

VLIV TERMICKÉ LIKVIDACE ZAOLEJOVANÝCH VOD NA PROVOZ TEPLÁRENSKÉHO KOTLE

Ondřej Hlaváček

Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, Ústav udržitelných paliv a zelené chemie
Technická 5, 166 28 Praha 6, Ondrej.Hlavacek@vscht.cz

Průmyslové zóny bývají producenty specificky znečištěných vod v souvislosti s provozem v nich umístěnými. Tyto vody není možné přímo vypustit do veřejné kanalizace, protože nesplňují limity dané provozovatelem kanalizační sítě. Producenti mohou buď tyto vody jímát a odvézt k externí likvidaci, či v případě větších průmyslových zón bývají budovány oddělené kanalizace, které ústí do provozů pro jejich předčištění. Jelikož externí likvidace často spadá do kategorie likvidace nebezpečného odpadu, může toto řešení být finančně nákladné a ve větším množství je výhodnější investice do vlastních čistírenských provozů. Příkladem mohou být zaolejované vody z provozů obráběcích kovů. Článek se zabývá konkrétním případem průmyslového podniku, kde jsou organické látky zaolejovaných vod zakonzentrovány pomocí odparky a koncentrát je spalován na teplárenském fluidním kotli. Článek zmiňuje vliv odparky na odstranění polutantů z vodního proudu, a především vliv spalování koncentrátu na provoz teplárenského kotle.

Klíčová slova: spalování, olejová emulze, odparka, kotel

Došlo 25. 11. 2023 přijato 05. 01. 2024

1. Úvod

Průmyslově zaolejované vody jsou častým problémem vyskytujícím se zejména v petrochemických a kovy obráběcích provozech. Kontaminované vody většinou nesplňují parametry pro vypouštění do veřejné kanalizace a je nutné je jímát a předčistit. V menších provozech je toto možné dělat externě, v případě průmyslových zón je finančně výhodnější zbudovat oddělenou kanalizaci včetně čistícího provozu.

V případě čištění zaolejovaných vod literatura uvádí následující konvenční metody [1]:

- flotace,
- koagulace,
- biologické čištění,
- membránová separace.

V praktických realizacích dochází ke kombinaci výše uvedených metod [2,3]. V experimentálním měřítku jsou zmiňovány oxidační procesy na bázi elektrochemické katalýzy či nadkritické oxidaci, v současné době ovšem není známo uplatnění těchto metod v širším průmyslovém měřítku [4].

V případě flotace se jedná o vhnění vzduchu ke dnu jímkou, kde dochází ke zmenšení adheze olejových částic a snazšímu odloučení na povrchu hladiny. Výhodou flotace je menší produkce kalu. Flotační technologie dosahují účinnosti separace v rozmezí od 70 do 92 % [5,6].

Metoda koagulace spočívá ve vysrážení obsažených nečistot do pevné látky, kterou lze z vody odstranit fyzikálními metodami, nejčastěji sedimentací. Využití koagulačních metod je úzce specifické v závislosti na typu znečištění, podle kterého se volí konkrétní koagulát, což je látka, která iniciuje proces koagulace. Touto metodou je možné dosáhnout vysoké účinnosti separace, a to až 98,8 %. Tato metoda bývá využita v petrochemických

závodech, jež produkují stále stejně znečištěné vody. V případě větších kvalitativních výkyvů se stává koagulace méně účinnou z důvodu specifity koagulátu [7,8].

Metody spočívající v biologickém čištění pomocí aktivovaného kalu nejsou v průmyslu příliš rozšířené, z důvodu citlivosti mikroorganismů na změny prostředí. Zejména některé těžké kovy obsažené v aditivech olejů negativně ovlivňují proces čištění. I přesto jsou známy aplikace bioreaktorů odstraňujících ropné látky z vod z petrochemické výroby [9-11].

V případě membránové separace je k dispozici široké spektrum membrán; odstranění olejů je dosahováno mikrofiltrací, případně ultrafiltrací. Literatura zmiňuje větší počet aplikací dosahujících účinnosti vyšší než 95 % [12-14].

Při nakládání s odpadními vodami musí být respektována příslušná legislativa, v tomto případě zákon č. 541/2020 Sb. [15]. Likvidace v rámci jednoho podniku je výhodou, neboť předmět likvidace nemusí být zařazen do odpadového režimu. V případě, kdy předmět likvidace opouští místo původu a je předán dalšímu subjektu (případ likvidace externí firmou), podléhá komodita zákonu o odpadech, je jí dle vyhlášky 8/2021 Sb. přiřazeno katalogové číslo (v případě olejů kategorie 13) [16] a na likvidaci jsou kladeny podstatně přísnější parametry, než je tomu při likvidaci v místě vzniku. To se následně promítá do ceny, což v konečném důsledku motivuje zejména velké producenty k investici do vlastní technologie zpracování.

2. Experimentální část

2.1. Popis situace

Článek se zabývá konkrétní situací průmyslového podniku. Z průmyslové zóny jsou jímány zaolejované

vody, zejména z provozů obrábění kovů. Pro tyto vody byla vybudována samostatná kanalizační síť, která se stéká do sběrných jímek odparky. Koncentrát z odparky je likvidován ve fluidním kotli přilehlé teplárny, zatímco kondenzát, který stále obsahuje vysoký podíl organických látek, je veden chemickou kanalizací na průmyslovou čistírnu organicky znečištěných vod, odkud po přečištění odtéká mimo průmyslovou zónu do veřejné biologické čistírny odpadních vod.

