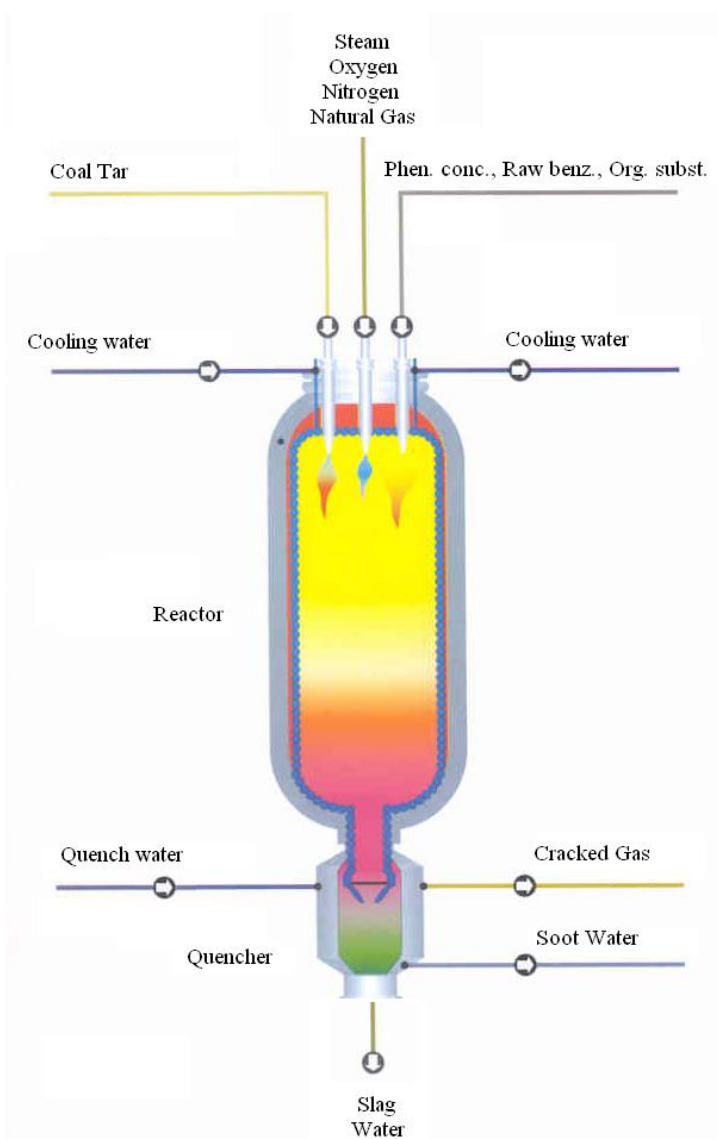
Jádrum zplyňovacího zařízení byl reaktor s integrovanými konstrukčními jednotkami. Je to tlaková nádoba s dvojitou stěnou, jejíž vnější stěna je konstruována jako tlaková. Vnitřní plášť je proti podmínkám v reaktoru chráněn vyzdívkou. Keramické obložení je dimenzováno tak, aby na kovové stěně byla teplota cca 230 °C. Prostor mezi vnitřním pláštěm a tlakovým pláštěm je vyplněn napájecí (chladicí) vodou a spolu s parním bubnem tvoří

parní systém (vyvíječ páry) s přirozeným oběhem k odvedení zbytkového tepla procházejícího vyzdívkou. Parní buben slouží i pro oddělování fázi voda-pára a jako zásobník napájecí vody pro chladicí plášť.

Horký surový plyn opouštěl reaktor přes těleso výpusti strusky/sazí a vstupoval do quencheru tvořícího s reaktorem jeden konstrukční celek. V něm byl surový plyn nástříkem vody tryskami zchlazen a zároveň nasycen vodní parou. Chladicí proces zde představoval zároveň první praní plynu. Vstříkovaná voda byla směsí kondenzátu z plynu a vyčištěné recirkulované sazové vody. Stav hladiny v quencheru byl spojitě regulován, vypouštěná voda byla přiváděna do meziexpanderu (z 2,8 na 2,0 MPa) a z něho do jednotky zpracování sazové vody.

Ochlazený surový plyn odcházel z quencheru do pračky surového plynu, kde byl podroben další vypírce. Pak odcházel do chladicího a kondenzačního zařízení generátorovny. Neodpařená chladicí (sazová) voda byla odváděna do provozního celku Zpracování sazové vody k vyčištění (oddělení od pevných částic - sazí) a vrácení do procesu.

Generátor Siemens byl moderním zařízením splňujícím všechny požadavky na spolehlivou výrobu plynu z kapalných surovin. Jeho schematické znázornění je na obr. 2.



**Obr. 2** Hořákový generátor

**Fig. 2** Entrained flow gasifier

*steam = pára, oxygen = kyslík, nitrogen = dusík, natural gas = zemní plyn, coal tar = dehet, phen. conc. = fenolový koncentrát, raw benz. = surový benzín, org. subst. = organické látky, cooling water = chladicí voda, quench water = quenčová voda, cracked gas = štěpný plyn, soot water = sazová voda, slag water = voda se struskou*

## 5. Přehled výsledků provozu plynárny

Po stručném popisu technologie zpracovatelské plynárenské části Sokolovské uhelné je potřeba uvést výsledky jejího provozu v uplynulých padesáti letech (tab. 2 až 6).

