



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

TECHNOLOGIE ODSTRANĚNÍ OXIDŮ SÍRY (SOX) ZE SPALIN PRO VELKÁ SPALOVACÍ ZAŘÍZENÍ

TECHNOLOGY TO REMOVE SULFUR OXIDES (NOX) FROM FLUE GASES FOR LARGE COMBUSTION
PLANTS

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Radomír Hrubý

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Ing. David Jecha, Ph.D.

BRNO 2019

Zadání diplomové práce

Ústav:	Ústav procesního inženýrství
Student:	Bc. Radomír Hrubý
Studijní program:	Strojní inženýrství
Studijní obor:	Procesní inženýrství
Vedoucí práce:	Ing. David Jecha, Ph.D.
Akademický rok:	2019/20

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

Technologie odstranění oxidů síry (SO_x) ze spalin pro velká spalovací zařízení

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Na základě dostupných informací, jak publikovaných tak pocházejících z komerční sféry, vytvořit popis jednotlivých technologií odsíření. Bude se jednat o technologie, které využívají jak vápenné tak nevápenné sorbenty, a bude provedena analýza výhod a nevýhod jednotlivých technologií. Tyto technologie budou posouzeny z hlediska využitelnosti různých druhů sorbentů pro záchyt kyselých složek spalin, přičemž důraz bude kladen na fyzikálně–chemické parametry těchto sorbentů a podmínky dávkování do spalin.

Cíle diplomové práce:

Cílem práce je navrhnout odsířovací zařízení pro velký energetický zdroj. V kotli se spaluje palivo s extrémně vysokým obsahem síry a spaliny se v něm neodsíří na požadovanou úroveň, proto se musí přistavět odsířovací zařízení. V teoretické části budou uvedeny emisní limity oxidu siřičitého, zpracovány možné odsířovací metody a popsány sorbenty vhodné pro odsířování. V praktické části bude vybrána metoda pro snížení oxidu siřičitého a pro tuto technologii bude zpracován základní technologický a konstrukční návrh včetně prostorového modelu technologie.

Seznam doporučené literatury:

SLEZÁK, P., MÁNEK, O. a JULÍNEK, P. Vybrané možnosti snižování emisí SO₂ u stávajících uhelných zdrojů. Energie z biomasy VII. Brno : Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Odbor energetického inženýrství, 2007. ISBN 978-80-214- 3542-1.

Best Available Techniques (BAT). Reference Document for the Large Combustion Plants. [Online] 1. červenec 2013. [Citace: 5. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.ippc.cz/dokumenty/DF0542/lcp/lcp-bref-d1-1-7-13>.

KIELY, G.: Environmental Engineering. McGraw-Hill 1998

MÁNEK, O. JULÍNEK, P. SLEZÁK, P. Metoda souběžné odsiřování spalín.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2019/20

V Brně, dne

L. S.

prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.
ředitel ústavu

doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.
děkan fakulty

ABSTRAKT

V zadaném velkém spalovacím zařízení se spaluje palivo s velkým obsahem síry. Stávající metoda odsiřování nebude schopna splnit nové emisní limity, proto je cílem této práce navrhnout adekvátní odsiřovací zařízení. Teoretická část této diplomové práce obsahuje popis legislativy vztahující se k emisním limitům pro velká spalovací zařízení a rozbor jednotlivých technologických metod odsiřování spolu s popisem používaných sorbentů. Praktická část práce obsahuje návrh suché kondicionované sorpce s využitím sorbentu na vápenné bázi. Je proveden základní technologický a konstrukční návrh spolu s prostorovým modelem a dispozičním řešením celé technologie.

Klíčová slova

odsiřování, kondicionovaná suchá sorpce, spaliny, emisní limity

ABSTRACT

In the specified large combustion plant, fuel with a large content of sulfur is burned. The current desulfurisation method is not able to meet the new emission limits, therefore it is necessary to design an adequate desulphurisation method. The theoretical part of this diploma thesis contains a description of the legislation related to emission limits for large combustion plants and an analysis of individual technological methods of desulphurization together with a description of the relevant sorbents. The practical part of the work contains a design of dry conditioned sorption with the using of a calcium-based sorbent. The basic technological and structural design is designed together with the spatial solution and dispositional solution of the whole technology.

Key words

Desulfurisation, dry conditioned sorption, flue gas, emission limits

BIBLIOGRAFICKÁ CITACE

HRUBÝ, Radomír. *Technologie odstranění oxidů síry (SO_x) ze spalin pro velká spalovací zařízení*. Brno, 2020. Dostupné také z: <https://www.vutbr.cz/studenti/zav-prace/detail/125064>. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Ústav procesního inženýrství. Vedoucí práce David Jecha.

PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že jsem diplomovou práci na téma Technologie odstranění oxidů síry (SO_x) ze spalin pro velká spalovací zařízení vypracoval samostatně s použitím odborné literatury a pramenů, uvedených v seznamu, který tvoří přílohu této práce.

26. 6. 2020

Radomír Hrubý

PODĚKOVÁNÍ

Děkuji panu Ing. Davidu Jechovi, Ph.D. za konzultace a rady při vytváření této závěrečné práce. Děkuji lidem z Ústavu procesního inženýrství za předané znalosti a trpělivost. Děkuji své rodině za možnost studia a za podporu při nelehkých situacích, jež občas nastávaly. Stejný dík patří i mé přítelkyni Veronice, která během studia stála po mém boku. Nakonec děkuji za všechny super zážitky se skvělými lidmi během vysokoškolského studia a za skvělé roky relativně svobodného života.

OBSAH

Úvod.....	13
1 Velká spalovací zařízení.....	14
2 Znečišťující látky ve spalinách.....	15
2.1 Oxidy síry.....	15
2.1.1 Oxid siřičitý.....	15
2.1.2 Oxid sírový.....	15
2.2 Vliv a působení oxidů síry na životní prostředí	16
2.3 Emisní situace v ČR.....	16
3 Legislativa emisí.....	18
3.1 Emisní limity.....	18
3.1.1 Specifické emisní limity.....	18
3.1.2 Nové emisní limity	20
3.1.3 Výjimky z emisních limitů.....	21
4 Technologické metody pro snižování emisí oxidů síry	22
4.1 Síra v palivech.....	22
4.2 Suché metody odsiřování	23
4.2.1 Dávkování sorbentu do přípravy paliva	24
4.2.2 Dávkování sorbentu do sekci	24
4.2.3 Suchá pračka s cirkulujícím fluidním ložem (CFB).....	26
4.2.4 Kondicionovaná suchá sorpce s absorbérem.....	26
4.3 Polosuché metody odsiřování.....	27
4.4 Mokrý metody odsiřování	29
4.4.1 Mokrý vápencová metoda	29
4.4.2 Mokrý metoda s využitím sorbentu na bázi oxidu hořečnatého	33
4.4.3 Metoda vypírání mořskou vodou	33
4.5 Technologické požadavky na sorbenty a suspenze	34
4.5.1 Vápenaté sorbenty	34
4.5.2 Sorbenty na bázi sodíku	35
4.5.3 Srovnání sodných a vápenatých sorbentů.....	36
4.6 Odsiřovací technologie v největších tepelných elektrárnách v ČR	37
4.6.1 ČEZ, a. s. - Elektrárna Prunéřov 2	37
4.6.2 Elektrárna Počerady	37
5 Popis zadaného stacionárního zdroje znečištění.....	38
5.1 Platné emisní limity pro zadané zařízení.....	38

5.2	Volba technologie odsíření zadaného zdroje znečištění	39
5.3	Zadání vstupních parametrů odsiřovací jednotky	40
6	Výpočty.....	42
6.1	Toky spalin	42
6.2	Množství kyselých složek ve spalinách.....	42
6.2.1	Bilance síry v procesu.....	42
6.2.2	Bilance chlóru v procesu	43
6.2.3	Bilance fluoru v procesu.....	44
6.3	Výpočet spotřeby sorbentu	45
6.4	Výpočet spotřeby vody	46
6.5	Tvorba produktu odsiřovacího procesu	49
6.6	Roční vyhodnocení spotřeby a tvorby procesních látek	51
6.6.1	Spotřeba odsiřovacího sorbentu.....	51
6.6.2	Spotřeba procesní vody	52
6.6.3	Tvorba odsiřovacího produktu.....	52
6.6.4	Množství emisí SO_2 do ovzduší.....	52
6.6.5	Množství emisí HCl do ovzduší	52
6.6.6	Množství emisí HF do ovzduší.....	53
7	Návrhový výpočet.....	54
7.1	Návrh kouřovodů.....	54
7.1.1	Úsek č. 1 Elektrostatický odlučovač - Absorbér.....	54
7.1.2	Úsek č. 2 Absorbér- Tkaninový filtr.....	55
7.1.3	Úsek č. 3 Tkaninový filtr – Spalinový ventilátor.....	55
7.1.4	Úsek č. 4 Spalinový ventilátor - Komín	55
7.2	Absorbér	56
7.3	Návrh rozměrů tkaninového filtru	57
7.4	Výpočet tlakových ztrát.....	58
7.4.1	Úsek č. 1 Elektrostatický odlučovač - Absorbér.....	58
7.4.2	Úsek č. 2 Absorbér - Tkaninový filtr.....	59
7.4.3	Úsek č. 3 Tkaninový filtr – Spalinový ventilátor.....	59
7.4.4	Úsek č. 4 Spalinový ventilátor - Komín	60
7.4.5	Návrh ventilátorů.....	62
8	Prostorový model technologie a popis jednotlivých částí.....	63
8.1	Kouřovody.....	64
8.2	Absorbér	65
8.3	Tkaninový filtr.....	67
8.4	Zásobní silo sorbentu.....	68

8.5	Nádrž na procesní vodu.....	69
8.6	Zásobní silo produktu.....	70
8.7	Spalinové ventilátory.....	71
9	ZÁVĚR.....	72
	SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY.....	73
	SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ A ZKRATEK.....	79
	SEZNAM OBRÁZKŮ	82
	SEZNAM TABULEK.....	83
	SEZNAM PŘÍLOH.....	84

Úvod

Česká republika je stále téměř z poloviny závislá na energii z uhelných zdrojů. Se zpřísňujícími se podmínkami pro provoz velkých spalovacích zařízení spalujících pevná paliva je nutno optimalizovat stávající zařízení, aby splnilo veškeré emisní limity dané příslušnou platnou legislativou. Emisní limity se zpřísňují z důvodu zkvalitnění ovzduší, neboť chránit životní prostředí by mělo být vždy na prvním místě.

Mezi znečišťující látky, jejichž odstraňování řeší tato práce, patří oxid siřičitý (SO_2) a další kyselé složky jako kyselina chlorovodíková (HCl) i fluorovodíková (HF). Odstraňování kyselých složek je realizováno pomocí reakce se zásaditými sorbenty za vzniku odsiřovacího produktu s cílem snížit koncentraci kyselých složek pod přípustný emisní limit. Současná technologická úroveň nabízí širokou škálu metod, které se odlišují zejména množstvím vody ve výsledném produktu nebo podle druhu odsiřovacího sorbentu.

Tato práce je zaměřena na technologický návrh odsiřovacího zařízení, jež snižuje koncentraci kyselých složek ze spalin vznikajících spalováním palivového mixu s vysokým obsahem síry. Je provedena analýza jednotlivých metod a používání sorbentů. Pro vybranou metodu kondicionované suché sorpce je proveden základní technologický výpočet a základní konstrukční návrh obsahující prostorový model s dispozičním řešením vybrané technologie, jež je založena na dávkování suchého vápenného sorbentu a vody do absorberu.

1 Velká spalovací zařízení

Spalovacím zařízením je podle Směrnice evropského parlamentu a rady 2010/75/EU ze dne 24. listopadu 2010 myšleno technické zařízení, kde se paliva oxidují za účelem využití vyrobeného tepla. Tato zařízení se dělí podle jmenovitého tepelného příkonu. Je-li celkový jmenovitý tepelný příkon v intervalu $1-50$ MW jedná se o střední spalovací zařízení. Pokud je celkový jmenovitý příkon 50 MW a výše, jsou tato zařízení klasifikována jako velká spalovací zařízení (Large Combustion Plant – LCP) [3].

Se zvyšující se spotřebou elektrické energie musí růst i produkce. Od roku 1970 do dnešní doby vzrostla produkce elektrické energie více než trojnásobně. Většina této energie byla, a je generována z elektráren, které využívají spalovacích procesů, kdy jsou používána spalitelná paliva jako biomasa, zemní plyn, uhlí a ropa. V roce 2013 tvořila takto vyrobená energie téměř polovinu veškeré vyrobené elektrické energie v Evropské unii. Na druhé místo s 26,8 % patřila elektrická energie, která byla vyrobena v jaderných elektrárnách [1].

Spalovací proces probíhá výhradně za účelem výroby páry. Kotel vyžaduje zdroj tepla a dostatečnou teplotu k výrobě páry. Spalování lze definovat jako rychlou chemickou kombinaci kyslíku s hořlavými prvky paliva. Mezi nejvýznamnější hořlavé prvky patří uhlík, vodík a síra. Uhlík a vodík se po dokonalém spálení přeměňují na oxid uhličitý a vodu podle následující rovnice [2]:



Pokud je spalovacích zařízení na jednom místě více, pro účely směrnice se považují za jedno spalovací zařízení a jejich jmenovité tepelné příkony se sčítají. Součet těchto hodnot se provádí pouze v případě, že jsou odpadní plyny z těchto spalovacích zařízení odváděny společným komínem [3].

K roku 2013 bylo v ČR evidováno 101 velkých spalovacích zařízení, což je nadprůměrné množství vzhledem k EU. V průběhu let došlo kvůli klimatickým změnám a klesající kvalitě vzduchu k omezování a regulaci emisí znečišťujících látek do ovzduší [1].

2 Znečišťující látky ve spalínách

Mezi hlavní znečišťující látky, u kterých se kontrolují emise do ovzduší při spalovacích procesech spalitelných paliv, patří oxidy síry, dusíku, skleníkové plyny (zejména oxid uhličitý) a oxid uhelnatý. Důležité je rovněž kontrolovat emise látek, jakými jsou těžké kovy, chlorovodík, těžké organické sloučeniny, dioxiny a emise poletavého prachu, kde jsou zahrnuty částice menší než 10 μm vyjádřené jako PM_{10} [1].