Pro účely tohoto článku bylo sledováno období jednoho kalendářního roku.

2.2. Technologie odpařování

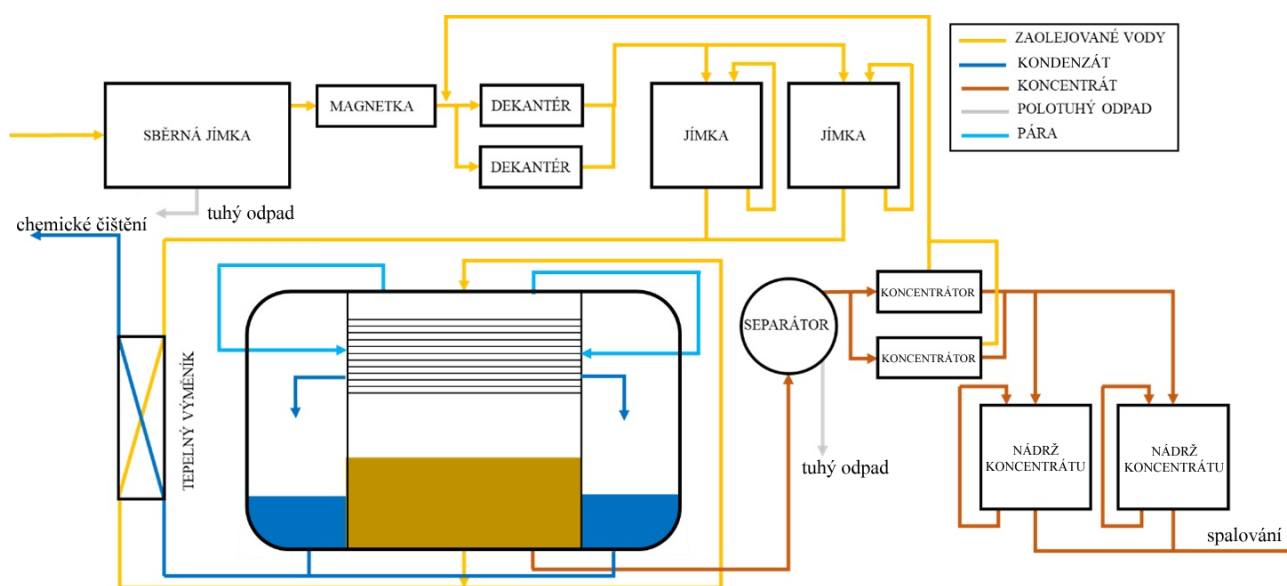
Veškeré zaolejované vody se stékají přes česla do jímky o objemu 200 m³. Vlivem sedimentace zde dochází k odloučení olejovité, vodné a pevné fáze. Pevná fáze (nečistoty, kal) je shrabována a externě likvidována. Vodná fáze s obsahem oleju protéká přes magnetku, kde dochází k oddělení drobných kovových částic. Následně vody putují do dekantéru, kde jsou odstraněny zbylé nerozpuštěné látky. Následují dvě jímky, které slouží jako zásobník olejových vod před přijetím na odparku, ve kterých je voda cirkulována z důvodu udržení v homogenizovaném stavu.

Vstupní proud do odparky je ohříván výstupním proudem kondenzátu přes deskový výměník. Ohřátý vý-

stupní proud kontinuálně doplňuje oběhový okruh odparky. Kapalina z okruhu je rovnoměrně rozstříkovaná ve vrchní části odparky a přes jednotlivá topná potrubí stéká do spodní části odparky – kalojemu. Z této části je odebrán proud, který je míchán s přítokem ze vstupního výměníku k opětovnému nástřiku.

Plynný proud z odparky je odsáván, stlačen a pomocí nástřiku kondenzátu upraven do nasyceného stavu. Dále je veden do vnitřku topných potrubí odparky, kde předává teplo, kondenzuje a vytéká do odděleného prostoru odparky, odkud je kondenzát kontinuálně odváděn do vyrovnávací nádrže a vypouštěn na chemickou čistírnu dle potřeby.

Proud koncentrátu je odebírán z kalojemu na základě hodnot vodivosti a obsahu oleje a předlohou je veden k bubnovému separátoru, kde dojde na základě odstředivých sil k odvodnění a oddělení pevných nečistot. Vodná fáze je vedena do zásobníku před dekantér. Koncentrát pokračuje do koncentrátorů, kde je zahřát na teplotu okolo 90 °C a následně je veden do dvou sedimentačních nádrží, kde dochází k poslednímu oddělení vodné a zahuštěné olejovité fáze. Koncentrát je zchlazen na přibližně 35 °C, filtrován a přiveden do dvou zásobníků. V těchto zásobnících je udržován v homogenizovaném stavu pomocí vnitřní cirkulace a je již finálně připraven ke spálení v kotli [17]. Komplexní schéma zpracování zaolejovaných vod je zobrazeno na obr. 2.1.