V tab. 2 jsou uvedeny sumární spotřeby a výroby generátorovny a Rectisolu. Z tohoto přehledu vyjímám zajímavosti:

- v prosinci 1969 představovala celková dodávka svítiplynu 1 323 000 m<sup>3</sup>(n);
- v porovnání s ní činila směnová (8 h) výroba na noční směně 10. 1. 1985 1 953 400 m<sup>3</sup>(n);
- téhož dne bylo dosaženo nejvyšší denní výroby, celkem 5 588 000 m<sup>3</sup>(n);
- nejvyšší roční výroby bylo dosaženo v roce 1984, celkem 1 213 522 300 m<sup>3</sup>(n) svítiplynu.

**Tab. 2** Spotřeba a výroba generátorovny a Rectisolu 1969–2020

**Tab. 2** Consumption and production of coal gasification plant and Rectisol 1969–2020

Materiál, parametr	Jednotka	Hodnota
Sur. uhlí (raw coal)	t	64 647 887
Suš. uhlí (dry coal)	t	62 165 344
Popel (ash)	t	9 789 069
Zplyň. O <sub>2</sub> (gasif. O <sub>2</sub> )	tis. m <sup>3</sup> (n)	9 297 980
Zplyň. pára (gasif. steam)	t )	63 063 576
Zplyň. poměr gasif. ratio)	t páry/tis. m <sup>3</sup> (n) O <sub>2</sub>	6,77
Surový plyn celk. (raw gas total)	tis. m <sup>3</sup> (n)	63 510 530
Sur. plyn na Rectisol	tis. m <sup>3</sup> (n)	59 857 507
Čistý plyn	tis. m <sup>3</sup> (n)	21 866 018
SVP	tis. m <sup>3</sup> (n)	25 192 315
EP	tis. m <sup>3</sup> (n)	28 220 029

*Pozn.: max. zplyňovací poměr (gasif. ratio) 7,76, min. 5,97 t páry/tis. m<sup>3</sup>(n) O<sub>2</sub>.*

*Čistý plyn sloužil k výrobě svítiplynu, údaje jsou shodně pro období 1969–1996. Údaj o energoplynu je pro období 1995–2020.*

Tab. 3 představuje výrobu chemických produktů: hnědouhelného generátorového dehtu (HGD), fenolového koncentrátu (FK), kapalného čpavku, surového benzínu (SB) a kyseliny sírové. O všechny uvedené produkty byl značný zájem ze strany externích odběratelů, zejména o fenolový koncentrát – byl dodáván do Spolkové republiky Německo, do Španělska, zkušebně i do USA (zde ovšem přepravní náklady převýšily ekonomický efekt). V tuzemsku byl zpracováván v DEZE. FK obsahoval min. 85 % kyselých olejů, které byly ze 65–75 % tvořeny jednosytnými fenoly. Z dvojsytných fenolů byl jako nejcennější složka obsažen zejména methylpyrokatechol.

**Tab. 3** Výroba ostatních chemických produktů 1969–2020

**Tab. 3** Amount of by-products from the gasification 1969–2020

Materiál	Jednotka	Produkce
SFV (raw phen. water)	m <sup>3</sup>	82 949 172
HGD (coal tar)	t	4 098 186,28
FK (phenol conc.)	t	596 309,64
NH <sub>3</sub>	t	274 152,87
SB (crude naphtha)	t	513 659,11
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	t	426 716,24

*Pozn.: H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> byla vyráběna od roku 1994.*

Tab. 4 uvádí měrné spotřeby surovin a médií a produkci surové fenolové vody a dehtu vztažené na výrobu 1000 m<sup>3</sup>(n) surového plynu.

**Tab. 4** Měrné spotřeby surovin a hodnoty výroby produktů vztažené na výrobu 1000 m<sup>3</sup>(n) surového plynu

**Tab. 4** Specific raw materials consumption and value of products relating to 1000 m<sup>3</sup>(n) produced raw gas

	Jednotka	Hodnota
Sur. uhlí (raw coal)	t/tis. m <sup>3</sup> (n)	1,14
Suš. uhlí (dry coal)	t/tis. m <sup>3</sup> (n)	1,01
Zplyň. pára (gasif. steam)	t/tis. m <sup>3</sup> (n)	1,12
Zplyň. O <sub>2</sub> (gasif. O <sub>2</sub> )	m <sup>3</sup> (n)/tis. m <sup>3</sup> (n)	165,02
SFV (raw phenol)	m <sup>3</sup> /tis. m <sup>3</sup> (n)	1,36
HGD (water coal tar)	kg/tis. m <sup>3</sup> (n)	68,16

*Pozn.: po ukončení výroby svítiplynu a zahájení výroby energoplynu se hodnoty zejména zplyňovacích médií změnily – též v návaznosti na provoz hořákového generátoru. Měrná spotřeba páry byla 1,14 do roku 1995, pak 1,09, kyslíku 170,65 a pak 160,29. Měrná spotřeba uhlí oscilovala kolem 1 od 0,92 do 1,18, produkce surové fenolové vody se pohybovala od 1,15 do 1,76.*

V tab. 5 jsou vybrané kvalitativní údaje uhlí vstupujícího do generátoru – je vidět zřetelný nárůst obsahu S<sup>d</sup>, dosahoval až 1,32 %. Ve složení plynu došlo k nejvýraznější změně po ukončení výroby svítiplynu ve vzrůstu obsahu CO<sub>2</sub>, kdy již nebylo nutné jej vypírat a jeho obsah v energoplynu byl naopak výhodný, na lopatkách spalovací turbíny konal mechanickou práci. Úměrně tedy poklesl ve vyrobeném plynu obsah CH<sub>4</sub> a H<sub>2</sub>.