Mezi emise oxidů dusíku patří oxid dusnatý (NO), oxid dusičitý (NO_2) a oxid dusný N_2O . Největší podíl zde zaujímá oxid dusnatý NO (cca 95 %) následován oxidem dusičitým. Tyto primární složky se souhrnně označují jako NO_x . Tvorba těchto emisí je řízena mechanismy, které jsou závislé na původu dusíku a prostředí, ve kterém reakce probíhá. NO_x vznikají reakcí kyslíku a dusíku obsaženého ve spalovacím vzduchu, a takto vzniklé emise dusíku jsou označovány jako termické NO_x . Dále vznikají z dusíku obsaženého v palivu. Vznik termických NO_x je vysoce závislý na teplotě a době. Při spalování pod 1000 °C je jejich vznik výrazně nižší [4].

Oxid uhelnatý (CO) se objevuje jako meziprodukt spalování a je indikátorem rizika koroze a nedokonalého spalování paliva, což snižuje účinnost procesu. Při dlouhodobém styku je zdraví závadný [4].

2.1 Oxidy síry

Při spalování paliv s obsahem síry shoří spalitelná část při spalovací reakci s kyslíkem na SO_2 . Tím vznikají nežádoucí emise, které by odcházely spolu s ostatními spalínami do ovzduší. Část síry se může přeměnit na SO_3 , čímž při reakci s vodní párou vzniká kyselina sírová, která se svým korozivním účinkem působí negativně na stěny kotle a současně při úniku do ovzduší způsobuje kyselý déšť [5].

2.1.1 Oxid siřičitý

SO_2 je bezbarvý plyn vyznačující se štiplavým zápachem. Disponuje odolností vůči ultrafialovému záření a v atmosféře oxiduje na oxid sírový, z čehož se následně se tvoří kyselina sírová. Ta se poté společně se srážkami dostává na zem. Je to polární látka s bodem varu -10 °C a hustotě $\rho = 2,926 \text{ kg/m}^3$. Vzniká při spalování paliv s obsahem síry podle následující rovnice [6]:



Koncentrace SO_2 závisí na obsahu spalitelné síry v palivu. Přibližně 1–2 % vzniklého SO_2 oxiduje dále na oxid sírový [4].

2.1.2 Oxid sírový

Pokud se ve spalínách nachází SO_2 , bude se zde vyskytovat i malé, avšak významné množství oxidu sírového. SO_3 se vyskytuje v plynné, kapalně i pevné formě. Jedná se o silné oxidační činidlo s dehydratačními účinky. Vzniká reakcí oxidu siřičitého s kyslíkem podle rovnice [4]:



Má vysoce korozivní účinky. Jeho tvorbu zvyšuje přítomnost katalyticky aktivního materiálu v palivu, kterým může být vanad v oleji nebo pyrity železa v uhlí [7].

2.2 Vliv a působení oxidů síry na životní prostředí

Jeden z největších dopadů na životní prostředí má právě vznik kyselých dešťů. Kdy oxid sírový reaguje se vzdušnou vlhkostí za vzniku kyseliny sírové podle rovnice [7]:

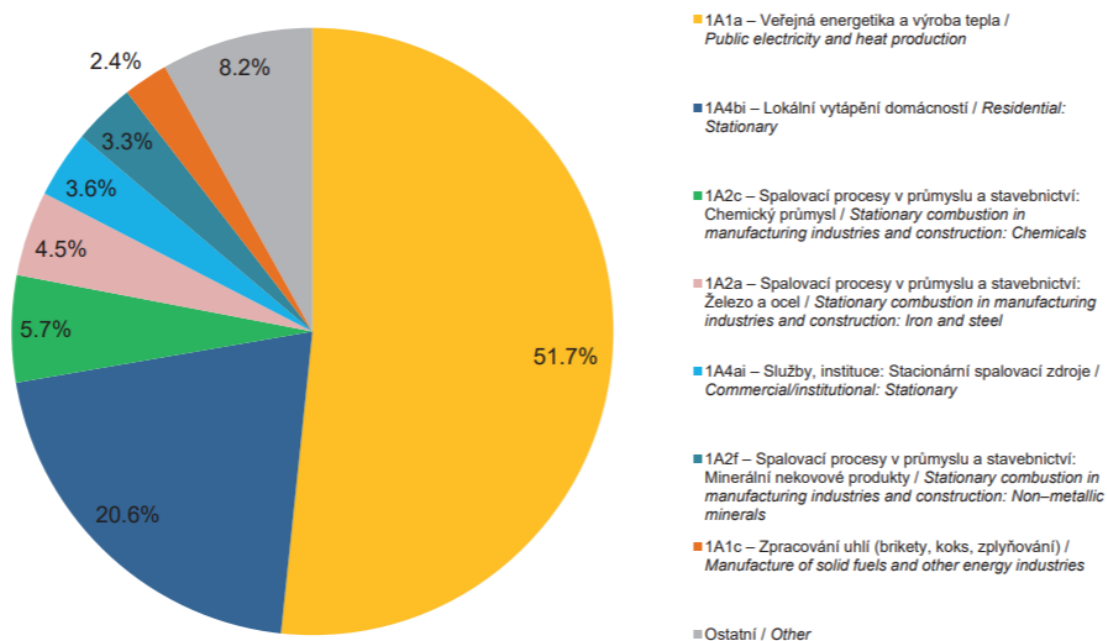


Tyto deště pak negativně ovlivňují fotosyntézu, zvyšují kyselost půd a vodních toků.

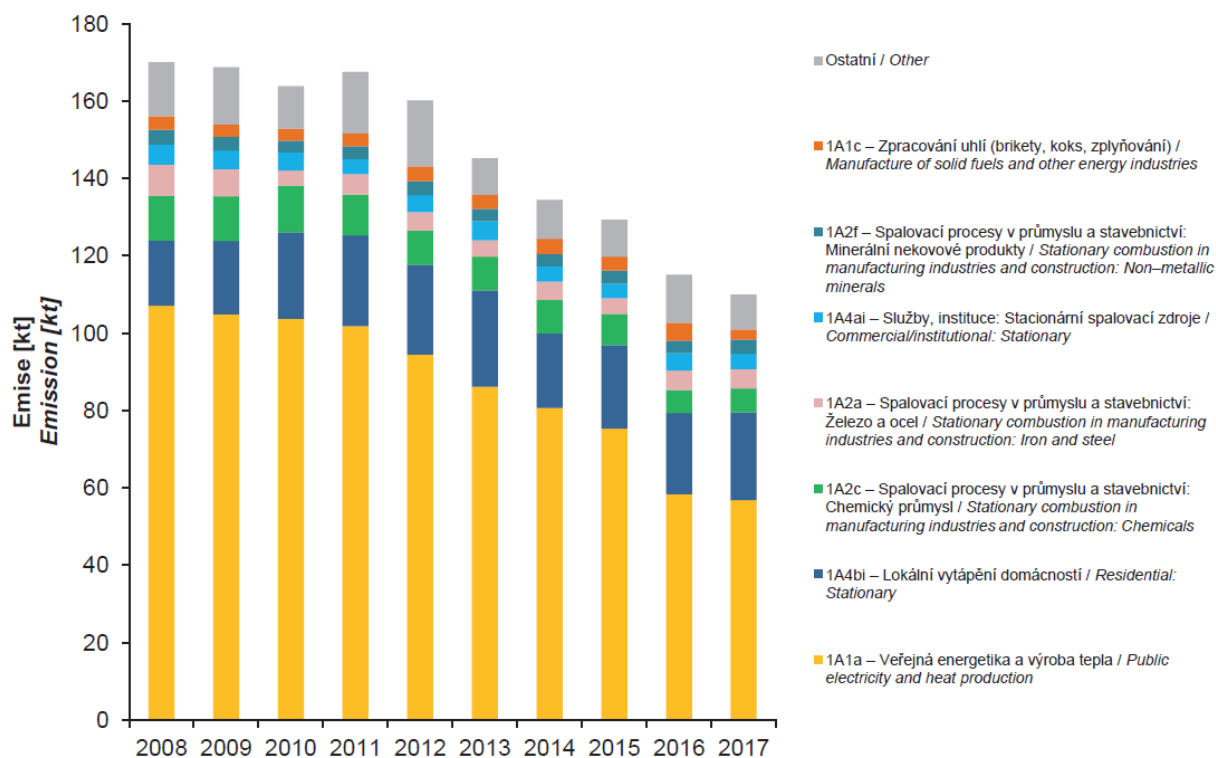
U člověka pak oxidy síry způsobují podráždění očí a dýchacích cest. Při koncentracích nad $0,3 \text{ mg/m}^3$ dochází ke zvýšení respirační nemocnosti u dospělých i dětí s vyšší citlivostí. V roce 1952 došlo v Londýně k Velkému londýnskému smogu, kdy vhodné podmínky způsobené počasím způsobily nahromadění velkého množství toxických látek na území Londýna, což mělo za následek postupné umírání 4000 lidí, kteří trpěli převážně dýchacími problémy [7] [8].

2.3 Emisní situace v ČR

Podle statistik Českého hydrometeorologického ústavu (ČHMU) má koncentrace SO_2 v ovzduší klesající trend. V roce 2017 pocházelo nejvíce emisí ze sektoru „1A1a – Veřejná energetika a výroba tepla“ (51,7 %) a „1A4bi – Lokální vytápění domácností“ (20,6 %). Následující graf zobrazuje podíly jednotlivých sektorů na emisích SO_2 [9].



Obrázek 1 Podíl sektorů NFR na celkových emisích SO_2 , 2017 [9]



Obrázek 2 Vývoj celkových emisí SO_2 v letech 2008–2017 [9]

Z grafů výše vyplývá, že největší pozornost pro odstraňování emisí síry ze spalin vyžaduje sektor energetiky a výroby tepla, kde je již odsiřování zaváděno. Druhým největším zdrojem je sektor lokálního vytápění domácností, kde je odsíření emisí spíše řešeno formou povoleného druhu paliva než instalací odsiřovacích jednotek. Klesající tendence koncentrace SO_2 v ovzduší na území ČR je zde především díky legislativním a technologickým opatřením.

3 Legislativa emisí

Od 60. let minulého století se začalo lidstvo zabývat zkoumáním emisí SO_x . Výzkum započal v USA a Japonsku, kde byly první plošné instalace odsířovacích zařízení. V České republice je ochrana ovzduší legislativně ukotvena v zákonu 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší [10]. Zde je ochrana ovzduší definována jako předcházení znečišťování a snižování jeho úrovně, aby se minimalizovala rizika pro lidské zdraví a stejně tak rizika poškození ekosystémů. Zároveň, aby byly vytvořeny předpoklady pro regeneraci konkrétní části poškozeného životního prostředí [10].

3.1 Emisní limity

Emisními limity se v ČR zabývá vyhláška 415/2012 Sb., celým názvem Vyhláška o přípustné úrovni znečišťování a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší [11]. Mezi důležité předměty, které tato vyhláška stanovuje, můžeme zařadit:

- intervaly a způsob zjišťování úrovně znečištění měřením a výpočtem
- emisní limity obecné či specifické a způsob jejich stanovení a vyhodnocování jejich plnění
- technické podmínky provozu stacionárních zdrojů znečištění
- požadavky na kvalitu paliv

Obecné emisní limity pro koncentrace znečišťujících látek jsou stanoveny při tlaku 101,325 kPa a teplotě 273,15 K ve vlhkém plynu. Tyto limity jsou stanoveny prováděcím právním předpisem a to přílohou č. 9 vyhlášky č. 415/2012 Sb., a jsou pouze dodatečné, tj. uplatní se jen tehdy, kdy není pro daný stacionární zdroj znečištění stanoven specifický emisní limit [11].

3.1.1 Specifické emisní limity

Emisní limit pro spalovací stacionární zdroje, vyjma zdroje spalující odpad, je splněn, pokud je dodrženo [11]:

- žádná z platných měsíčních průměrných hodnot nepřekročí hodnotu specifického emisního limitu

Další podmínky se liší podle použitého paliva.

Konkrétní specifické emisní limity pro velká spalovací zařízení, tj. o celkovém jmenovitém příkonu 50 MW a vyšším, jsou uvedeny v tabulkách č. 1, 2, 3, 4 v části I přílohy č. 2 k vyhlášce č. 415/2012 Sb.. Jednotlivé tabulky jsou platné pro zařízení podle podání kompletní žádosti o první povolení provozu a podle uvedení do provozu. Specifické emisní limity se zde vztahují na normální podmínky a suchý plyn při referenčním obsahu O_2 6 % v odpadním plynu [12].