Obr. 2.1 Komplexní schéma zpracování zaolejovaných vod
Fig 2.1 Complex scheme for the treatment of oily waters

2.3. Spalovací technologie

Koncentrát olejovité fáze je čerpán do přilehlé teplárny, kde je spalován na fluidním kotli s cirkulující vrstvou. Kotel disponuje parním výkonem 140 t·h⁻¹ páry při parametrech 535 °C a 12,5 MPa. Kotel je třítahový, v prvním tahu (spalovací komoře) je umístěn deskový 2. přehřívák, následuje cyklón. V druhém tahu je umístěn 1.

a 3. přehřívák a ekonomizér, ve třetím tahu pak ohřívák vzduchu.

Palivový mix kotle ve standartním režimu tvoří s příkonem 68 % hnědé uhlí, 29 % peletizovaná rostlinná biomasa a 3 % dřevní štěpka z těžebních zbytků [18]. Vybrané parametry těchto paliv společně s charakteristikou olejovitého koncentrátu jsou uvedeny v tab. 2.1.

Tab. 2.1 Porovnání paliv**Tab. 2.1** Fuel comparison

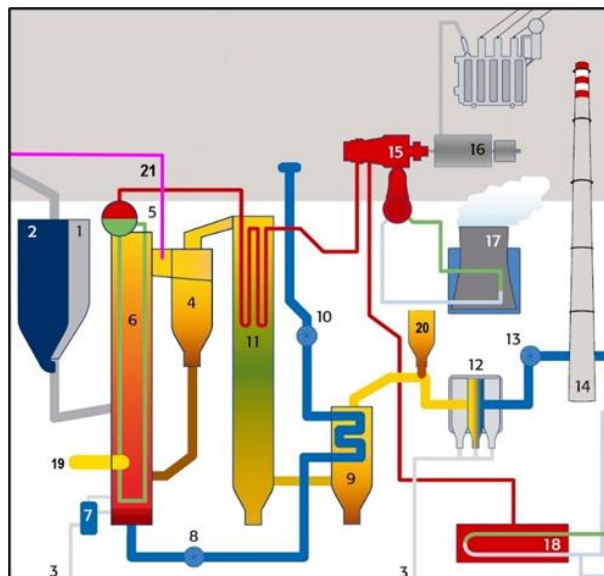
	hnědé uhlí	rostlinné peletky	dřevní štěpka	koncentrát	
Veškerá voda	18	12	40	50-65	% hm. (ar)
Popeloviny	5,5	6	4	1,5	% hm. (ar)
Hořlavina	76,5	82	56	33,5-48,5	% hm. (ar)
Obsah S	1,1	0,22	<0,1	0,15	% hm. (ar)
Výhřevnost	19	15,5	10	13,77	MJ·kg ⁻¹

Pevná paliva jsou dávkována do dvou svodek, kde jsou mísena s pevnými zbytky z cyklónu, a ústí nad přívod primárního spalovacího vzduchu ke dni kotle.

Kotel je vybaven technologií SNCR (selektivní nekatalytické redukce), přičemž jako činidlo byl použit vodný roztok močoviny. Odsíření kotle probíhá suchou aditivní metodou přidáním práškového vápence do fluidní vrstvy. Tuhé znečišťující látky (TZL) jsou z proudu spalin odstraněny pomocí tkaninových filtrů. Do spalinovodu mezi kotel a tkaninový filtr je zavedena technologie DSI (Dry sorbent injection), spočívající v dávkování práškového sorbentu na bázi $\text{Ca}(\text{OH})_2$ [19]. Sorbent vytváří na tkaninovém filtru filtrační koláč, čímž zefektivňuje sorpci. Technologie DSI je instalována především pro snížení emisí halogenů vyjádřených jako HCl a HF. Schéma bloku kotle je znázorněno na obr. 2.2 [20]. Emise byly sledovány systémem Gasmeter fungujícím na principu FTIR.

Jako stabilizační a najížděcí palivo se využívá zemní plyn. Kotel disponuje celkem třemi hořáky, přičemž jeden z nich je kombinovaný tak, aby umožňoval spalování technologického paliva (olejovitého koncentrátu).

Většina provozních parametrů kotlů byla sledována kontinuálně. V tab. 2.2 jsou uvedeny všechny sledované parametry. Na obr. 2.3 je zobrazeno umístění teploměrů ve spalovací komoře. Kotel byl řízen řídicím systémem dle požadavků na výrobu páry a dodržení emisních limitů, které jsou uvedeny v tab. 2.3 [21]. Spalování koncentrátu jakožto minoritního proudu nebylo v případě zvýšeného či sníženého požadavku na produkci páry nijak regulováno.