Konečně tab. 6 přináší přehled spotřeb a výroby hořákového generátoru od najetí v roce 2008 až do ukončení provozu. Přednostně byl zplyňován surový benzín, později hnědouhelný generátorový dehet a jako poslední fenolový koncentrát. Zkušebně bylo zplyněno 27 t organických látek z odčpavkování. Kromě spotřeby v hořákovém generátoru byly právě organické látky z odčpavkování (jako odpad) a část surového benzínu spalovány v jednotce likvidace chudých expanzních plynů na Rectisolu

**Tab. 5** Kvalitativní data sušeného uhlí a vyrobených plynů**Tab. 5** Qualitative data of dry coal and produced gases

	suš. uhlí			CO <sub>2</sub> (% obj.)		CO (% obj.)		CH <sub>4</sub> (% obj.)		H <sub>2</sub> (% obj.)		H <sub>2</sub> S	
	W <sup>r</sup> (%)	A <sup>d</sup> (%)	S <sup>d</sup> (%)	SP	ČP	SP	ČP	SP	ČP	SP	ČP	SP	ČP
do 1995	31,53	18,04	0,65	33,12	10,86	13,16	17,10	10,63	15,00	40,87	54,50	2,72	7,65
od 1996	30,87	18,89	0,97	32,23	23,93	14,96	17,12	10,07	11,17	40,58	46,42	4,13	10,51

Pozn.: údaje pro sulfan jsou v g/m<sup>3</sup>(n) v surovém plynu a v mg/m<sup>3</sup>(n) v čistém plynu.

Note: SP – raw gas, H<sub>2</sub>S content in g/m<sup>3</sup>(n), ČP – purified gas, H<sub>2</sub>S in mg/m<sup>3</sup>(n).

**Tab. 6** Spotřeby a výroby hořákového generátoru**Tab. 6** Consumptions and output of entrained flow gasifier

Materiál	Jednotka	Spotřeba
Zplyň. O <sub>2</sub> (gasif. O <sub>2</sub> )	tis. m <sup>3</sup> (n)	607 966
Zplyň. pára (gasif. steam)	t	428 071
Zplyň. poměr (gasif. ratio)	t páry/tis. m <sup>3</sup> (n) O <sub>2</sub>	0,71
Vyrobenej sur. plyn (raw gas)	tis. m <sup>3</sup> (n)	2 120 430
HGD (coal tar)	t	687 302
SB (crude naphtha)	t	108 080
FK (phenol conc.)	t	10 530

## 6. Ekologie

### 6.1. Ekologická opatření plynárny

V prvních letech po uvedení plynárny do provozu bylo spíše než rozvíjení ekologických opatření nutné stabilizovat provoz. Četné výpadky, ať již na generátorovně či na ostatních navazujících provozech, omezovaly další aktivity. Postupně se výroba dostávala do předpokládaného režimu a bylo možné rozvíjet i oblast ekologie.

Na generátorovně byla dodatečně realizovaná opatření nejznatelnější. Původně totiž byly například plyny z najíždění generátorů (než poklesl obsah O<sub>2</sub> v surovém plynu pod max. 1 % obj.) vypouštěny do ovzduší. Uhelny prach ze zauhlovacích cest byl sice odsáván, avšak vypouštěn do okolí. Odpopelňování generátorů bylo původně realizováno jako suché – popel byl z popelové výpustě vsypáván do popelového kanálu s proudící plavicí vodou, přičemž oblak popílku zcela zaplnil prostor pod generátory. Těžké dehtové kaly byly vyváženy do otevřených nádrží mimo areál podniku.

Chudé expanzní plyny z Rectisolu (z vypírky CO<sub>2</sub>) byly vedeny na komín teplárny a vypouštěny do ovzduší. Bohaté plyny (z vypírky H<sub>2</sub>S) byly spalovány na teplárně, vznikající SO<sub>2</sub> byl vypouštěn do ovzduší. Stejně tak byly vypouštěny odplyny z tanků chemických produktů atp.

Postupně došlo k výrazným změnám vedoucím až k téměř dokonalému provozu z hlediska emisí. Veškeré odplyny byly zavedeny buď pod kotle teplárny, na jejichž vystupujících spalinách bylo instalováno odsíření, nebo byly spalovány na zařízení LICHEP a spaliny také vedeny na odsíření. Uhelny prach ze zauhlování byl spla-

chován a veden do čistírny mourových vod. Odpopelňování bylo radikálně upraveno na mokré a zcela tak bylo zajištěno čisté pracovní prostředí. Síra obsažená v bohatých expanzních plynech z Rectisolu byla na jednotce WSA konvertována do kyseliny sírové. Na těžké dehtové kaly také došlo – po mnoha neúspěšných pokusech s technologií (šlo o čerpadla těchto kalů) byl uveden do provozu jejich nástřik do generátorů a byly spoluzplyňovány s uhlím. Tento postup byl natolik úspěšný, že nakonec byly zlikvidovány skládky nejen vlastní, ale také ekologické zátěže ze Záluží i od Ostravy.