Pro názornost na obrázku níže jsou emisní limity pro spalovací stacionární zdroje, pro něž byla podána kompletní žádost o první povolení provozu 7. ledna 2013 nebo později nebo byly uvedeny do provozu po 7. lednu 2014:

Druh paliva	Specifické emisní limity [mg.m ⁻³]											
	50-100 MW				> 100-300 MW				> 300 MW			
	SO ₂	NO _x	TZL	CO	SO ₂	NO _x	TZL	CO	SO ₂	NO _x	TZL	CO
Pevné palivo obecně	400	300 400 ¹⁾	20	250	200	200	20	250	150 200 ²⁾	150 200 ¹⁾	10	250
Biomasa podle § 2 písm. a)	200	250	20	250	200	200	20	250	150	150	20	250
Rašelina	300	250	20	250	300 250 ²⁾	200	20	250	150 200 ²⁾	150	20	250
Kapalné palivo obecně	350	300 50 ⁵⁾	20	175 100 ⁵⁾	200	150 50 ⁵⁾	20	175 100 ⁵⁾	150	100 50 ⁵⁾	10	175 100 ⁵⁾
Zkapalněný plyn	5	300	5	175	5	150	5	175	5	150	5	175
Plynné palivo obecně	35	100 50 ³⁾ 75 ⁴⁾	5	100	35	100 50 ³⁾ 75 ⁴⁾	5	100	35	100 50 ³⁾ 75 ⁴⁾	5	100
Zemní plyn	35	100 50 ³⁾ 75 ⁴⁾	5	100	35	100 50 ³⁾ 75 ⁴⁾	5	100	35	100 50 ³⁾ 75 ⁴⁾	5	100
Koksárenský plyn	400	100	30	100	400	100	30	100	400	100	30	100
Vysokopecní plyn	200	100	10	100	200	100	10	100	200	100	10	100
Plyn ze zplyňování rafinérských zbytků	35	100	5	100	35	100	5	100	35	100	5	100

Obrázek 3 Specifické emisní limity pro spalovací stacionární zdroje, pro něž byla podána kompletní žádost o první povolení provozu 7. ledna 2013 nebo později nebo byly uvedeny do provozu po 7. lednu 2014 [12]

Poměr množství síry nevyložené spalovacím zařízením do ovzduší v daném časovém úseku k množství síry obsažené v pevném palivu, které bylo ve stejném časovém úseku přivedeno a použito, se nazývá podle Směrnice evropského parlamentu a rady 2010/75/EU ze dne 24. listopadu 2010 stupeň odsíření. Pro ten jsou v části 5 této směrnice uvedeny minimální hodnoty, které se použijí jako průměrná měsíční hodnota [3].

Tabulka 1 Minimální stupeň odsíření [3]

Celkový jmenovitý tepelný příkon (MW)	Zařízení, kterým bylo uděleno povolení před 27. 11. 2002 nebo jejich provozovatelé před tímto dnem podali úplnou žádost o povolení, a která byla uvedena do provozu nejpozději 27. listopadu 2003	Jiná zařízení
50 – 100	80 %	92 %
100 - 300	90 %	92%
> 300	96 %	96 %

3.1.2 Nové emisní limity

Následující popisované emisní limity se budou týkat zejména emisních limitů pro velká spalovací zařízení, jejichž definice byla uvedena v první kapitole. A také pro zařízení, která zplyňují černé uhlí či jiná paliva o jmenovitém tepelném příkonu 20 MW a vyšším, dále pro zařízení o jmenovitém tepelném příkonu 50 MW a vyšším, která spalují odpad při kapacitě vyšší než 3 tuny za hodinu v případě odpadu jiného než nebezpečného, u kterého je kapacitní limit větší než 10 tun za den. Avšak poté jsou mnohá zařízení této povinnosti zbavena, zejména zařízení spalující odpad, neboť toto rozhodnutí obsahuje poměrně velké množství podmínek, na které se tyto závěry o Best Available Technologies (BAT) pro LCP nevztahují [13].

Limity uvedené ve vyhlášce 415/2012 budou brzy nahrazeny novými přísnějšími limity. Ty budou implementovány z prováděcího rozhodnutí Komise (EU) 2017/1442 ze dne 31. 7. 2017, kterým se stanoví závěry o nejlepších dostupných technikách (BAT) podle směrnice Evropského parlamentu a Rady 2010/75/EU pro velká spalovací zařízení. Tyto závěry jsou součástí revidovaného dokumentu BREF LCP. Platnost těchto emisních limitů započne po čtyřech letech od vydání tohoto rozhodnutí tedy 17. 8. 2021 a podle Ministerstva průmyslu a obchodu (MPO) ovlivní přibližně 120 zařízení s vydaným integrovaným povolením v ČR. Dané emisní limity jsou stanovené pro jednotlivé druhy paliv. Jiné emisní limity jsou pro spalování uhlí, jiné pro spalování biomasy. V tabulce níže jsou sepsány emisní limity podle prováděcího rozhodnutí Komise (EU) 2017/1442 ze dne 31. 7. 2017 pro stávající zařízení s dobou provozu větší než 1500 h/rok. Emisní limity jsou vztaženy na suché spaliny s referenčním obsahem O_2 6 % [13].

Tabulka 2 Horní úrovně emisí spojené s nejlepšími dostupnými technikami (BAT-AEL) [mg/Nm^3] pro stávající zařízení (roční průměr) [13].

Druh paliva	50–100 MW				100–300 MW				≥ 300 MW			
	SO_2	NO_x	TZL	HCl	SO_2	NO_x	TZL	HCl	SO_2	NO_x	TZL	HCl
Černé/hnědé uhlí	360	270	18	10	200	180	14	5	130 ¹⁾	150	10	5 ²⁾
Biomasa	100	225 ³⁾	15	15	70 ⁴⁾	180	12	9	50 ⁴⁾	150	10	5

1) Kotel s práškovým spalováním.

2) U zařízení vybavených mokrým odsířením a následným spalínovým výměníkem tepla je horní hranice rozsahu 7 mg/Nm^3 .

3) Pro zařízení spalující paliva s průměrným obsahem draslíku 2 000 mg/kg (v suchém stavu) nebo vyšším anebo průměrným obsahem sodíku 300 mg/kg nebo vyšším je horní hranice rozsahu 250 mg/Nm^3 .

4) Pro stávající zařízení spalující paliva s průměrným obsahem síry 0,1 % hmot. (v suchém stavu) nebo vyšším je horní hranice rozsahu BAT-AEL 100 mg/Nm^3 .

V případě spalování odpadu budou platit úrovně emisí v tabulce níže, které jsou podle prováděcího rozhodnutí Komise (EU) 2019/2020 ze dne 12. Listopadu. 2019. Úrovně emisí jsou vztaženy na suché spaliny s referenčním obsahem kyslíku 11 % [49].

Tabulka 3 Úrovně emisí spojené s nejlepšími dostupnými technikami (BAT-AEL) u emisí ze spalování odpadů do ovzduší (denní průměr) [mg/Nm^3] [49]

Znečišťující látka	Nové zařízení	Stávající zařízení
SO_2	5–30	5–40
NO_x	50–120	50–150
HCl	<2–6	<2–8

3.1.3 Výjimky z emisních limitů

Specifické emisní limity uvedeny ve vyhlášce 415/2012 neplatí pro všechna stacionární zdroje znečištění podle § 37 odst. 1 zákona č. 201/2012 Sb. o ochraně ovzduší, ale některá zařízení spadají do Přejídného národního plánu (PNP) [15]. Zde zahrnuté zdroje znečištění nemusí plnit specifické emisní limity pro oxidy dusíku, TZL a oxidy siřičité. PNP platí v období od 1. 1. 2016 do 30. 6. 2020 pro spalovací stacionární zdroje, jejichž celkový jmenovitý tepelný příkon je vyšší nebo roven 50 MW, a u nichž bylo první povolení k provozu vydáno před 27. 11. 2002, nebo pro které byla podána úplná žádost o první povolení provozu před tímto datem, a které byly uvedeny do provozu nejpozději 27. listopadu 2003 [14].

Některá zařízení byla později z PNP vyřazena. Jako důvod je ve všech případech uvedena „aplikace článku 35 směrnice IED“ [15]. Tento článek najdeme ve směrnici Evropského parlamentu a Rady 2010/75/EU ze dne 24. listopadu 2010 o průmyslových emisích [3]. Zde je posunut termín tolerance nesplnění emisních limitů z čl. 30 odst. 2 a článku 31 této směrnice až do 31. 12. 2022. Musí však být dodrženy následující podmínky [3]:

- celkový jmenovitý příkon spalovacího zařízení není větší než 200 MW;
- první povolení pro zařízení bylo vydáno před 27. 11. 2002 nebo provozovatel tohoto zařízení před tímto dnem podal úplnou žádost o povolení a toto zařízení bylo uvedeno do provozu nejpozději 27. 11. 2003;
- nejméně 50 % užitého tepla vyrobeného v daném zařízení, vyjádřeno jako klouzavý průměr za období pěti let, je dodáváno v podobě páry či horké vody do veřejné sítě dálkového vytápění;
- provozovatel je povinen přinejmenším zachovat mezní hodnoty pro oxid siřičitý, oxidy dusíku a tuhé znečišťující látky stanovené v povolení spalovacího zařízení a platné k 31. 12. 2015 do 31. 12. 2022
- členské státy musí během období do 31. 12. 2022 pro všechna spalovací zařízení, na která se tato výjimka vztahuje, jednou ročně uvědomit Komisi o podílu užitého tepla a vyrobeného každým zařízením dodaného v podobě páry či horké vody do veřejné sítě dálkového vytápění, vyjádřeném jako klouzavý průměr za předchozích pět let.

Zařízení, která využívají tuto odchylku podle článku 33 a 35 směrnice 2010/75/EU, jsou zároveň osvobozena od nových emisních limitů uvedených výše v tabulce 2, neboť se na ně tyto závěry o BAT nevztahují [3].

Aby bylo možné tyto neustále se zpřísňující emisní limity dodržovat, muselo nutně dojít k technologickému pokroku u metod a technologií, které koncentraci oxidů síry ve spalinách snižují.

4 Technologické metody pro snižování emisí oxidů síry

První pokusy odstraňování oxidů síry se datují někdy okolo roku 1850. Kolem roku 1915 byla vyvinuta první suchá metoda v podobě dávkování suchého vápna do prostoru pece. Většina metod byla založena na bázi absorpce do vody a jejich průmyslové využití započalo v období 30. let 20. století. V roce 1930 vznikla první průmyslová instalace odsiřovací jednotky Battersea Station, která pracovala na principu vstřikování vody a zásaditých látek do kouřovodů. Během druhé světové války došlo k útlumu těchto odsiřovacích jednotek, neboť charakteristický bílý kouř mohl přitahovat pozornost nepřátelského letectva. Po válce se začaly tyto jednotky znovu zavádět až okolo roku 1970. V roce 1973 bylo celosvětově funkčních pouze 42 odsiřovacích jednotek z toho 36 v Japonsku a 6 ve Spojených státech amerických [16] [17].

Koncentraci oxidů síry ve spalinách před samotným procesem spalování můžeme ovlivnit výběrem vhodného typu paliva, případně přidáním aditiva k palivu. Během procesu spalování lze přidávat aditivum do spalovacího prostoru kotle. Spaliny odcházející z kotle je nutno odsířit na nižší hodnoty, než jsou dané legislativní limity. To se děje pomocí fyzikálních principů absorpce a adsorpce a principů chemických, jež využívají reakcí oxidů síry s aditivem.

Z hlediska fáze aktivní látky se metody dělí na suché, polosuché a mokré. U suchých metod je aditivum ve formě suchého prášku. Polosuché metody jsou založeny na aditivu ve formě suspenze, ale výstupní produkt je suchý. Mokré metody jsou charakteristické tím, že aditivum i výsledný produkt jsou suspenze. Toto rozdělení charakterizuje konečný produkt z hlediska výskytu vody. Pro dokonalejší charakteristiku procesu můžeme zavést kritérium, zdali se v procesu bude používat voda či nikoliv. Tím můžeme rozlišit procesy na mokrý/mokrý, mokrý/suchý či suchý/suchý [7] [18]. Také nakládání s výsledným produktem dělí procesy na skupiny, kde je výsledný produkt brán jako odpad a naopak, kde je produkt dále upraven na vedlejší prodejní produkt, čímž může být elementární síra nebo kyselina sírová [19].

4.1 Síra v palivech

Vysoký podíl na prvenství sektoru energetiky má druh používaného paliva, jimiž jsou stále paliva fosilní. Nejvíce využívaným palivem (vyjma jaderných zdrojů) pro výrobu elektřiny je hnědé uhlí následované plynnými palivy [20].

Množství síry v palivu ovlivňuje koncentraci oxidů síry ve spalinách. Síra se v palivech nachází ve formě spalitelné neboli prchavé a ve formě nespalitelné, která odchází v popelu. Spalitelná forma síry tvoří přibližně 65 % celkového množství síry v palivu. Ukazatelem síry v palivu je poměrný obsah síry nebo názornější měrná sirnatost \bar{S} , která udává hmotnost síry na jednotku výhřevnosti [21].

$$\bar{S} = \frac{10 \cdot S}{Q_i^r} [g \cdot MJ^{-1}] \quad (7)$$

$S [g \cdot kg^{-1}]$ je obsah síry v palivu

$Q_i^r [MJ \cdot kg^{-1}]$ je výhřevnost paliva

V následující tabulce je porovnání paliv podle obsahu síry a výhřevnosti:

Tabulka 4 Obsah síry a měrná sirnatost vybraných paliv [21]

	Poměrný obsah S_r [%]	Výhřevnost Q_i^r [MJ · kg ⁻¹]	Měrná sirnatost \bar{S} [g · MJ ⁻¹]
Černé uhlí (Ostrava)	0,6	24,0	0,25
Hnědé uhlí (Most)	1,2	9,6	1,25
Hnědé uhlí (Sokolovo)	1,2	9,0	1,33
Lignit	0,6	7,6	0,75
Topný olej těžký	3,0	41,0	0,73
Zemní plyn	0	44,0	0

Z tabulky je možno vidět vliv hodnoty výhřevnosti, kdy topný olej s největším množstvím síry má nižší obsah síry na uvolněné teplo než hnědé uhlí.

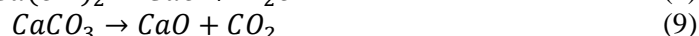
Už samotná volba paliva ovlivní množství síry ve spalínách. Na trhu tak dochází k nabídce uhlí aditivovaného, což je směs uhlí s vápencem, jež obsahuje méně síry. [21]

4.2 Suché metody odsířování

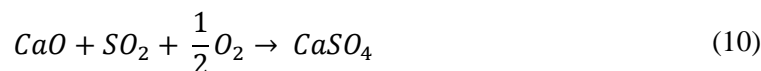
U těchto metod jsou oxidy síry odstraňovány pomocí sorbentů v kotlích. Nejčastěji bývají používány sorbenty na bázi vápence. Zde je nutné, aby byl sorbent dostatečně jemný, což má za důsledek vyšší účinnost procesu a optimální spotřebu sorbentu. Jako vápenaté aditiva se používají CaO , $CaCO_3$, $Ca(OH)_2$, $MgCO_3$. Svě uplatnění jako sorbent má i soda bikarbona ($NaHCO_3$) [22].