**Obr. 2.2** Schéma bloku kotle [20]**Fig. 2.2** Boiler block scheme [20]

Legenda / legend:

- 1 zásobník vápence/limestone silo
- 2 zásobník paliva/fuel bunker
- 3 odvod popele/ash removal
- 4 cyklón/cyclone
- 5 parní buben/steam drum
- 6 spalovací komora/combustion chamber
- 7 třídič popela/ash sorter
- 8 ventilátor primárního vzduchu/primary air fan
- 9 ohřívák vzduchu/air heater
- 10 ventilátor čerstvého vzduchu/fresh air fan
- 11 přehřívák páry/steam superheater
- 12 tkaninový filtr/baghouse filter
- 13 spalinový ventilátor/flue gas fan
- 14 komín/chimney
- 15 parní turbína/steam turbine
- 16 generátor/generator
- 17 chladič věž/cooling tower
- 18 blokový výměník/block heat exchanger
- 19 přívod zemního plynu/nature gas input
- 20 DSI/Dry sorbent injection
- 21 SNCR

Tab. 2.2 Sledované parametry kotle
Tab. 2.2 Monitored test parameters of boiler

Sledovaný parametr	Jednotka	typ měření
Množství technologického paliva	$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	K
Teplota u dna spalovací komory - 6x	$^{\circ}\text{C}$	K
Teplota ve středu spal. komory - 2x	$^{\circ}\text{C}$	K
Teplota na vrchu spal. komory - 2x	$^{\circ}\text{C}$	K
Teplota v cyklonu	$^{\circ}\text{C}$	K
Množství primárního vzduchu	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	K
Množství vzduchu v hořácích - 3x	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	K
Množství sekundárního vzduchu - 2x	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	K
Množství vzduchu v sifonu - 3x	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	K
Emise HCl	$^* \text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$	K+V
Emise HF	$^* \text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$	K+V
Emise SO_2	$^* \text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$	K+V
Emise NO_x	$^* \text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$	K+V
Emise TZL	$^* \text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$	K+V
Emise NH_3	$^* \text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$	K+V
Obsah CO_2 ve spalínách	%	K
Obsah H_2O ve spalínách	%	K
Obsah O_2 ve spalínách	%	K
Objemový tok spalin	$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	N
Rychlost proudění spalin	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	N
Tlak ve spalinovodu	kPa	N+K
Množství hnědého uhlí	$\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	K
Množství rostlinných peletek	$\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	K
Množství dřevní štěpky	$\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	K
Složení TP	komplexní	N
Složení hnědého uhlí	komplexní	N
Složení rostlinných peletek	komplexní	N
Složení dřevní štěpky	komplexní	N

* jednotky jsou uvedeny při normálních stavových podmínkách (101,325 kPa, 0 $^{\circ}\text{C}$) v suchém plynu a při obsahu kyslíku 6 %

Legenda / legend:

K – kontinuální měření / continuous measurement

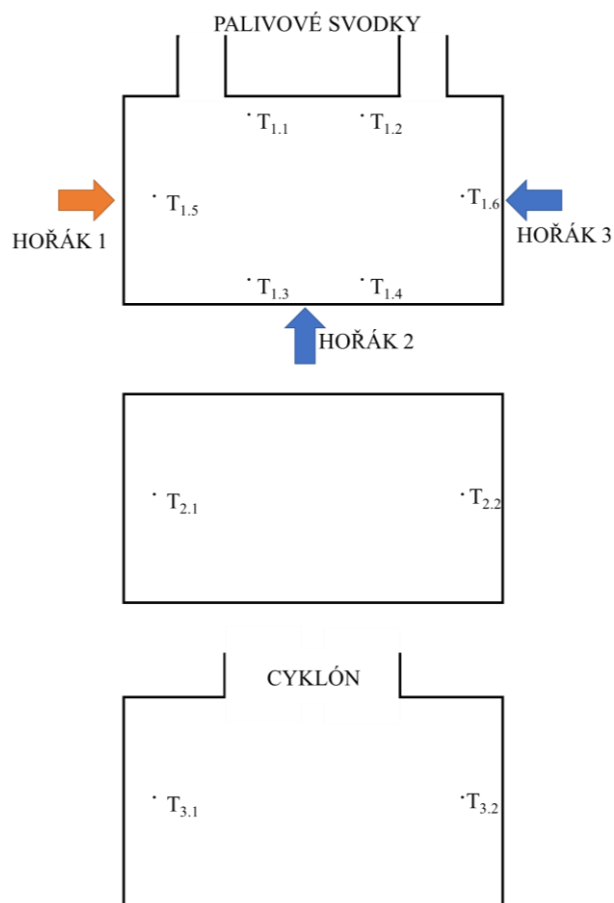
N – nárazové měření / one-time measurement

V – výpočet / by calculation

Tab. 2.3 Emisní limity kotle
Tab. 2.3 Boiler emission limits

Ukazatel	Rok	Měsíc	Den	$\frac{1}{2}$ hodiny	Řídicí systém
TZL ($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	12	20	20	40	10
SO_2 ($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	180	200	220	400	140
NO_x ($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	175	200	220	400	160
CO ($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	100	250	275	500	80
HCl ($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	20	-	24	-	17
HF ($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	7	-	8,4	-	-
NH_3 ($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	10	-	12	-	8
Hg ($\mu\text{g} \cdot \text{m}^{-3}$)	7	-	-	-	-

* jednotky jsou uvedeny při normálních stavových podmínkách (101,325 kPa, 0 $^{\circ}\text{C}$) v suchém plynu a při obsahu kyslíku 6 %.