### 6.2. Ekologie paroplynového cyklu

Emise PPC: emise SO<sub>2</sub> byly dány pouze zbytkovým obsahem sulfanu v energoplynu po vypírce methanolem. Koncentrace v energoplynu za normálního provozu činily řádově jednotky ppm H<sub>2</sub>S (méně než 1.10<sup>-3</sup> % obj.), SO<sub>2</sub> ve spalinách méně než 0.2 mg/m<sup>3</sup>(n).

Emise oxidů dusíku jsou dány především mechanismem vzniku NO<sub>x</sub>. Při spalování vznikají oxidy dusíku dvěma cestami:

- reakcí vzdušného dusíku s kyslíkem při spalování za vysokých teplot,
- spalováním dusíkatých sloučenin obsažených v palivu.

Protože energoplyn neobsahoval dusíkaté sloučeniny, vznikají oxidy dusíku pouze oxidací vzdušného dusíku. Množství těchto termických NO<sub>x</sub> je exponenciálně závislé na adiabatické stechiometrické teplotě spalování T<sub>st</sub>. Tuto teplotu můžeme snížit přívodem chladicí (inertní) látky do reakční zóny nebo do čela plamene. Ve Vřesové je použito nástřiku vodní páry do čela plamene. Oxid uhličitý, který byl obsažen v energoplynu, rovněž velmi výhodně snižoval emise NO<sub>x</sub>. Limitní (a garantovaná) hodnota obsahu oxidů dusíku je 45 ppm (0,0045 % obj.) při 15 % obj. kyslíku ve spalinách, což s velkou rezervou vyhovuje jak normám ochrany ovzduší, tak i odhadům imisí založených na rozptylových studiích.

Paroplynový cyklus může být (a nyní je) provozován i na zemní plyn, tedy bez plynárny. Samozřejmě emitován bude i nadále CO<sub>2</sub>. Pro základní představu: z 1000 m<sup>3</sup>(n) zemního plynu vznikne za normálních podmínek 1954 kg CO<sub>2</sub>. Každý uživatel zemního plynu – ve vlastní kuchyni, při topení v plynovém kotli, každá teplárna využívající zemní plyn vypouští tato množství CO<sub>2</sub> do ovzduší.

Z 1000 m<sup>3</sup>(n) energoplynu vznikne 1025 kg CO<sub>2</sub>, tedy méně než ze zemního plynu. Ano, energoplyn je tři-



krát méně výhřevný než zemní plyn, ale množství pro výrobu elektrické energie v paroplynové elektrárně nelze počítat násobkem. CO<sub>2</sub> obsažený v energoplynu před spálením v turbíně totiž koná na jejích lopatkách mechanickou práci. A dále: podle původního projektu měl být obsah CO<sub>2</sub> v plynu před dalším použitím 1,5 % a tedy při využití v paroplynovém cyklu by emise z každého 1000 m<sup>3</sup>(n) činily 750 kg CO<sub>2</sub>.

### 6.3. Odpadní vody

V odpadních vodách vypouštěných do vodoteče byly sledovány hodnoty amoniakálního i dusičnanového dusíku. Limity stanovil Krajský úřad Karlovarského kraje, Odbor životního prostředí a zemědělství: výměr pro vypouštění odpadních vod z dočišťovací nádrže Vřesová do Chodovského potoka na základě změny č. 13 Integrovaného povolení stanovil max. koncentraci amoniakálního dusíku 8 mg/l, max. koncentraci dusíku dusičnanového 15 mg/l [32].

Kromě těchto základních údajů byly vyhodnocovány obsahy F<sup>-</sup> (fenolů jednosytných), CHSK<sub>Cr</sub>, nerozpuštěných a rozpuštěných látek i eventuální obsah polyaromatických uhlovodíků.

## 7. Kogasifikace

Do oblasti ekologie spadá i zpracovávání externích odpadů formou kogasifikace. Kromě již zmíněných dehtových kalů tak byly až do ukončení provozu zplyňovány lanolin z nejdecké česárny vlny, peletky vytríděných odpadů apod.; od roku 2013 tak bylo zplyněno 98 994,77 t odpadních látek.

### 7.1. Specifické rysy procesu kogasifikace

Výroba plynu z hnědého uhlí v tlakových zplyňovacích generátorech je vysoce reduktivní proces, který nelze ani vzdáleně přirovnávat ke spalování. Horké spaliny z primární oxidace uhlí jsou spotřebovány v redukcí zóně za tvorby plynu obsahujícího hlavně CO<sub>2</sub>, CO a H<sub>2</sub>. V hluboce redukujících podmínkách jsou např. chlorované sloučeniny převáděny až na HCl, který je ze surového plynu vyprán již v následující kondenzační řadě ve formě vodných roztoků chloridů. Redukce za teplot 700–1000 °C vylučuje jakoukoliv tvorbu kyslíkatých derivátů typu dibenzodioxinů anebo dibenzofuranů tak, jak se to může stát při prostém spalování. Společné zplyňování (kogasifikace) různých přídatných paliv společně s uhlím má svá specifika i u transferu kovových sloučenin. Naprostá většina veškerých kovů přítomných v uhlí i v kogasifikovaných palivech je chemicky vázána na zbytkové popeloviny a nepřečází vůbec do surového plynu. Tyto kovy opouštějí zplyňovací proces v podobě popela, kde jsou jako oxidy pevně vázány s přebytkovými kyselými složkami SiO<sub>2</sub> resp. TiO<sub>2</sub>. Těžké sloučeniny arzenu jsou rovněž z více než 97 % vázány na popel v podobě některých pyroarzenosilikátů. Proces čištění plynu nemůže cestou plynu opustit ani nejtěkavější