Při použití vápenatých sorbentů probíhají tyto reakce [19]:

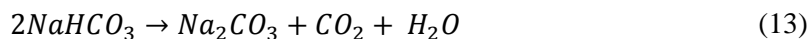
- Dehydratace nebo dekarbonizace



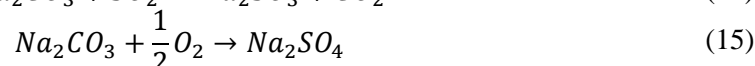
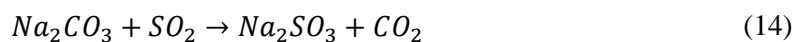
- Odsířování



Při použití sody bikarbony ($NaHCO_3$) nejprve proběhne kalcinace (tepelná aktivace). Tato tepelná aktivace probíhá při teplotách 80–100 °C [22] [23]:



Následně neutralizace a oxidace:



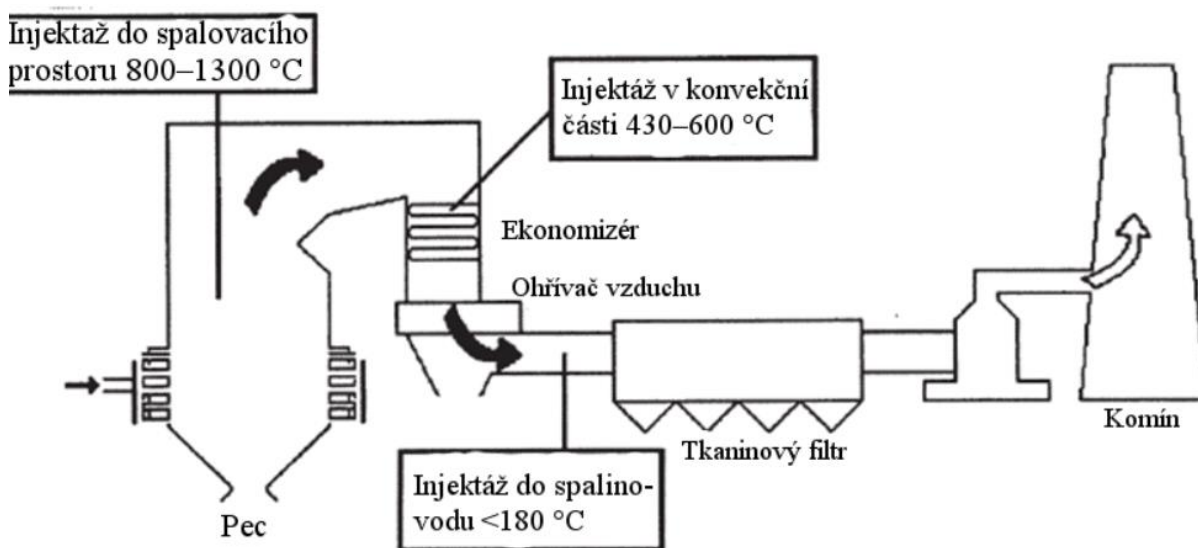
4.2.1 Dávkování sorbentu do přípravy paliva

Jak název napovídá, jedná se o metodu, kdy je přidáváno aditivum ve formě vápence ($CaCO_3$) nebo ve formě hašeného vápna ($Ca(OH)_2$) do paliva, které obsahuje vysoké množství síry. Reakce probíhá podle dvou různých mechanismů v závislosti na teplotě a přebytku vzduchu.

Účinnost této metody je velmi nízká a samotné použití by znamenalo nesplnění přísných podmínek, ale zároveň je to metoda velmi levná. Sorbent je nutno dávkovat v přebytku, aby byly pokryty rozdíly mezi množstvím síry v palivu, které není konstantní, proto se tato metoda používá často v kombinaci s jinými účinnějšími metodami [24].

4.2.2 Dávkování sorbentu do sekci

Během dávkování sorbentu do proudu spalín reagují sorbenty na bázi vápníku či sodíku v závislosti na teplotě s SO_2 za vzniku siřičitanů nebo síranu vápenatého. Tento proces se dělí podle teploty spalín v místě injektáže. Injektáž do pece probíhá v teplotním okně 800–1300 °C. Injektáž v konvenční části při teplotách 430–600 °C a injektáž do spalín za kotlem při teplotách pod 180 °C [19].



Obrázek 4 Schéma injektáže sorbentu do různých sekci [19]

Injektáž do spalovacího prostoru

Do spalovacího prostoru jsou přidávány sorbenty na bázi vápníku nebo sodíku v příslušném teplotním rozmezí spalín. Vysoká teplota rozkládá sorbent na pórovité pevné části za účelem zvýšení účinného povrchu [25] podle rovnice (7) a (8). Dehydratace probíhá při teplotách okolo 450 °C a dekarbonizace při teplotách okolo 675 °C. Vhodný prostor pro injektáž se liší v závislosti na rozložení teploty v dané spalovací jednotce, ale většinou se nachází před konvenční částí. Vlivem vysokých teplot sorbent kalcinuje za vzniku páleného vápna (CaO), které na sebe navazuje kyselé složky, jako jsou oxidy síry, fluorovodíky a chlorovodíky. Kalcinace je vysokoteplotní proces, kdy se z tuhé látky ($CaCO_3$) uvolňuje plyn (CO_2) a vzniká pálené vápno (CaO) [19].

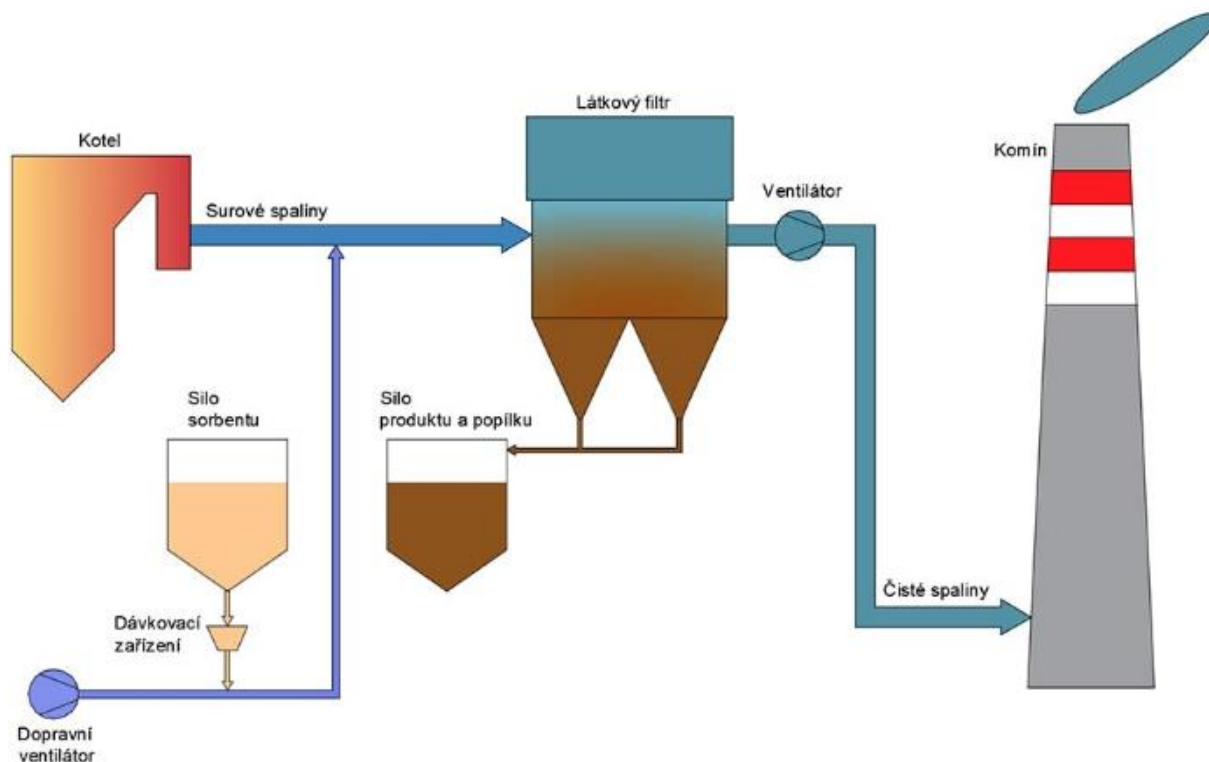
Využití sorbentů je poměrně nízké a je obecně pozorováno v rozmezí 25–35 %. Zvýšení účinnosti procesu může být iniciováno zvýšením dávky injektáže, což však vede k vyšším provozním nákladům a velkému zatížení systému, který zachytává pevné částice (tkaninové filtry, elektrostatické odlučovače). V těchto záchytných systémech je prodloužena doba reakce sorbentu se spalínami. Zároveň je zde zachytáván nezreagovaný sorbent, který tak může být vrácen do procesu. [19]

Injektáž do spalinovodu

Tento systém přidává sorbent ve formě směsi s vodou nebo jen samotný sorbent do prostoru za kotlem, popřípadě za systém přehřevu spalovacího vzduchu. Zde své uplatnění nachází soda bikarbona, která je schopna dobře absorbovat oxidy síry při teplotách 140–300 °C a zároveň při použití NaHCO_3 není potřeba spaliny zvlhčit [26]. Nevýhodou sody je vysoká cena, proto jsou často preferovány sorbenty na bázi $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

Aby mohlo dojít k reakci mezi suchým pevným sorbentem a oxidy síry, je třeba přítomnost vody pro zvlhčení spalin, a to buď ve formě páry (suchý/suchý proces), nebo ve formě kapaliny (mokrý/suchý proces). Odpařování takto použité vody probíhá zároveň s absorpcí oxidů síry. Toto odpařování je nezávislé na absorpci oxidů síry. Absorpce oxidů síry však není nezávislá na odpařování, protože voda je v tomto procesu potřebná. Čím více se blíží spaliny saturační teplotě, tím pomaleji se voda odpařuje a tím větší je účinnost celého procesu [26].

Reagující směs putuje směrem k zachytným systémům, kterými jsou nejčastěji tkaninové filtry a elektrostatické odlučovače. Ve tkaninových filtrech prostupují spaliny navršenými vrstvami na povrchu filtru vyšší rychlostí než u elektrostatických odlučovačů. To podle *Damle (1985)* [27] vede k absenci odporu přenosu hmoty, což vede k výhodě u tkaninových filtrů [27].



Obrázek 6 Schéma technologie injektáže sorbentu do spalinovodu [22]

Bez recyklačního cyklu reaguje s oxidy síry okolo 20–30 % hm. použitého sorbentu. Obě zmíněné metody lze kombinovat za účelem zvýšení účinnosti odsiřování či úspory sorbentu [19].

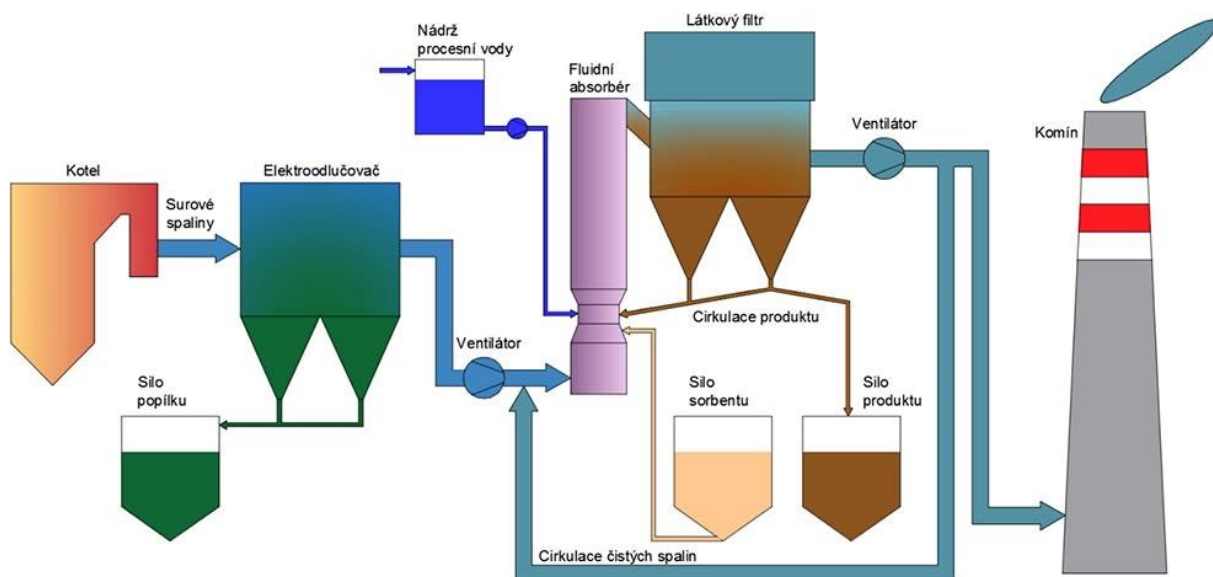
Suché systémy mají nižší investiční náklady než systémy mokré, protože jsou jednodušší s menší potřebou vody a výsledný produkt je lépe zpracovatelný než u mokrých systémů. Jsou snadno zhotovitelné a zabírají málo prostoru. Dají se implementovat do stávajících zařízení. Naproti tomu

disponují nižší účinností [25]. Injektáž suchých sorbentů spolu s vodou do spalínovodů je následně modifikována pro dosažení lepších účinností v podobě přidávání absorbéru do technologie.

4.2.3 Suchá pračka s cirkulujícím fluidním ložem (CFB)

Jednou z modifikací suchého procesu je přidání absorbéru s cirkulujícím fluidním ložem. Do absorbéru CFB, který slouží jako přídatný objem, kde se zadrží spaliny spolu se sorbentem a dochází k vylepšení reakčního prostředí, je dávkován suchý sorbent a voda. Jelikož se veškerá voda odpaří a výsledný produkt je v suchém stavu a celá tato technologie nevyžaduje přípravu sorbentových suspenzí, můžeme řadit tuto technologii mezi suché metody. Fluidní lože znamená, že pomocí zúžení ve spodní části absorbéru (Venturiho dýza) se spaliny proudící směrem vzhůru zrychlují na takovou rychlost, kdy se částice sorbentu udrží ve vznosu. V horní válcové části s výškou klesá koncentrace velkých částic. Návrh výšky této části závisí na průtoku spalin a požadované době zadržení částic. Spaliny se dostávají do kontaktu se sorbentem a předávají teplo rozprašované vodě. Sorbentem je nejčastěji vápenný hydrát nebo pálené vápno. Celý proces disponuje možností vracet zpátky do absorbéru zachycené částice sorbentu z textilních filtrů [1] [28].