Obr. 2.3 Rozmístění teploměrů ve spalovací komoře
Fig. 2.3 The placement of thermometers in the combustion chamber

3. Výsledky a diskuze

Po celou dobu sledovaného období byly sledovány bilanční parametry obou technologií. Vybrané parametry za období jednoho kalendářního roku týkající se odpadky jsou uvedeny v tab. 3.1. Detailnější parametry jsou komentovány v kapitolách níže.

Tab. 3.1 Roční bilance toků

Tab. 3.1 Annual balance of flows

Parametr	Jednotka	Množství
Zaolejované vody	m ³	22 727
Příjem do odpadky	m ³	20 788
Kondenzát	m ³	15 057
Technologické palivo (olejovitý koncentrát)	m ³	3 462
Spotřeba el. energie	MWh	1 462

3.1. Technologie odpařování

Provozní parametry dosahovaly přetlaku v odparce v rozmezí 40-100 kPa, teplota zaolejovaných vod v odparce od 42-60 °C. Mimo bilanční parametry byly sledovány především kvalitativní parametry vstupního a výstupního proudu, resp. vstupní vody a výstupního kondenzátu a účinnost odstranění nečistot. Toto vyhodnocení je uvedené v tab. 3.2. Hodnoty pochází z orientačních komplexních rozborů vzorků, odebíraných jednou za měsíc v průběhu jednoho roku. U některých parametrů byly hodnoty pod spodní hranicí měřitelnosti, uvedená účinnost odstranění je tedy v takových případech minimální, stanovená na základě nejnižších měřitelných hodnot, a dá se předpokládat, že u většiny parametrů bude odstranění takřka úplné.

V tab. 3.3 jsou uvedeny vybrané parametry koncentráty, které byly podrobeny analýze s větší citlivostí, avšak v nižší četnosti, konkrétně jednou za tři měsíce.

3.2. Spalovací technologie

Během spalování koncentráty byly pozorovány pravidelné nárůsty teploty v částech kotle blízkých hořáku č. 1, ve kterém byl koncentrát spalován. V oblasti dna spalovací komory se jedná o nárůst 10-15 °C oproti standardnímu režimu. Tento nárůst byl pozorován i ve střední a vrchní části spalovací komory. Výsledky vyhodnocení teploty jsou uvedeny v tab. 3.4. Teploměr T_{1,4} byl ze statistického zpracování dat vyrazen, jelikož naměřené hodnoty byly výrazně nižší než u ostatních teploměrů. K tomuto zkrácení došlo přílišným zastrčením teploměru do vyzdívky kotle, teploměr tedy reálně měřil teplotu ve vyzdívice, nikoliv ve fluidní vrstvě.

Byla prokázána zvýšená spotřeba spalovacího vzduchu při spalování koncentráty, a to konkrétně u kombinovaného hořáku č. 1. V dalších přívodních bodech zůstávalo množství vzduchu totožné. Statistické zhodnocení dávkování spalovacího vzduchu je patrné na tab. 3.5.

Během spalování koncentráty docházelo k prokazatelnému zvýšení koncentrace HF, a to více než dvojnásobně.

Tab. 3.2 Porovnání parametrů vstupní vody a výstupního kondenzátu

Tab. 3.2 Comparison of inlet water and outlet condensate parameters

		Vstup	Výstup	Účinnost, (%)
Amoniakální dusík	mg·l ⁻¹	136,2	49,4	63,73
Celkový dusík	mg·l ⁻¹	384,1	39,4	89,76
Celkový fosfor	mg·l ⁻¹	56,4	0,050	*<99,91
Chloridy	mg·l ⁻¹	155,5	4,1	97,36
CHSK-Cr	mg·l ⁻¹	28 713	2 791	90,28
Kyanidy celkové	mg·l ⁻¹	0,1	0,005	*<92,13
NL sušené (105°C)	mg·l ⁻¹	1 505	5,0	*<99,67
Organický dusík	mg·l ⁻¹	496,0	0,50	*<99,90
RAS (550°C)	mg·l ⁻¹	5 540	12,0	99,78
RL sušené (105°C)	mg·l ⁻¹	15 092	19,0	99,87
Sírany jako SO ₄ ²⁻	mg·l ⁻¹	110,0	5,00	*<95,45
Tenzidy anionaktivní	mg·l ⁻¹	42,3	0,0	99,93
As	µg·l ⁻¹	30,5	1,0	*<96,72
Cd	µg·l ⁻¹	2,6	0,20	*<92,16
Co	mg·l ⁻¹	0,1	0,0020	*<96,42
Cr	mg·l ⁻¹	0,3	0,0020	*<99,43
Cu	mg·l ⁻¹	1,6	0,0	96,83
Hg	µg·l ⁻¹	0,1	0,020	*<80,39
Mo	mg·l ⁻¹	2,2	0,0	99,83
Ni	mg·l ⁻¹	1,2	0,0	98,84
Pb	µg·l ⁻¹	220,8	6,0	97,30
Sn	mg·l ⁻¹	0,3	0,010	*<96,11
Zn	mg·l ⁻¹	24,7	0,1	99,56
pH	-	8,0	5,0	36,82
Uhlovod. C10 - C40	µg·l ⁻¹	574 333	38 618	93,28