z kovů – rtuť, neboť surový plyn je z teplot za kondenzací (cca + 35 °C) postupně chlazen a vypírán vodou, surovým benzinem a methanolem až do teplot – 45 °C. Rtuť tak byla zachycena již v zařízeních chladicího okruhu Rectisolu. Prakticky úplně všechny kovy původně v palivu přítomné se ve finále ukládají na složišti popela a do ovzduší se nemohou uvolňovat. Proces kogasifikace tak nabízel jedinečné možnosti bezpečného zpracování všech typů odpadů (včetně PET) anebo tzv. alternativních paliv bez ohrožení životního prostředí jeho znečištěním nebezpečnými emisemi. Koncovým energetickým produktem byl hluboce vyčištěný plyn určený k pohonu plynových turbín [33, 34].

## 8. Závěr

Tento článek si stanovil za cíl informovat o uplynulých padesáti letech technologie, která ve světovém měřítku představovala unikátní spojení klasického zplyňování hnědého uhlí s výrobou elektrické energie v paroplynovém cyklu se současným zajištěním ekologizace svého provozu.

Tlakové zplyňování je jedinečným chemickým procesem. Vzniká při něm syntézní plyn, jenž má mnoho možností následného využití. Také na Vřesové byly posuzovány následující možnosti: výroba elektrické energie, výroba syntetického zemního plynu (SNG) anebo výroba methanolu; všechny tyto možnosti byly technologicky schůdné. Nakonec bylo rozhodnuto o výrobě elektrické energie (CCPP), přičemž i integrovaný paroplynový cyklus ve Vřesové je svým způsobem unikát: spalovací turbíny byly zkonstruovány na využití dvou poměrně rozdílných plynů, zemního a energoplynu (originální řešení francouzské firmy EGT (GEC Alsthom), nyní GE).

Spojením těchto technologií byl vytvořen nový postup zpracování uhlí a využití jeho energetického obsahu, blížící se spolu se zabezpečením ekologických parametrů trendu ve světě obecně nazývanému CCT (Clean Coal Technology) [35, 36].

Potenciálem plynárny bylo – jak bylo uvedeno výše v odst. 4.4 – i omezování emisí oxidu uhličitého jeho vypráním, separací s možností zkapalnění a jeho uložení; všechny tyto postupy jsou známé a podporují čisté uhelné technologie. Principiálně je odstraňování CO<sub>2</sub> ekonomicky efektivní za vysokého tlaku, což plynárna ve Vřesové splňovala. Vypráním CO<sub>2</sub> na projektovou úroveň by se pochopitelně značně zvýšila výhřevnost produkovaného plynu, neboť by v něm výrazně vzrostl obsah vodíku.

Samozřejmě že obnovení vypírky CO<sub>2</sub> a jeho separace včetně ukládání by znamenalo investiční náklady. Bohužel evropské společenství i stát ve svém tažení proti využívání uhlí zatížil všechny emitenty CO<sub>2</sub> emisními povolenkami bez ohledu na původ emisí: zatímco klasické elektrárny jsou čistými spalovacími technologiemi, plynárna ve Vřesové spalovacím procesem není, tím je až do ní integrovaný paroplynový cyklus. Přesto je na ni pohlíženo stejně, emituje CO<sub>2</sub>. A zatímco peníze za emisní povolenky mizí bůhví kde, vloženy do rozvoje na

Vřesové mohly vést k významnému zhodnocení takové investice.

Ne zcela využita rovněž zůstala – až na shora uvedené objemy – také kogasifikace odpadů s uhlím. Při průměrné roční spotřebě cca 1 254 000 t sušeného uhlí a možného spoluzplyňování až 20 % odpadu (vytříděného komunálního, PET, PE) mohlo být ročně ekologicky zlikvidováno až 200–250 tis. t takového materiálu. Příslušné orgány tuto možnost nereflektovaly, resp. pohlížely na zplyňování jako na spalování a kladly na všechny pokusy o využití této možnosti absurdní požadavky. I v tomto případě je nutno vyslovit politování nad ukončením provozu.

Ukončením provozu tlakové plynárny ve Vřesové zároveň končí celá jedna kapitola plynárenství založeného na zpracovávání uhlí jeho zplyňováním v českých zemích.