Pro optimální provoz a účinnost je nutná správná distribuce spalin, sorbentu a množství vody. Výhodou je procesní teplota nad rosným bodem (90 °C) a není tedy nutné použití speciálních materiálů. Produktem této technologie není odpadní voda. Výsledný produkt jako samotný není dále plošně využíván. Může být smíchán s popílkem a vodou na stabilizát, který se dá dále využít jako podloží uzavírací vrstvy skládek. Mezi hlavní výhody patří absence systému přípravy a dávkování suspenze a čištění potrubních tras suspenze. [28]



Obrázek 7 Schéma technologie odsiřování s CFB absorbérem [28]

4.2.4 Kondicionovaná suchá sorpce s absorbérem

V principu jde o podobnou metodu jako u odsiřování s CFB absorbérem. I zde je přidán prostor pro uskutečnění reakce odsiřování v podobě absorbéru. Voda i sorbent jsou dávkovány do absorbéru, čímž se pro reakci utvoří větší časové možnosti. Jako sorbent se zde používá vápenný hydrát ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Sorpce kyselých složek je zlepšena pomocí hydrátového pláště, který je kolem částic vápna. Tvorba tohoto hydrátového pláště je jedním z výsledků zvlhčování spalin. Přítomnost vody

v procesu tak zvyšuje reaktivitu vápenného sorbentu a zároveň urychluje reakci, neboť vzhledem k tvorbě iontů je rychlost v kapalných fázích vyšší než v pevných [29].

Účinnost odstraňování SO_2 roste s relativní vlhkostí spalin, se kterou klesá i teplota spalin. Tato metoda má nižší provozní náklady než obyčejná injektáž do spalinovodu, neboť je zde menší spotřeba sorbentu [29].

4.3 Polosuché metody odsiřování

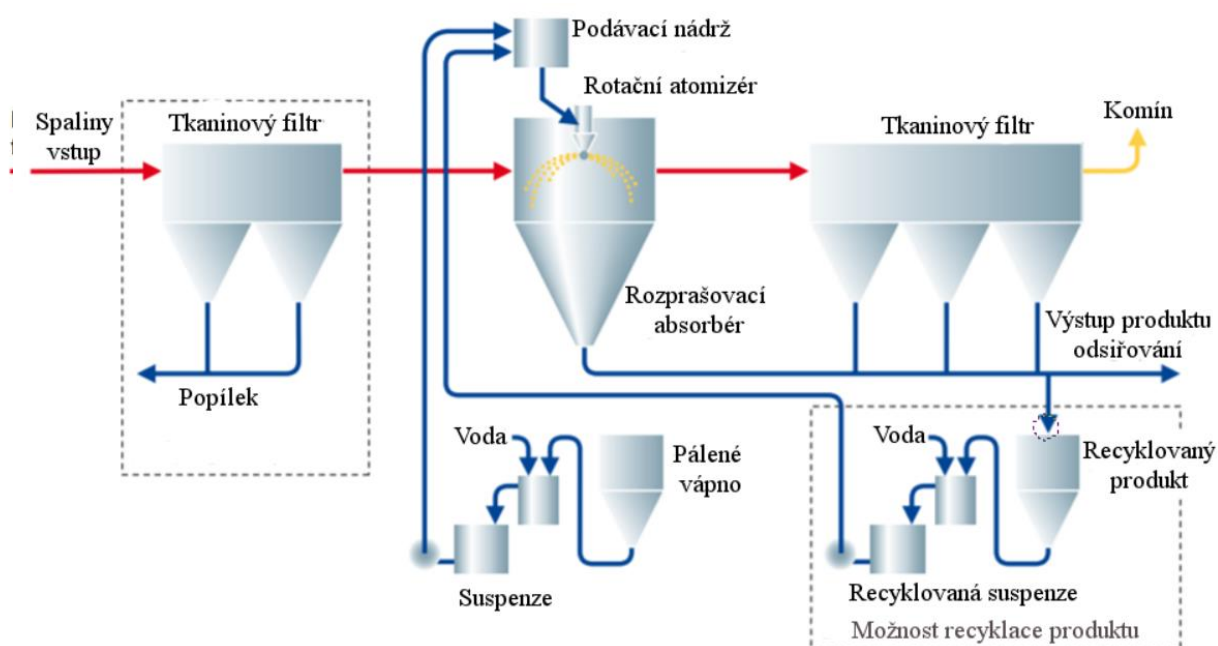
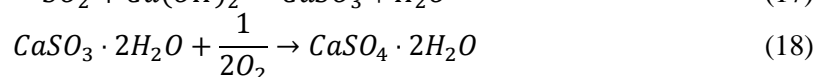
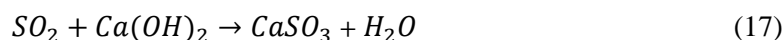
Polosuché systémy přidávají aditivum ve formě vodnaté suspenze s velkou koncentrací sorbentu. Vysoká teplota spalin má za následek odpařování vody ze suspenze. Produktem je suchý odpad, který je zachytáván nejčastěji v tkaninových filtrech.

Většina sorbentů je založena na bázi vápníku či sodíku. Ty jsou dávkovány pomocí rotačního rozprašovače nebo pomocí duálních kapalinových trysek, aby byl vytvořen jemný proud kapiček. V případě dávkování suspenze na bázi vápníku, též vápenného mléka, CaO vytváří trhliny, kde je navázán SO_2 [31]. Vápenné mléko se tvoří podle následující rovnice [30]:



Důležité je dávkování při adiabatické saturační teplotě, kdy je účinek odsiřování největší a zároveň nedochází k usazování vlhkého sorbent v absorběru. Optimální teplota je 10–15 °C pod teplotou saturace. Suspenze je rozstříkována ve formě malých kapiček a voda se odpaří teplem spalin obvykle do 10 sekund. Oxidy síry i ostatní kyselé složky (HCl) reagují za tvorby síranu či siřičitanu vápenatého případně chloridu vápenatého [30].

Reakce probíhá podle těchto rovnic:



Obrázek 8 Schéma polosuché rozprašovací absorpce [32]

Důležitým faktorem je také objemový poměr reagující suspenze a plynu vyjádřen jako *liquid to gas ratio* (L/G). Tento poměr definuje množství reaktantů, které budou k dispozici pro reakci s SO_2 . Definuje, že účinnost odstraňování je funkcí rychlosti toku suspenze směrem dolů ve srovnání s tokem spalin směrem nahoru [1]. Zvýšením tohoto poměru se zvýší náklady na provoz. U polosuché metody musí být využito nižšího L/G poměru (cca 1:3), neboť je zde omezení z důvodu vlhkosti spalin. Vysoké koncentrace SO_2 snižují výkony těchto zařízení. Při vhodné regulaci distribuce spalin, průtoku suspenze a velikosti kapiček dojde k odpaření vody vstříkované v suspenzi. Filtrační textilní filtry shromažďují produkty reakce, a pokud je vlhkost spalin dostatečná, dochází i zde k pokračování odsiřovací reakce. Pro odstranění nánosů produktu na filtračním povrchu lze použít ultrazvuk či tlak stlačeného vzduchu. Po shromáždění produktu se jeho většina recykluje zpátky do suspenze a zbytek se vyřadí jako výsledný konečný produkt [30].

Jedním z problémů této metody je tendence ucpávání trysek vstříkujících suspenzi. Vznikají tím větší kapky, které dopadají na dno reaktoru, čímž se snižuje účinnost celého procesu [30].

Instalace těchto zařízení se provádí u spalovacích zdrojů s příkonem pod 200 MW. Pro větší zařízení je potřeba instalovat více stupňové absorpční systémy. Typickými zařízeními, která využívají tuto metodu, jsou malé a střední jednotky spalující uhlí a zařízení pro energetické využívání odpadů [25]. Účinnost odsiřování těchto zařízení je i nad 98 % [32].



Obrázek 9 Hlava s pěti tryskami k distribuci suspenze [30]

Polosuché metody odsiřování nabízí řadu výhod, jako jsou absence odpadních vod, nižší investiční náklady a menší zastavění prostoru. Některé společnosti zaručují možnost použití vody s nízkou kvalitou nebo dokonce slané vody [32]. Kromě oxidů síry se odstraňují také kyselé složky, jako jsou HCl či HF. Výsledný produkt má vysoký obsah $CaSO_3$, což ovlivňuje jeho následné využití. V Číně proběhlo několik studií na využitelnost tohoto produktu. Mezi ně můžeme řadit přidávání produktu do půdy, jako jsou hnojiva, neboť $CaSO_3$ rychle oxiduje na sádrovec a ten pak zlepšuje fyzikální a chemické vlastnosti půd, zmírňuje kyselost a odstraňuje toxiny hliníku. Stávající zpracování tohoto sekundárního produktu je pro jeho vysokou chemickou variabilitu prozatím problematické [33].

4.4 Mokrý metody odsiřování

4.4.1 Mokrý vápencová metoda

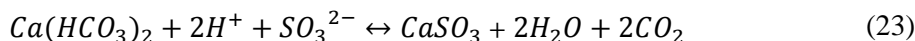
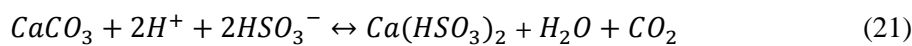
Mokrý metody odsiřování pomocí vápencových sorbentů jsou nejrozšířenější metodou odsiřování. Tvoří přes 90 % všech instalovaných zařízení [1].

U této metody je podobně jako u polosuchých metod dávkována suspenze do proudu spalin. Rozdílem je komplikovanější výsledný produkt, kterým je sádrovcový kal nebo další složitější produkty závislé na typu procesu. Suspenze s obvyklým pH 5,8–8,0 je vstřikována proti proudu spalin opět pomocí trysek. Část vody v suspenzi se odpaří a proud spalin se nasatí vodní parou na adiabatickou teplotu nasycení [34]. Podobně jako u metody polosuché i zde hraje důležitou roli L/G poměr. U mokré metody je L/G poměr přibližně 1:1. Tento poměr bývá vyjádřen jako množství v litrech suspenze na 1000 Nm³ plynu. Rozpouštění SO₂ a CO₂ ve vodě se děje podle následujících rovnic [35] [4]:



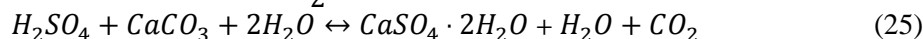
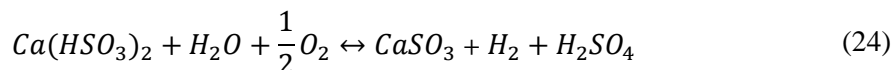
Následně proběhne disociace kyseliny siřičité a uhličitě. Při těchto reakcích se uvolňují ionty vodíku, což má za následek snížení pH, čímž klesá rychlost rozpouštění vápence a tedy i snížení účinnosti procesu. Následná naturalizace odstraňuje ionty vodíku a SO₂ je pohlcován za tvorby siřičitanu vápenatého [35].

Neutralizace probíhá následovně [4]:



Následuje proces oxidace, kde vzniká výsledný produkt – sádrovec (CaSO₄ · 2H₂O). Oxidace probíhá ve spodních částech absorberu [4]. Přirozená oxidace nastává, pokud není oxidace vytvořené směsi nijak uměle potlačena nebo vynucena a CaSO₃ je částečně oxidován kyslíkem ve spalinách. Oxidaci suspenze sorbentu je třeba korigovat, neboť se tvoří v absorberu sádrovcový kámen, což je nežádoucí. Tomu se dá zabránit inhibovanou nebo nucenou oxidací. Potlačení (inhibice) oxidace probíhá přidáváním chemických aditiv za účelem tvorby siřičitanu vápenatého na rozdíl od tvorby sádrovce a tím i snížení tvorby kamene. Principem nucené vápencové oxidace je přidávání vzduchu, který vstupuje do reakce ve formě bublin většinou na dně nádrže. Ten oxiduje zbylou suspenzi na energosádrovec [35].