*množství ve výstupní vodě je pod spodním limitem detekce

Tab. 3.3 Parametry olejovitého koncentráty

Tab. 3.3 Parameters of oily concentrate

Parametr	Jednotka	Výsledek
Obsah vody	%	59,04
Hořlavina	%	35,90
Popeloviny	%	1,50
Uhlík původní	%	27,03
As	mg·l ⁻¹	0,17
Cd	mg·l ⁻¹	0,01
Cr	mg·l ⁻¹	1,48
Cu	mg·l ⁻¹	11,02
Ni	mg·l ⁻¹	2,83
P	mg·l ⁻¹	664,20
Pb	mg·l ⁻¹	2,39
Zn	mg·l ⁻¹	139,31
S _{organická}	%	0,15
Hustota	g·ml ⁻¹	0,97
Kinematická viskozita	mm ² ·s ⁻¹	17,07
Spalné teplo	MJ·kg ⁻¹	15,41
Výhřevnost	MJ·kg ⁻¹	13,77
Celkové halogeny	mg·kg ⁻¹	313,00

I tak zůstávaly hodnoty hluboko pod limitní hodnotou a nebylo řídicím systémem překročeno k žádnému zásahu. V konečném důsledku kotel při spalování koncentrátu vykazoval snížené koncentrace CO ve spalinách. Po zahájení spalování sice docházelo v prvních minutách k mírnému zvýšení koncentrace CO, na což však řídicí systém reagoval zvýšeným množstvím spalovacího vzduchu v kombinovaném hořáku, což mělo za následek snížení koncentrace CO pocházející nejen ze spalování koncentrátu, ale i kotle jako jakožto celku. V obou případech byla přítom měřena stejná koncentrace zbytkového O₂ ve spalinách.

Při spalování technologického paliva byly zaznamenány mírně vyšší hodnoty koncentrací SO₂ a NO_x ve spalinách, tato rozmezí se ovšem po započtení směrodatné odchylky významně překrývala. Během spalování nebyly pozorovány zvýšené spotřeby vápence, sorbentu

Ca(OH)₂, ani dávkování močoviny. Žádné další výchyly v koncentracích emisí nebyly pozorovány. Výsledky měření emisí včetně statistického vyhodnocení jsou patrné z tab. 3.6.

Během spalování koncentrátu nedocházelo k omezení dávkování hnědého uhlí a dřevní štěpky, které mají společnou trasu, mírně bylo omezeno dávkování rostlinných peletek. Toto je zapříčiněno v nastavení řídicího systému, který využívá snazší regulace dávkovací trati peletek. Poměry paliv během jednotlivých režimů jsou patrné v tab. 3.7.

V tab. 3.4 až 3.6 byly použity hodinové průměrné hodnoty v období jednoho kalendářního roku. Ze sledovacího období byly vyloučeny stavy plánovaných i neplánovaných odstávek a mimořádných provozních událostí.

Tab. 3.4 Rozložení teplot a parní výkon

Tab. 3.4 Temperature distribution and steam output

Parametr	Jednotka	Při spalování koncentrátu			Běžný provoz		
		průměr	medián	sm.odchylka	průměr	medián	sm.odchylka
T _{1.1}	°C	860,99	864,46	14,80	845,19	843,52	15,28
T _{1.2}	°C	870,62	870,75	10,83	863,49	863,70	12,02
T _{1.3}	°C	866,68	867,48	11,09	856,89	856,49	11,92
T _{1.4}	°C	831,22	847,47	34,43	791,95	782,91	29,16
T _{1.5}	°C	865,16	865,72	10,15	858,57	858,72	11,88
T _{1.6}	°C	860,13	860,80	8,92	860,61	861,82	11,90
T _{2.1}	°C	838,54	849,45	52,80	828,10	831,84	36,22
T _{2.2}	°C	857,24	862,37	20,75	835,03	833,15	20,54
T _{3.1}	°C	843,00	844,99	12,95	830,51	830,30	13,75
T _{3.2}	°C	850,28	851,49	12,73	844,08	844,94	15,35
T _{komín}	°C	146,91	146,86	3,81	146,94	147,00	3,76
parní produkce	t·h ⁻¹	129,65	131,08	6,07	128,72	130,57	7,54

Tab. 3.5 Porovnání spotřeby spalovacího vzduchu

Tab. 3.5 Comparison of combustion air consumption

Parametr	Jednotka	Při spalování koncentrátu			Běžný provoz		
		průměr	medián	sm. odchylka	průměr	medián	sm. odchylka
primární	kg·s ⁻¹	16,26	16,37	0,52	16,18	16,31	0,63
hořák 1	kg·s ⁻¹	5,27	5,62	0,99	4,71	5,34	1,37
hořák 2	kg·s ⁻¹	2,93	2,95	0,28	2,87	2,89	0,31
hořák 3	kg·s ⁻¹	2,93	2,95	0,28	2,88	2,89	0,31
sekundární 1	kg·s ⁻¹	2,93	2,95	0,28	2,88	2,89	0,31
sekundární 2	kg·s ⁻¹	4,68	4,71	0,44	4,71	4,70	0,55
sifon	kg·s ⁻¹	0,49	0,50	0,02	0,49	0,50	0,03
celkem	kg·s ⁻¹	35,50	36,00	2,02	34,72	35,38	2,39