## 9. Literatura

- Rojík, P.: Tektonosedimentární vývoj sokolovské pánve a její interakce s územím Krušných hor, Ph.D. thesis, PF UK Praha, 2004.
- Rojík, P.: Návrh stratigrafického členění terciéru sokolovské pánve, Hnědé uhlí (2), Most, 2005, 16-34.
- Rojík, P.: Vulkanismus v sokolovské pánvi a jeho vztah k tektonice a uhlotvorbě, Hnědé uhlí (2), Most, 2006, 12-23.
- Maršák, J.: Termické zpracování jílovců cypriso-vého souvrství, Ph.D. thesis, VŠCHT Praha, 2005.
- Kříbek, B., Strnad, M., Boháček, Z., Sýkorová, I., Čejka, J., Sobalík, Z.: Geochemistry of Miocene lacustrine sediments from the Sokolov Coal Basin (Czech Republic), International Journal of Coal Geology **37**, 1998, 207-233.
- Sýkorová, I., Stejskal, M., Machovič, V., Brus, J.: Chemical Parameters of Tertiary Brown Coal from the Sokolov Basin, Prospects for Coal Science in the 21<sup>st</sup> Century, Shanxi Science&Technology Press, Taiyuan 1999, 125-128.
- Sýkorová, I. et al.: Influence of Additives on Emissions from the Fluidized Bed Combustion of Lignite, Prospects for Coal Science in the 21<sup>st</sup> Century, Shanxi Science&Technology Press, Taiyuan 1999, 499-501.
- Míka, P.: Uvádění jednotky pro likvidaci zápachu na PK Vřesová do provozu; in Sborník přednášek, VII. celostátní symposium Likvidace odpadů všech skupenství, Valašské Meziříčí, duben 1987, 57-66.
- Keller, V., Míka, P.: Termická likvidace zápachu expansních plynů; Ochrana ovzduší, č. 3/1988, 67.
- Buryan, P., Vejvoda, J.: An Exception to the Rule (Desulphurization of Expansion Gas from Rectisol Plant in IPPC Electricity Production in Former Gaswork Plant in Vřesová), Sulphur (262), May/June 1999.
- Buryan, P., Vejvoda, J., Bučko, Z., Fratina, Š.: Zkušenosti z odsíření IPPC v SUAS - tlakové plynárně Vřesová, Energie (1-2), 1999, 124.
- Buryan, P., Macák, J., Mitera, J., Kubelka, L., Novák, J.: Organické látky z nové technologie odkyselení, Plyn **61** (11), 1981, 321-324.
- Straka, F., Kunčarová, M., Páv, J., Tuček, M.: Organické látky z technologie odkyselení čpavkových vod DTP-Vřesová, Sokolovská uhelná a. s., ÚVP Běchovice, 1998.
- Buryan, P. a kol.: Výzkum chování organických látek z výroby NH<sub>3</sub> v PKV, VŠCHT Praha, 1982.
- Buryan, P., Kuraš, M., Macák, J.: Složení neutrálního podílu generátorového dehtu - I., Plyn **60** (12), 1980, 375.
- Buryan, P., Kuraš, M., Macák, J.: Složení neutrálního podílu generátorového dehtu - II., Plyn **61** (1), 1981, 8-11.
- Buryan, P., Kuraš, M.: Složení neutrálního podílu generátorového dehtu - III., Plyn **63** (10), 1983, 276-277.
- Buryan, P., Macák, J., Straka, F., Říha, J.: Látky obsažené v části neutrálního podílu generátorového dehtu vroucího do 180 °C, Chemický průmysl **31/56** (8), 1981, 402-406.
- Říha, J. a kol.: Analýza generátorového dehtu, zpráva PK Vřesová, říjen 1991.
- Buryan, P., Kuraš, M., Macák, J., Vodička, L.: Состав и свойства нейтральной части дегтя из процесса Лурги, Sborník VŠCHT Praha D 49, 1984, 67-99.
- Buryan, P., Macák, J.: Fenolový koncentrát z tlakového zplynění - I., Plyn **65** (7), 1985, 197-201.
- Buryan, P., Tríska, J., Mitera, J.: Fenolový koncentrát z tlakového zplynění - II., Plyn **66** (1), 1986, 20-23.
- Macák, J., Buryan, P.: Fenoly v produktech pyrolysy uhlí, Chemické listy **69**, 1975, 457-518.
- Buryan, P., Macák, J.: Fenoly v produktech pyrolysy uhlí II, Chemické listy **71**, 1977, 829-837.
- Buryan, P., Říha, J., Čapek, A., Macák, J.: Ketony v odpadních vodách tlakových plynáren, Plyn **60** (1), 1980, 6-8.
- Buryan, P., Macák, J., Kielbusová, M., Čapek, A.: Mastné kyseliny ve fenolových vodách z tlakového zplynění, Plyn **60** (5), 1980, 136-138.
- Buryan, P., Říha, J., Čapek, A., Macák, J.: Ketony ve vodách tlakové plynárny PK 25. únor, k.p. Vřesová, Sborník VŠCHT Praha F 24, 1981, 171-189.
- Buryan, P., Macák, J.: Mastné kyseliny v surových fenolových vodách z tlakového zplynění, Sborník VŠCHT Praha F 25, 1983, 25-55.
- Míka, P.: Využití vedlejších kapalných produktů tlakové plynárny ve Vřesové, Plyn, 86 (2), 2006, 34-38.
- Míka, P.: The future of integral processing of fuels by gasification at the gasworks of Sokolovská uhelná, Czech Republic, 2<sup>nd</sup> Int. Freiberg Conference on IGCC & xTL Technologies, 8<sup>th</sup> - 12<sup>th</sup> May, 2007.
- Buryan, P., Bučko, Z., Míka, P.: Sokolovská Uhlenná, JSC - The Pure Energies Producer, poster,