Oxidace probíhá podle následujících reakcí:



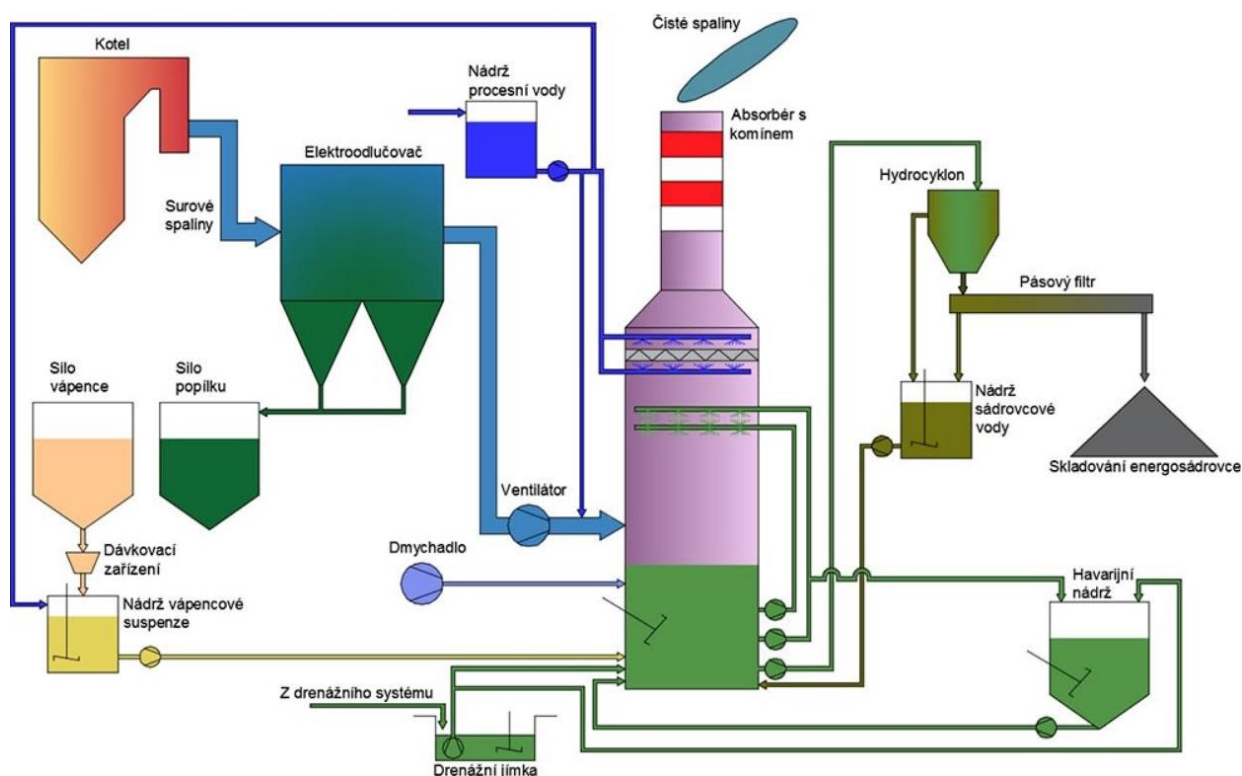
Všeobecně je tedy výhodnější použít nucenou oxidaci než přirozenou. Porovnání těchto dvou způsobů je v Tab. č. 4.

Tabulka 5 Porovnání nucené a přirozené oxidace [35]

Oxidace	Produkt	Velikost krystalu produktu	Použití produktu	Odvodnění	Spolehlivost
Nucená	90 % Sádrovec 10 % Voda	1–100 μm	Křída, cement...	Hydrocyklóny, filtry	99 %
Přirozená	55 % CaSO_3 / CaSO_4 45 % voda	1–5 μm	Není využití (skládkování)	Zahušťovadla, filtry, složitější proces	95–99 % tvoření kamene

Energosádrovec krystalizuje a je odebrán do hydrocyklónů na odvodnění a jako odvodněný produkt využíván, čímž nevzniká odpadní produkt. Například v Japonsku má tato metoda vysoké využití produktu, neboť se zde nevyskytuje přírodní sádrovec. Nucenou oxidaci není nutné provádět u systémů, které místo vápence používají vápno. Další využití nalezneme pro výrobu sádry a jako regulátor tuhnutí při výrobě cementu. Využívání energosádrovců z těchto procesů výrazně přispělo ke snížení těžby přírodních sádrovců [35].

Na následujícím obrázku je zobrazeno schéma technologie mokré vápencové metody. Vyčištěné spaliny odcházejí v horní části absorpční jednotky, kde procházejí odlučovačem kapek, který z proudu odebere zbylý sorbent a sníží vlhkost spalin. Odloučená kapalina putuje zpět do procesu. Na obrázku je znázorněna varianta absorberu s komínem a druhou variantou je komín samostatně stojící [34].



Obrázek 10 Schéma mokrá vápencové metody [34]

Z hlediska typu sorbentu můžeme metody rozdělit podle použití vápence, vápna a vápna s přísadkou hořčíku. Vápno s obsahem hořčíku se vyrábí kalcinací vápence s přirozeným obsahem hořčíku, nebo se do vápna přidává uhličitán hořečnatý či dolomit. Výběr mezi vápnem a vápencem je rozhodující většinou z ekonomických důvodů. Při použití vápence dosáhneme nižších provozních nákladů, proto je vápenec preferovanou volbou [35].

Vápenec se nachází ve třech následujících formách. Ve formě vápence s vysokým obsahem $CaCO_3$ až 95 %, dále se jedná o vápenec s obsahem hořčíku $MgCO_3$ okolo 5 % a dolomitický vápenec obsahující $CaCO_3$ a $MgCO_3$ v přibližně srovnatelných koncentracích. První varianta se používá v případě, kdy není potřeba vápenec kalcinovat. Druhá z variant je výhodná, pokud je tento vápenec s obsahem hořčíku kalcinován a tím se hořčík převádí do rozpustné formy a přítomnost hořečnatých iontů může zlepšit účinnost. Snížená je taktéž tvorba sádrovcového kamene a tvoří se velmi jemné krystaly siřičitanu vápenatého, který je náročnější na následné odvodnění. Odvodnění je při použití vápence účinné při nucené i inhibované oxidaci. Pro vápencové systémy je potřebný i systém odpadních vod, neboť zde může dojít k hromadění chloridu a následné korozi [35].

Následující tabulka porovnává použití vápence a vápna s obsahem hořčíku. Samotné použití vápna není zahrnuto, protože použití vápna s obsahem hořčíku je značně výhodnější.

Tabulka 6 Porovnání sorbentů na bázi vápence a vápna s obsahem Mg [35]

Klíčový parametr	Vápenec	Vápno s obsahem Mg
Cena sorbentu a jeho množství	Značně levnější.	Obsahuje více vápníku na jednotku hmotnosti sorbentu.
Skladování	Na otevřeném prostranství, může se objevit zamrzávání.	Skladováno jako prášek v silech a převáženo v uzavřených nádobách (schopnost absorpce vody).
Příprava sorbentu	Musí být rozemlet. Je potřeba výkonný mlecí aparát.	Je potřeba hasit.
Kontrola procesu	Pomalejší reakce, kvůli pomalému rozpouštění $CaCO_3$.	Proces je více flexibilní, účinek siřičitanu hořečnatého je tlumící.
Absorpce	Použití nucené nebo potlačené oxidace, tvorba sádrovcového kamene.	Malá tendence tvorby kamene, více reaktivní, vyšší rozpouštěcí rychlost a pH.

Rozhodujícím parametrem je cena, tvrdost a složení vápence. Výhodou vápna je jeho větší rozpustnost než u vápence, tudíž mohou odsiřovací procesy s vápnem pracovat při vyšším pH a nižším L/G poměrem. Obecně mezi parametry, které zvyšují účinnost odsiřování, patří [35]:

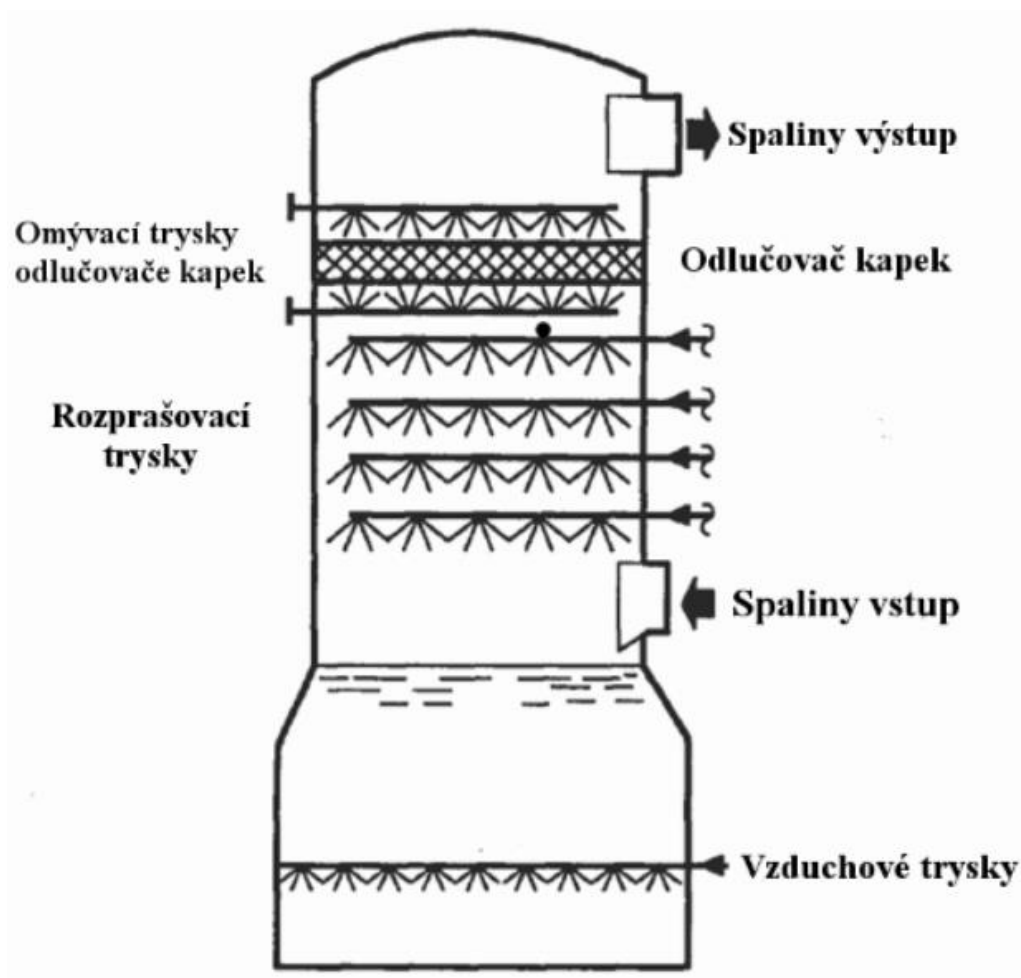
- zvýšení pH suspenze
- zvýšení koncentrace efektivních iontů hořčíku
- použití aditiv

Aditiva jsou látky přidávané do suspenze, které zlepšují vlastnosti a spolehlivost suspenze. Mohou snížit provozní náklady nových i existujících procesů. Dosažení vysoké účinnosti odsiřování a snížení tvorby sádrovcového kamene jsou povětšinou dva hlavní důvody přidání aditiva. Následující tabulka ukazuje jednotlivá aditiva a jejich vliv na proces [35].

Tabulka 7 Porovnání působení jednotlivých aditiv vzhledem k použitému sorbentu [35]

Aditivum	Vápenec	Vápno
Organické kyseliny: adipová, dibasová, citronová, octová; Sodík a vápník	Vyrovňuje pH	Nepoužívá se
Oxid hořečnatý, dolomitické vápno	Zvýší zásaditost kapalně fáze	Zvýší zásaditost kapalně fáze
Sodík a thiosíran amonný, Síra	Potlačení oxidace	Potlačení oxidace

Organické kyseliny, které jsou používány ve velmi malých koncentracích, zvyšují účinnost odstraňování oxidů síry a vyrovnávají pH vápencových suspenzí. Náklady na tato aditiva obvykle činí 1 % z investičních nákladů a 2 % z provozních nákladů. Přínosy těchto aditiv mohou tyto náklady v mnoha případech i zcela vyrovnat [35].



Obrázek 11 Schéma rozprašovacího absorbéru s nucenou oxidací [35]

Mokrý metody mají vysoké investiční i provozní náklady [25]. Důležitými otázkami při návrhu těchto systémů jsou použití vápence nebo vápna, typ oxidace a použití aditiv. Potřeba a rozsah systému odpadních vod a systému recyklace suspenze hrají při návrhu také důležitou roli. Je nutné brát ohled na výběr materiálů pro konstrukci absorberu a celé čisticí jednotky, protože se pracuje s teplotou spalin pod rosným bodem. Prostředí absorberu je vystaveno účinkům koroze, eroze i abraze. Spolu s oxidy síry jsou odstraňovány i další kyselé složky, jako jsou HCl a HF [34].

4.4.2 Mokrý metoda s využitím sorbentu na bázi oxidu hořečnatého

Charakteristické je dvoustupňové vypírání. K čištění spalin se používá upravená voda k odstraňování tuhých látek a suspenze (pH 7,5–8,5) s obsahem oxidu hořečnatého (MgO) k odstranění oxidů síry. Oxid siřičitý je absorbován podle následující rovnice [36]:



Důležité je dodržovat pH suspenze mezi 4,5–5, protože $MgSO_3$ má velmi malou rozpustnost nad pH=5. Pokud je pH moc nízké, SO_2 nebude absorbován a bude se tvořit koroze. Při naopak vysokém pH se absorbovat bude, ale bude potřeba nadměrné množství reaktantu a zároveň se uvnitř absorberu bude tvořit a usazovat sádrovcový kámen. Do absorberu je injektován kyslík, který oxiduje $MgSO_3$ na $MgSO_4$. Využitá suspenze je vyvedena do odstředivky, kde probíhá separace krystalů $MgSO_3$. Síraný hořčík jsou nadále využívány k výrobě kyseliny sírové. Celý proces disponuje možností recyklace suspenze [36].

4.4.3 Metoda vypírání mořskou vodou

Přímořská spalovací zařízení používají mořskou vodu v chladicích systémech. V roce 1970 započaly výzkumy pro využití mořské vody k absorpci oxidů síry. Navzdory slibné budoucnosti tato technologie v roce 1998 zaujímal pouze 0,6 % z celkového počtu nainstalovaných odsiřovacích zařízení. Spaliny jsou přivedeny do absorberu poté, co z nich byly odstraněny tuhé znečišťující látky. Zde jsou protiproudě vedeny do proudu mořské vody. Přirozená zásaditost mořské vody je využita k neutralizaci oxidů síry. Při použití samotné mořské vody je potřeba velkých objemových průtoků, proto se do procesu jako aditivum může přidávat vápenec pro zvýšení zásaditosti. Oxidy síry jsou absorbovány ze slané vody za vzniku bisulfitu (HSO_3^-). Poté je nutné do reakce vhnět kyslík a tím oxiduje bisulfit na SO_4^{2-} . Následně je reagující mořská voda upravena na přijatelné pH pro vypuštění zpět do moře [37].

Využitím tohoto způsobu není vytvořeno žádného vedlejšího produktu a stejně tak není použito žádné přídavné chemické aditivum. Množství využití procesní vody je nižší než u mokrých vápencových metod, nicméně je zde vyšší využití elektrické energie. To však kompenzují nižší investiční a provozní náklady na rozdíl od mokré vápencové metody. Toto porovnání je založeno na použití uhlí s 1% obsahem síry [37]. Tato metoda se ukazuje jako vhodná alternativa pro přímořské spalovací jednotky.