Tab. 3.6 Porovnání emisí**Tab. 3.6** Emission comparison

Parametr	Jednotka	Při spalování koncentrátu			Běžný provoz		
		průměr	medián	sm.odchylka	průměr	medián	sm.odchylka
SO ₂	mg·m ⁻³	168,40	168,93	21,58	163,15	163,78	22,45
NO _x	mg·m ⁻³	162,47	167,45	29,53	156,92	161,20	26,10
CO	mg·m ⁻³	7,43	7,05	4,50	9,41	9,25	3,97
O ₂	%	3,00	2,99	0,15	3,01	3,00	0,12
HF	mg·m ⁻³	0,05	0,05	0,02	0,02	0,01	0,02
HCl	mg·m ⁻³	12,68	13,14	5,09	13,21	13,69	5,55
NH ₃	mg·m ⁻³	0,39	0,29	0,51	0,41	0,34	0,38
TZL	mg·m ⁻³	1,60	1,45	0,91	1,49	1,26	0,96
CO ₂	%	12,95	12,95	0,15	13,14	13,14	0,18
H ₂ O	%	13,49	13,38	0,81	13,08	12,94	0,74

Tab. 3.7 Porovnání spotřeby paliv**Tab. 3.7** Comparison of fuels consumption

	Při spalování koncentrátu			Běžný provoz		
	t	t·h ⁻¹	en. podíl (%)	t	t·h ⁻¹	en. podíl (%)
Hnědé uhlí	53 656	15,44	78,08	64 106	15,44	82,70
Rostlinné peletky	14 253	4,10	16,92	14 944	3,60	15,73
Dřevní štěpka	1 933	0,56	1,48	2 309	0,56	1,57
Koncentrát	3 358	0,97	3,52	-	-	-

4. Závěr

Likvidace zaolejovaných vod pomocí zakoncentrování v odparce a termického využití v teplárenském kotli v místě vzniku je možný řešením, což dokládá skutečnost, že celý proces je certifikován dle normy ČSN EN ISO/IEC 17067 [22] dle technické specifikace uvedené ve vyhlášce MŽP č.415/2012 Sb. [23].

Technologie odpařování představuje první krok k úpravě a zakoncentrování zaolejovaných vod do spalitelné formy. V tomto procesu dochází k zásadnímu snížení koncentrací polutantů v odpadní vodě, zejména obsahu kovů, solí či organických látek. Přesto je nutné finální kondenzát dále upravovat na chemické čistírně před jeho vypuštěním do veřejné kanalizace.

Spalování olejovitého koncentrátu neprokázalo zásadní vliv na provoz teplárenského fluidního kotle. Veškeré emisní limity dané integrovaným povolením byly dodrženy. Při spalování koncentrátu byl prokázán lokální nárůst teploty o 10-15 °C ve spalovací komoře v místech, kde dochází k prohořívání tohoto paliva, a to napříč celou spalovací komorou. Vliv na zvýšenou koncentraci NO_x ve spalinách se nepodařilo statisticky dokázat.

Vlivem spalování koncentrátu dochází v prvních minutách k mírnému nárůstu koncentrací CO ve spalinách, na což řídicí systém reaguje zvýšeným přívodem spalovacího vzduchu do inkriminovaného hořáku. V důsledku toho se podařilo při spalování tohoto paliva udržovat dlouhodobě nižší koncentrace CO, než při standartním provozu, a to při udržování stejného obsahu O₂ ve spalinách.

Při spalování koncentrátu nebyla zaznamenána zvýšená spotřeba vápence (odsíření), sorbentu DSI (odkyselení spalin), močoviny (denitrifikace) ani parního výkonu kotle. Důležité je zmínit, že se jedná o spalování minoritního množství koncentrátu oproti ostatním palivům.

Poděkování

Článek vznikl ve spolupráci se společností ŠKO-ENERGO, s.r.o. v Mladé Boleslavi v rámci projektu Specifického vysokoškolského výzkumu, projekt č. A1_FT0P_2023_003 a A2_FT0P_2023_001.

Literatura

1. Yu L., Han M., He F.: A review of treating oily wastewater, Arabian Journal of Chemistry, vol.10, pp.1913-1922 (2017), doi:10.1016/j.arabjc.2013.07.020.
2. Benito J.M., Ríos G. et al.: Design and construction of a modular pilot plant for the treatment of oil-containing wastewaters, Desalination, vol. 147, pp.5-3 (2002), doi:10.1016/S0011-9164(02)00563-5.
3. Zhang J., Sun X., Wang Ch.: Treatment of oily wastewater produced from refinery processes using flocculation and ceramic membrane filtration, Separation and Purification Technology, vol.32, pp.93-98 (2003), doi:10.1016/S1383-5866(03)00067-4.
4. Santos M., Goulart M. et al.: The application of electrochemical technology to the remediation of