- International Freiberg Conference on IGCC&XtL Technologies, 16.-18. 6. 2005, Freiberg.
32. Pro vody: Rozhodnutí č.j. 3172/ZZ/17 (Změna č. 13 Integrovaného povolení) ze dne 4.9.2017 platné do 31. 12. 2020, Krajský úřad Karlovarského kraje, Odbor ŽP a zemědělství. Pro ovzduší: nahlašovací povinnost (doba vypouštění emisí do ovzduší) vůči ČIŽP OOO Plzeň.
  33. Mika, P., Bučko, Z.: Nástin možností likvidace odpadů zplyňováním, in Aproxem/Odpadové fórum, 16.-18. dubna 2008, Mílový - Sněžné n. M, Sborník 1. díl, 3335.
  34. Mika, P., Bučko, Z.: Spoluzplyňování tuhých odpadů s uhlím a zplyňování kapalných odpadů v technologiích SUAS, Odpadové fórum 10, 2010, 20.
  35. Mika, P.: Reliability, availability and maintainability of IGCC of Sokolovská uhelná JSC, Czechia, Gasification Users Association Meeting and Workshop Palo Alto, California, USA, 18<sup>th</sup> - 19<sup>th</sup> October, 2007.
  36. Buryan, P., Mika, P., Bučko, Z., Higman, C.: Report from Vřesová: 12 years of operating experience with the world's largest coal-fuelled IGCC, Modern Power Systems (10), 2008, 26-30.
  37. K výpočtům údajů uvedených v tabulkách 2 až 6 byly použity Měsíční zprávy o výrobě a spotřebě surovin, energií a produktů z let 1975 – 2020 a Retrospektiva 1960 – 1974, vše dokumenty Tlakové plynárny Vřesová.

### Summary

#### *Vřesová: Brief history and evaluation of pressure coal gasification*

*Petr Mika*

The Vřesová Gasworks began operation in 1969, supplying town gas to a gas system of the then Czechoslovakia and was at the time the largest gas producer in the country. This Gasworks produced last cubic metres of syngas for syngas-fired combined cycle blocks in August 2020. It is so just shortly after 50 years when put this plant in operation.

This article bring an retrospect and small evaluation of technology, achieved parameters and possibilities which the classic coal gasification was offered.

**Brown Coal Gasification in Vřesová.** The gasification takes place in 26 water-jacketed fixed-bed gasifiers with an internal diameter of 2.7 m. The particle size of the graded brown coal is 3 to 25 mm; the gasification rate is 4 to 8 kg steam/m<sup>3</sup>(n) of oxygen. In the counter-current arrangement, the gasification occurs in several zones (see Figure 1).

In the bottom zone there is an ash layer several decimetres high where the steam-oxygen gasification agent is preheated by the hot ash and evenly distributed over

the full cross-section of the gasifier. In the subsequent oxidation zone, oxygen and carbon react vigorously resulting in generation of carbon dioxide. The heat generated is used for supporting a number of gasification reactions occurring in the next zones of the gasifier.

The carbon dioxide and steam gases rich leaving the oxidation zone, enter the reduction zone where the bulk of heterogeneous reactions of carbon occur generating primarily CO, H<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub>. This is also the point in the reactor where the CO shift conversion of steam and CO to CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub> takes place (Tab. 1, react. 9).

The last two zones in the direction of the generated gas flow are the carbonization and drying zones. In the carbonisation zone, the primary tar is generated from the organic portion of the coal. In the drying zone, water is evaporated from the coal before the latter enters the carbonisation zone.

**Tar, Phenol and Ammonia Recovery.** The raw syngas leaves the gasifier at pressure of 2.7 MPa and a temperature after the pre-cooler of about 200 - 220 °C. This gas was subsequently cooled to about 30 °C prior to entering the Rectisol unit. In the course of this cooling, both water and a rich mixture of organic substances condense out of the raw syngas. This condensate was directed to an atmospheric pressure gravitational separation device where the tar was separated from the aqueous phase (raw phenol water); heavy tar slurries also sediment.

After the gravitational tar separation, the phenol water was subject to dephenolisation by butyl acetate extraction. A phenol concentrate was the resulting product. The dephenolised water was then cleaned of ammonia in a stripper and after that directed to biological treatment. The finished water was used for floatation removal of slag and ash from both the conventional power boilers and the gasifiers. Ammonia was further concentrated to 99.8 %. Part of the ammonia obtained in wastewater purification was used in the Selective Catalytic Reduction (SCR) unit of the thermal incinerator which was used to treat lean flash gas from the Rectisol unit.

Liquid by-products from the gasification therefore include coal tar, phenol concentrate and liquid ammonia. In addition crude naphtha was recovered from remaining hydrocarbons entering the Rectisol acid gas removal unit and sulphuric acid was produced from the acid gas. Amount of by-products from the gasification 1969 – 2020 see in Tab. 3. Other organic substances separated during the process of ammonia removal could also extend this list: these were substances that were stripped from the phenol-free water along with ammonia, and separated in the process of the liquid ammonia refining.