4.5 Technologické požadavky na sorbenty a suspenze

V ČR se nejvíce používají pro svou dostupnost zejména vápenaté sorbenty (vápenec, vápno a vápenný hydrát). Jejich cena je nižší než u ostatních nevápenatých sorbentů, které naopak mohou být více chemicky aktivní [4].

4.5.1 Vápenaté sorbenty

Výběr mezi vápnem v podobě páleného vápna (CaO) či vápenného hydrátu ($Ca(OH)_2$) a vápencem ($CaCO_3$) je rozhodující většinou z ekonomických důvodů a podle druhu používané odsiřovací metody. Při použití vápence dosáhneme nižších provozních nákladů, a proto je vápenec preferovanou volbou. Za rok 2018 bylo v ČR vytěženo 11 727 kt vápence. Celkové zásoby vytěžitelného vápence, jimiž disponuje ČR, činí 1 609 852 kt, což při stávající těžbě vystačí přibližně na více než 130 let. Průměrná cena za volně ložený mletý vápenec v ČR činila v roce 2018 595–669 Kč/t [38].

Vápence používané pro odsiřování nalezneme v registru ložisek Geofondu ČR pod kategoriemi vysokoprocenní vápence (VV) a vápence ostatní (VO). Vysokoprocenní vápence jsou ty s obsahem karbonátové složky minimálně 96 % a vápence ostatní potom mají minimální obsah karbonátu 80 %. Vysokoprocenní vápence v ČR se těží v deseti ložiscích. V roce 2018 činila těžba těchto vysokoprocenních vápenců 5 311 kt [38] [39].

Chemické složení a čistota

Velký vliv na reaktivitu mají různé nečistoty ve vápencích, jako jsou Al_2O_3 , Fe_2O_3 . U těchto nečistot se požaduje, aby jejich obsah ve vápenci byl pod 5 % hm. Obsah $CaCO_3$ ve vápenci by měl být vyšší než 95 % hm. Zejména u zařízení, kde je využíván vzniklý energosádrovec jsou požadavky na obsah $CaCO_3$ přísné [4].

Tabulka 8 Srovnání kvality vápenců těžených ve vybraných dolech v ČR [4]

Ložisko	$CaCO_3$	$MgCO_3$	SiO_2	Al_2O_3	Fe_2O_3	SO_3
	[%]					
Lipová L. – Na Pomezí	98,19	0,75	-	-	-	-
Vitošov	97,99	0,79	0,64	0,43	0,14	0,10
Koněprusy – Čert. schody	96,37	0,68	1,84	0,92	0,33	0,02
Lišeň – Lesní lom	95,59	-	2,00	0,75	0,31	-

Melitelnost a granulometrie

Špatná melitelnost zvyšuje nároky na mlecí zařízení a tím zvyšuje i náklady. Optimální velikost částic se pohybuje pod 100 μm . Se zmenšující se velikostí částic se zvětšuje povrch ve vztahu k jednotce objemu vypírací suspenze, tzn. zvětšuje se reakční plocha. Například v elektrárně Pruněřov je vápenec drcen v kladivovém mlýně a dále rozmělnován v mlýně kulovém na velmi jemnou frakci. Více než 90 % částic je zde menších než 0,09 mm [40].

Struktura povrchu

Zvýšením účinné plochy se zvyšuje účinnost celého odsiřování. Částice CaO vzniklé při aktivaci $CaCO_3$ mají na povrchu póry ve tvaru válce. Zatímco částice CaO vzniklé při kalcinaci $Ca(OH)_2$ mají na povrchu póry připomínající destičky, které jsou svým povrchem více otevřené do prostoru, čímž je usnadněn přístup oxidu síry k účinné ploše [19].

Reaktivita

Jedná se o vlastnost vzorku, která udává, kolik procent sorbentu reaguje s oxidy síry. Reaktivita roste s rychlostí rozpouštění. Reaktivitu si každý větší výrobce sorbentu zjišťuje svou speciální metodou a prozatím neexistuje standardní či normalizovaná metoda k určení reaktivity [1] [41]. Hlavní výhodou $Ca(OH)_2$ oproti $CaCO_3$ je v rychlém zachycení oxidů síry, ke kterému dochází v prvních 30 ms po injektáži [42].

Rozpustnost

Výhodou vápna je jeho lepší rozpustnost a tím i vyšší koncentrace vápníku v suspenzi. Při 20 °C se ve vodě rozpustí 0,12 g/l vápna, u vápence je to 0,014 g/l $CaCO_3$ a se stoupající teplotou rozpustnost klesá. Při přítomnosti oxidu uhličitého a jeho zvyšujícím se parciálním tlakem se zvyšuje rozpustnost vápence [41].

4.5.2 Sorbenty na bázi sodíku

Efektivita sodíkových sorbentů používaných v suchých procesech se dá vyjádřit pomocí tří kritérií [26]:

- Účinnost odsiřování sodíkovými sorbenty:

$$\frac{\text{množství } SO_2 \text{ odstraněného ze spalín}}{\text{množství } SO_2 \text{ přivedeného spalínami}} * 100 [\%] \quad (27)$$

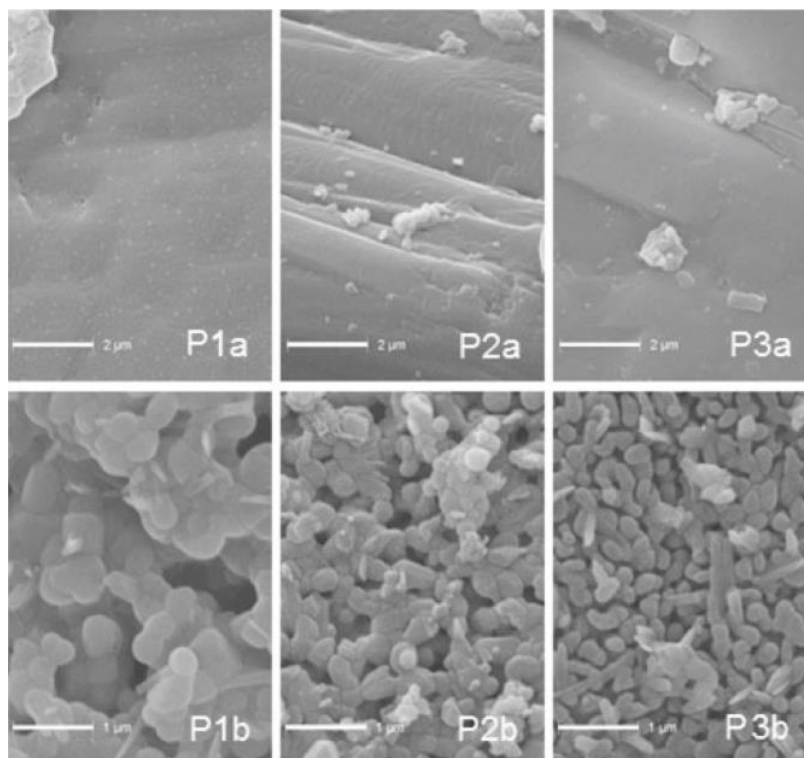
- Stupeň využití sodíku obsaženého v sušině sorbentu neboli míra konverze:

$$\frac{\text{počet molů } Na_2 \text{ reagujících s } SO_2}{\text{počet molů } Na_2 \text{ přivedeného spalínami}} * 100 [\%] \quad (28)$$

- Normalizovaný stechiometrický poměr (NSR) spojený s prvními dvěma kritérii:

$$\frac{\text{účinnost odsiřování sodíkovými sorbenty} [\%]}{\text{míra konverze} [\%]} \quad (29)$$

Tato kritéria závisí na teplotě. Při velkých teplotách dochází k ucpávání porézní struktury, což snižuje míru konverze. Pro zvýšení sorpční schopnosti se doporučuje před injektáží do spalínovodu sorbent rozemlít pro zvětšení reakční plochy. Na obrázku níže je vidět rozdíl v pórovitosti u různých velkých částic vzorků sorbentu $NaHCO_3$. Vzorek označený jako P1 neprošel procesem mletí a má průměrnou velikost zrna $d_{4,3P1} = 127 \mu m$. Další vzorek P2 už procesem mletí prošel a má $d_{4,3P2} = 32,8 \mu m$. Vzorek P3 je rovněž rozemletý s $d_{4,3P3} = 6,7 \mu m$. Z obrázku č. 12. je možné vidět nepomletý vzorek P1, který má kompaktní krystalický povrch. Mletí u vzorku P2 a P3 mělo za následek popraskání povrchu a vznik trhlin. U nenamletého P1 jsou vidět póry s větším objemem, ale v menším množství. Podle Walawska, Szymanek, Pajdak, Nowak, (2014) závisí reaktivita sody bikarbonu používané jako sorbent na způsobu mletí, který určuje podmínky pro tepelnou aktivaci, na které rovněž závisí reaktivita. U $NaHCO_3$, nijak předem zpracované, zvýšila tepelná aktivace účinný povrch z 0,07 na 2,09 m^2/g . U vzorků, které prošly procesem mletí, se po tepelné aktivaci zvětšila účinná plocha z 0,65 na 8,64 m^2/g . Rovněž lepší výsledky vykazuje použití sody bikarbonu ($NaHCO_3$) oproti použití uhličitanu sodného ($NaCO_3$) [26].



Obrázek 12 Mikrofotografie povrchu vzorků P1, P2 a P3 se zvětšením: (a) x10000, (b) x20000 [26]

4.5.3 Srovnání sodných a vápenatých sorbentů

Důležitou roli v reaktivitě sorbentů hraje vlhkost a teplota spalin. U sorbentu na bázi vápence má vlhkost a teplota spalin zásadní vliv, zatímco u sodných sorbentů je vliv teploty a vlhkosti na účinnost menší. Při nižších teplotách je účinnost vápenatých sorbentů několika násobně zvýšena při zvýšení vlhkosti spalin. Sorpce kyselých složek je zlepšena pomocí hydrátového pláště, který je kolem částic vápna. Tvorba tohoto hydrátového pláště je jedním z výsledků zvlhčování spalin [43] [44].



Obrázek 13 Mechanismus hydrátového pláště [44]

Při zvyšování teploty se vliv vlhkosti na účinnost sorbentu snižuje. Nejvyšší reaktivita vápenatých sorbentů nastává při teplotách pod 150 °C a nad 300 °C [43].

Dalším důležitým rozdílem je velikost měrného povrchu částic, který u běžných vápenatých sorbentů dosahuje okolo $5\text{--}15\text{ m}^2/\text{g}$, u speciálních pak i přes $40\text{ m}^2/\text{g}$. U sodných sorbentů je tento povrch u suchých čištění spalin menší [43].

Menší měrný povrch sodných sorbentů je částečně vykompenzován jejich reaktivitou, protože ve vlastnostech reaktivity s SO_2 je více reaktivní sodný sorbent, tudíž je umožněno dávkovat NaHCO_3 v nižších stechiometrických přebytecích (1,1–1,4). Zde se může zdát, že hmotnostní spotřeba sodných sorbentů na kilogram SO_2 je mnohem nižší, neboť obvyklý stechiometrický přebytek u vápenatých sorbentů činí 2–2,5, ale je třeba brát v potaz dvou vaznost vápenných sorbentů, tzn. teoreticky na 1 mol SO_2 připadá 1 mol $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Ve vlastnostech reaktivity s HF je více reaktivní vápenatý sorbent. Další nespornou výhodou vápenatých sorbentů je jejich nerozpustnost konečného produktu odsiřování a mnohem nižší cena [43].

4.6 Odsiřovací technologie v největších tepelných elektrárnách v ČR

4.6.1 ČEZ, a. s. - Elektrárna Prunéřov 2

Komplex elektrárny Prunéřov, nacházející se poblíž měst Chomutov a Kadaň, patří mezi největší uhelná zařízení v celé České republice. Komplex spadající do skupiny ČEZ prošel v letech 2012–2014 rozsáhlou rekonstrukcí a v současné době jsou v provozu tři bloky o celkovém výkonu 750 MW [45].

V rámci rekonstrukce byla instalována i nová odsiřovací technologie, která využívá mokrou metodu pomocí vápencové vypírky. Pod každý blok spadá samostatná odsiřovací jednotka skládající se ze spalinového ventilátoru, elektrofiltru a absorbéru. Z kotle jsou spaliny nasávány ventilátorem a putují do elektrostatického odlučovače a následně do absorbéru. Zde jsou spaliny přivedeny do dolní části a protiproudě stoupají směrem vzhůru proti směru vápencové suspenze. Do procesu je jako aditivum přidávána kyselina adipová pro zvýšení účinnosti [46]. Následně spaliny procházejí odlučovačem kapek a jsou společně pro všechny bloky spojeny do jednoho spalinovodu a dále vedeny do dvou chladících věží. Využito je zde pasivní proudění pomocí komínového efektu [45].

4.6.2 Elektrárna Počerady

Toto energetické zařízení ležící poblíž obcí Most a Žatec je jedním z největších stacionárních zdrojů znečištění v ČR. Se svým výkonem 5 x 200 MW se řadí mezi nejvýkonnější uhelné elektrárny v ČR. V současné době elektrárnu odkoupila společnost Sev.en Energy, která ji získá od roku 2024. Odsiřovací systém zde pracuje na podobném principu jako u elektrárny Prunéřov. Vzniklý energosádrovec je dále zpracováván v sousedním areálu firmou KNAUF Počerady, kde se z něj vyrábí sádrokarton [47] [48].