- oily wastewater, *Chemosphere*, vol.64, pp.393-399 (2006), doi:10.1016/j.chemosphere.2005.12.036.
5. Moosai R., Dawe R.: Gas attachment of oil droplets for gas flotation for oily wastewater cleanup, *Separation and Purification Technology*, vol.33, pp.303-314 (2003), doi:10.1016/S1383-5866(03)00091-1.
 6. Rubio J., Souza M., Smith R.: Overview of flotation as a wastewater treatment technique, *Minerals Engineering*, vol.15, pp.139-155 (2002), doi:10.1016/S0892-6875(01)00216-3.
 7. Ahmad A., Sumathi S., Hameed B.: Coagulation of residue oil and suspended solid in palm oil mill effluent by chitosan, alum and PAC, *Chemical Engineering Journal*, vol.118, pp.99-105 (2006), doi:10.1016/j.cej.2006.02.001.
 8. Zeng Y., Yang Ch. et al.: Feasibility investigation of oily wastewater treatment by combination of zinc and PAM in coagulation/flocculation, *Journal of Hazardous Materials*, vol.147, pp.991-996 (2007), doi:10.1016/j.jhazmat.2007.01.129.
 9. Li Q., Kang C., Zhang Ch.: Waste water produced from an oilfield and continuous treatment with an oil-degrading bacterium, *Process Biochemistry*, vol.40, pp.873-877 (2005), doi: 10.1016/j.procbio.2004.02.011.
 10. Scholz W., Fuchs W.: Treatment of oil contaminated wastewater in a membrane bioreactor, *Water Research*, vol.34, pp.3621-3629 (2000), doi:10.1016/S0043-1354(00)00106-8.
 11. Kriipsalu M., Marques M. et al.: Bio-treatment of oily sludge: The contribution of amendment material to the content of target contaminants, and the biodegradation dynamics, *Journal of Hazardous Materials*, vol.148, pp.616-622 (2007), doi:10.1016/j.jhazmat.2007.03.017.
 12. Song Ch., Wang. T. et al.: Preparation of coal-based microfiltration carbon membrane and application in oily wastewater treatment, *Separation and Purification Technology*, vol.51, pp.80-84 (2006), doi:10.1016/j.seppur.2005.12.026.
 13. Tomaszewska M., Orecki A., Karakulski K.: Treatment of bilge water using a combination of ultrafiltration and reverse osmosis, *Desalination*, vol.185, pp.203-212 (2005), doi:10.1016/j.desal.2005.03.078.
 14. Mittal P., Somen J., Mohanty K.: Synthesis of low-cost hydrophilic ceramic-polymeric composite membrane for treatment of oily wastewater, *Desalination*, vol.282, pp.54-62 (2011), doi:10.1016/j.desal.2011.06.071.
 15. Zákon č. 541/2020 Sb. o odpadech.
 16. Vyhláška č. 8/2021 Sb. o Katalogu odpadů a posuzování vlastností odpadů (Katalog odpadů).
 17. ŠKO-ENERGO, s.r.o.: Místní provozní předpis čisticí stanice zaolejovaných vod, Mladá Boleslav 2023.
 18. Hlaváček O., Beňo Z.: Long-term monitoring of the parameters of fuel wooden residues, *Paliva*, vol.15, pp.80-83 (2023), doi:10.35933/paliva.2023.03.02.
 19. Hlaváček O., Vagenknechtová A.: Comparison of sorbents based on $\text{Ca}(\text{OH})_2$ for removing HCl from flue gas, *Paliva*, vol.15, pp.92-100 (2023), doi: 10.35933/paliva.2023.03.04.
 20. Propagační materiály společnosti ŠKO-ENERGO.
 21. Integrované povolení Teplárna ŠKO-ENERGO, 30.změna ze dne 27.1.2023, dostupné na: [https://ippc.mzp.cz/ippc/ippc.nsf/\\$pid/MZPR98EJWPRE](https://ippc.mzp.cz/ippc/ippc.nsf/$pid/MZPR98EJWPRE), staženo 22.11.2023.
 22. ČSN EN ISO/IEC 17067: Posuzování shody - Základní principy certifikace produktu a směrnice pro certifikační schémata.
 23. Vyhláška č. 415/2012 Sb. o přípustné úrovni znečišťování a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší.

Summary

Effects of thermal disposal of oil-water residues on operation heating plant boiler

Ondřej Hlaváček

Industrial zones are often the source of specifically polluted waters, depending on type of industry. These waters are usually not in the limits for outtake into public sewers and it is necessary to dispose them externally or build-up technologies for their pre-treatment. The article is about the real case of an industrial.

A separate sewage network is built for oily water. Solid impurities are separated from the oily water and oily water is treated by evaporation technology. The evaporator produces two types of products - condensate and concentrate. Condensate is a water with high organic content, and it is necessary to purify it by a chemical treatment plant in next step. Evaporator technology remove from water the most of metal content and significantly decrease organic and water content in concentrate. Concentrate is oily stream with lower water content. Water content in concentrate decreased in next technology steps to ca. 40-50 %. The final product is certificated technological fuel, and its final elimination is in the heating plant fluidized bed boiler.

The article is detailed focused on the influence of concentrate combustion. A local temperature increases around 10-15 °C extending across the combustion chamber was confirmed. There was also an increase in HF concentration in flue gas. CO concentrations were higher in the first moments of combustion, but the control system responded by increasing the combustion air supply, and CO concentrations were finally lower at the level of $3 \text{ mg} \cdot \text{m}^{-3}$. During combustion, there was no provable increase in concentrations of NO_x or other substances, and the co-combustion did not have a significant effect on the operation of the boiler, so this way was evaluated like technically and economically effective.