**Rectisol Acid Gas Removal.** The cooled raw gas from the gasification unit was further treated to remove various impurities using a selective Rectisol process, which uses chilled methanol as solvent.

The raw gas entering the Rectisol unit was first washed by a mixture of water and hydrocarbons and was thus cleansed of the crude naphtha, ammonia, and HCN

and also of any ash remnants that could have abrasive effects in the subsequent process.

The gas was then washed with cold methanol to remove  $\text{H}_2\text{S}$ , COS and lower thiols. The total sulphur content of the clean gas was about  $13 \text{ mg/m}^3$ .

In the original town gas application, the Rectisol unit included a second stage, in which carbon dioxide was removed down to a level of 5% vol. This stage was bypassed and most of the  $\text{CO}_2$  was left in the pure gas, so that it could have to perform mechanical work in the gas turbine expander section. The utility consumption of the Rectisol unit was also reduced. In addition to the efficiency advantage of leaving the  $\text{CO}_2$  in the gas, it also served to provide a very effective diluent to the syngas, which reduced the formation of nitrogen oxides during combustion in the gas turbine.

The pressure of the clean syngas downstream the Rectisol unit was 2.1 – 2.5 MPa, which allows it to be used in the gas turbine without additional compression. The gas was practically sulphur free and did not contain any nitrogenous substances. This makes it an environmentally friendly fuel for the subsequent power plant.

**Wet Sulphuric Acid.** The concentrated acid gas contained between 2 and 7 vol%  $\text{H}_2\text{S}$  and was directed to a 100 t/d WSA wet sulphuric acid plant where the sulphur compounds were burned to  $\text{SO}_2$  and then converted to  $\text{SO}_3$  in a catalytic process. Sulphur trioxide then reacted with water vapour producing  $\text{H}_2\text{SO}_4$  that condenses as a highly marketable 96% acid product. The WSA unit was started up in 1994. Prior to this the acid gas was simply incinerated.

**Thermal Incinerator.** In addition to the main acid gas stream a small lean flash gas stream containing less than 1%  $\text{H}_2\text{S}$  leaved the Rectisol plant. This was treated in a thermal incinerator.

**Emissions.** Sulphur oxide ( $\text{SO}_x$ ) emissions were governed by the sulphur slip from the Rectisol unit and were less than  $0.2 \text{ mg/m}^3$  in the gas turbine flue gas.

Nitrogen oxide ( $\text{NO}_x$ ) emissions generated from nitrogen species in the fuel (fuel  $\text{NO}_x$ ) are essentially nil, since the nitrogenous compounds in the coal were transformed to ammonia and hydrogen cyanide in the gasification process and removed in the subsequent gas treatment.

$\text{NO}_x$  emissions are therefore almost completely determined by the generation of thermal  $\text{NO}_x$  in the gas turbine burner. The  $\text{CO}_2$  retained in the syngas provided a good diluent to reduce flame temperatures. In Vřesová, steam injection into the flame is used to provide additional temperature reduction.

The limit (and guaranteed) content of nitrogen oxides in the flue gas, is 45 ppm at 15 % oxygen which meets the air protection standards with a large reserve.

**New Liquids Gasifier.** Given the economic attractiveness of the concept, a new liquids gasifier has been installed. The selected technology was a Siemens SFG (formerly Future Energy GSP) entrained-flow gasifier.

The feedstock was gasified with oxygen and steam under a pressure of 2.8 MPa and at an overall reaction

temperature of about  $1,400 \text{ }^\circ\text{C}$ , which results in a raw syngas containing  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ , and  $\text{CO}_2$  as the major components. Basically, it was the similar to the syngas from the fixed-bed gasifiers in which the content of methane or other hydrocarbons is almost zero.

The major feedstock for the new gasifier was coal tar from the fixed-bed gasifier. Additional fuels were phenol concentrate, crude naphtha and other organic substances. Initially each feed was to be injected separately via a separate burner. In the meantime all the feeds were pre-mixed before being fed to the gasifier.

The hot raw syngas leaved the reactor at the bottom through the slag outlet and entered the quench chamber, which is integral with the reactor. Water sprayed into the quench chamber through nozzles cools the syngas, removed slag particles and concurrently saturated the gas with steam.

The cooled raw gas then leaved the quench chamber and entered the crude gas washer where it was subject to additional washing. Then, it was coming into the cooling and condensation tower, which was already common to the new and old technology. Here, it was mixed with the gas from the fixed-bed gasifiers.

**Conclusion.** Over the last 50 years, SUAS has been able to transform its Vřesová Gasworks into an important centre for clean coal technology in the Czech Republic, while simultaneously having to adapt to a deterioration in feedstock quality. Key milestones have been the tripling of its electric power output with two syngas-fired combined cycle plants including their integration into the combined heat and power system, the installation of the wet sulphuric acid plant and the addition of the SCR to the thermal incinerator using internally generated ammonia.

SUAS has been able by installing a liquids gasifier to generate additional syngas from the coal tar and other organic materials. The installed equipment (including fixed-bed gasifiers) was also capable of processing other solid (by co-gasification) and liquid wastes from outside the Vřesová complex, which offered a further opportunity for environmental improvements.

Unfortunately, the company owners made a decision to terminate the operation of this last pressure Gasworks – not only in Czechia, but in the Europe too. So it wasn't possible to make use of potential which the Vřesová Gasworks offered.