5 Popis zadaného stacionárního zdroje znečištění

Zadaný stacionární zdroj znečištění se nachází v České republice a skládá se z kotle s označením K8, který v současné chvíli využívá jako palivo nízkosírnaté hnědé uhlí ze severočeského uhelného revíru. Spaliny ústí do komína o výšce 117 m. Stávající metoda odsiřování zde probíhá na principu horké sorpce, a tedy dávkování sody bikarbonu jako sorbentu do kotle. Nynější technologie plní emisní limit pro oxid siřičitý a zadaný stacionární zdroj využívá výjimky z emisních limitů, jak je popsáno v kapitole 3.1.3. To ale nebude stačit na limity nové stanovené především v směrnici Evropského parlamentu a Rady č.2010/75/EU o průmyslových emisích a prováděcím rozhodnutím Komise EU 2017/1442 ze dne 31. července 2017, kterým se stanoví závěry o nejlepších dostupných technikách (BAT) podle směrnice Evropského parlamentu a Rady 2010/75/EU pro velká spalovací zařízení [13]. Proto je potřebná instalace nové odsiřovací technologie.

Charakterem záměru rekonstrukce je i úprava palivového mixu, kdy budou kotle spolu s hnědým uhlím spalovat biomasu, odpad jako tuhé alternativní palivo (TAP) a čistírenské kaly. Kotel K8 je granulární, jednobubnový s přirozenou cirkulací. Jeho nynější výkon činí 89,57 MW.

Tabulka 9 Zadaný podíl jednotlivých paliv na uvolněném teple

Podíl na uvolněném teple	Hnědé uhlí	Biomasa	TAP	Čistírenský kal	Celkem
[%]	50	20	20	10	100

5.1 Platné emisní limity pro zadané zařízení

Jelikož tento velký spalovací zdroj spaluje různé druhy paliv, je potřeba provést výpočet směšného emisního limitu pro daný palivový mix pomocí směšovacího pravidla. Ten se provede dle článku č. 40 ze směrnice Evropského parlamentu a Rady 2010/75/EU ze dne 24. listopadu 2010 o průmyslových emisích (integrování prevence a omezování znečištění) [3]. Nejprve se ke každému palivu vyskytujícímu se v mixu přiřadí hodnoty emisních limitů podle přílohy V části 1 a 2 dané směrnice.

Tabulka 10 Úrovně emisní spojené s BAT-AEL vztažené na suchý plyn při 6 % O_2 [13][49]

Palivo	Min. požadavky na roční emisní limity dle závěrů o BAT			
	[mg/m^3_N]			
	SO_x	HCl	HF	TZL
Odpad	60	12	1,5	7,5
Biomasa	100	15	-	15
Hnědé uhlí	360	10	6	18

Následuje určení vážených mezních hodnot emisí, které se určí vynásobením jednotlivých emisních limitů pro daná paliva z tabulky výše s tepelným podílem daného paliva a následně se tento součin vydělí celkovým číslem tepelného podílu. Vážené mezní hodnoty se sečtou a tím se určí mezní hodnoty emisí pro zadané zařízení spalující danou směs paliv. Výsledkem je směšný emisní limit, jehož hodnoty jsou zobrazeny v následující tabulce:

Tabulka 11 Směsné emisní limity pro zadaný palivový mix pro suchý plyn při 6 % O₂

Znečišťující složka	[mg/m ³ _N]
SO_x	218
HCl	11,6
HF	3,45
TZL	14,25

5.2 Volba technologie odsíření zadaného zdroje znečištění

Odsiřovací technologii je nutno realizovat vzhledem k typu a výkonu spalovacího zdroje a je nutno ji koncipovat na danou účinnost ke splnění emisního limitu i k dosažení hodnot nižších než dosavadní emisní limity z důvodu jejich zpříšňování v budoucnosti.

Pro zařízení, jehož produkt se po procesu odsiřování dá dále využívat, jsou důležité parametry a čistota tohoto produktu. U procesů, které produkt odsíření skládají, je důležité brát na vědomí schopnost průsaku materiálu na skládkách. Podstatným faktorem je také skutečnost, zdali je daný proces modifikovatelný na současné odstraňování oxidů síry i oxidů dusíku [35].

Mezi důležité parametry při návrhu zařízení patří:

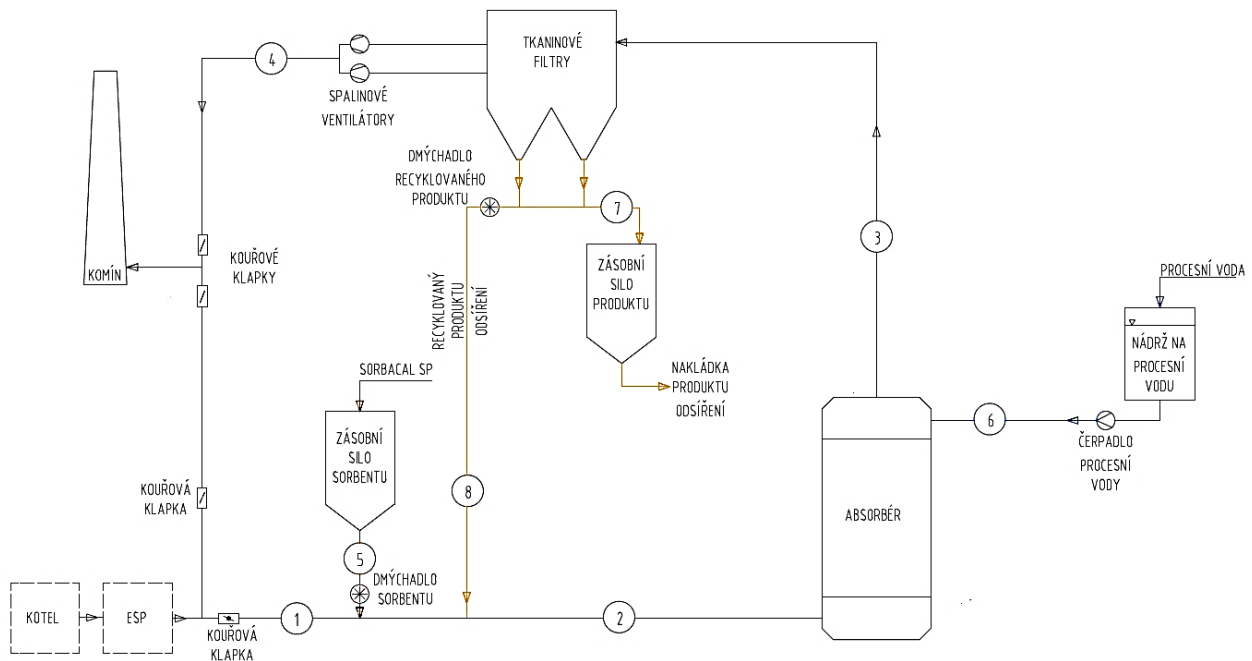
- průtok spalin
- vstupní a výstupní koncentrace oxidů síry
- investiční a provozní náklady
- dostupnost a cena sorbentu a procesních medií
- tlaková ztráta
- úspora prostoru

Důležitou roli při výběru vhodné metody zde hraje fakt, že se jedná o dostavbu odsiřovací technologie k již fungujícímu spalovacímu zařízení. S ohledem na vnější vlivy je potřeba brát v úvahu prostorová omezení, neboť prostor, který je k dispozici, není příliš velký.

Při výstavbě mokrého systému čištění spalin je potřeba velké množství prostoru. Při implementaci do již existujícího procesu je často nutné předělání celého potrubního systému a postavení zcela nového komínu nebo vylepšení korozivzdornosti a spolehlivosti komínu stávajícího. Vylepšit stávající komín můžeme například vyložkováním, čímž se zároveň zrychlí disperze při zahřívání komínu. Investiční náklady jsou závislé na průtoku spalin a dostupném prostoru. Při implementaci do stávajících zařízení jsou závislé na množství a rozsahu úprav. Dodatečné instalace těchto zařízení vycházejí mnohem investičně náročněji než výstavba nových zařízení. Tím odpadá možnost využití mokřích metod, které jsou prostorově náročné a navíc pro implementaci do stávajících procesů příliš investičně nákladné [45].

Z tohoto hlediska zbývají metody suché a polosuché. U polosuchých metod je nutné zajistit hospodaření se suspenzí, což je investičně náročnější než suché metody. Ze suchých technologií je nutné neuvažovat ty základní, neboť při jejichž použití by nebylo dosaženo splnění daného emisního limitu, a tudíž jsou v úvaze pouze suché metody modifikované jako CFB a kondicionovaná suchá sorpce s absorbérem.

Pro návrh a vypracování prostorového modelu byla vybrána metoda kondicionované suché sorpce, která bude do stávajícího procesu implementována dle schéma níže.



Obrázek 14 Schéma navrženého odsiřovacího systému

5.3 Zadání vstupních parametrů odsiřovací jednotky

Tabulka 12 Tok a parametry spalin a kyselých složek

Průtok vlhkých spalin při 6,5 % O_2	119 448	m_N^3/h
Teplota spalin na vstupu do zařízení - t_{IN}	150	$^{\circ}C$
Teplota na výstupu	80	$^{\circ}C$
Koncentrace SO_2 před vstupem do zařízení v suchých spalinách	3212	mg/m_N^3
Koncentrace HCl před vstupem do zařízení v suchých spalinách	80,9	mg/m_N^3
Koncentrace HF před vstupem do zařízení v suchých spalinách	24,13	mg/m_N^3

Tabulka 13 Zadané objemové složení vlhkých spalin

složení spalin		jednotka	složení VS (% obj.)
základní složky spalin	O_2	% obj.	5,538
	CO_2		11,16
	N_2		67,59
	Ar		0,81
	H_2O		14,80
znečišťující složky	SO_2		0,957
	HCl		0,042
	HF		0,023

6 Výpočty

6.1 Toky spalin

Ze zadání máme určen tok vlhkých spalin při referenčním obsahu O_2 5,4 %.

$$V_{VS5,4\%} = 119\,448 \frac{m_N^3}{h} = 33,180 m_N^3/s \quad (30)$$

Tok suchých spalin při referenčním obsahu O_2 5,4 %.

$$V_{SS5,4\%} = \left(\frac{V_{VS5,4\%} \cdot (1 - w_{H_2O})}{1} \right) = \left(\frac{33,333 \cdot (1 - 0,1493)}{1} \right) = 28,268 m_N^3/s \quad (31)$$

Tok suchých spalin při referenčním obsahu O_2 6 %.

$$V_{SS6\%} = V_{SS5,4\%} \cdot \frac{21 - C_{O_2 5,4\%}}{21 - C_{O_2 6\%}} = 28,357 \cdot \frac{21 - 5,4}{21 - 6} = 29,398 m_N^3/s \quad (32)$$

6.2 Množství kyselých složek ve spalinách

Z tabulky č. 13. známe množství znečišťujících kyselých složek v suchých spalinách na vstupu do odsiřovací technologie.

$$C_{SO_2}^{IN} = 3212,000 mg/m_N^3$$

$$C_{HCl}^{IN} = 80,900 mg/m_N^3$$

$$C_{HF}^{IN} = 24,130 mg/m_N^3$$

Tabulka 14 Molární hmotnosti prvků kyselých složek [50]

Prvek (i)	Molární hmotnost (M_i) [kg/kmol]
S	32,064
O	15,999
H	1,007
Cl	35,453
F	18,998
Ca	40,078

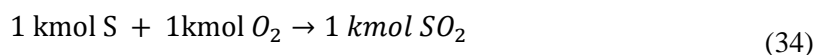
Ze zadaných hodnot je potřeba zjistit množství konkrétních kyselých složek, které vstupují do navrhované odsiřovací technologie.

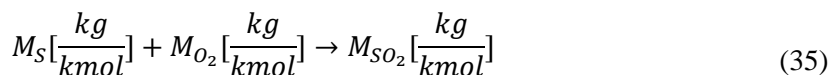
6.2.1 Bilance síry v procesu

Množství SO_2 vstupujícího do odsiřovacího procesu:

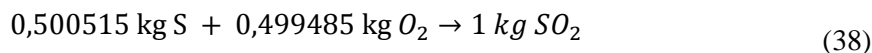
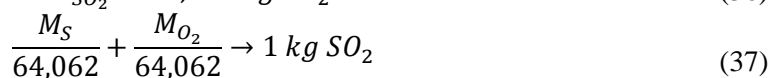
$$m_{SO_2}^{IN} = V_{SS6\%} \cdot C_{SO_2}^{IN} \cdot 10^{-6} = 29,398 \cdot 3212 \cdot 10^{-6} = 0,0943 kg/s \quad (33)$$

Oxid siřičitý vzniká při spalování síry podle chemické rovnice (3):





$$M_{SO_2} = 64,062 \text{ kg } SO_2 \quad (36)$$



Množství vstupující síry:

$$m_S^{IN} = m_{SO_2}^{IN} \cdot 0,500515 = 0,0943 \cdot 0,500515 = \mathbf{0,04726 \text{ kg/s}} \quad (39)$$

Množství kyselých složek vystupujících z odsiřovacího procesu odpovídá směsným emisním limitům. Tyto hodnoty jsou vztaženy na suché spaliny s referenčním obsahem 6 % O_2 .

$$C_{SO_2}^{OUT} = 218,000 \text{ mg/m}_N^3$$

$$C_{HCl}^{OUT} = 11,600 \text{ mg/m}_N^3$$

$$C_{HF}^{OUT} = 3,450 \text{ mg/m}_N^3$$

Množství SO_2 vystupujícího z odsiřovacího procesu:

$$m_{SO_2}^{OUT} = V_{SS6\%} \cdot C_{SO_2}^{OUT} \cdot 10^{-6} = 29,398 \cdot 218 \cdot 10^{-6} = \mathbf{0,0064 \text{ kg/s}} \quad (40)$$

Množství síry vystupující z odsiřovacího procesu:

$$m_S^{OUT} = m_{SO_2}^{OUT} \cdot 0,500515 = 0,0064 \cdot 0,500515 = 0,003207 \text{ kg/s} \quad (41)$$

Účinnost odsiřování

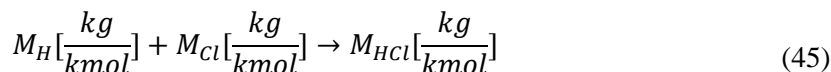
$$\eta_S = \frac{m_S^{IN} - m_S^{OUT}}{m_S^{IN}} = \frac{0,04726 - 0,003207}{0,04726} = 0,9321 = \mathbf{93,21 \%} \quad (42)$$

6.2.2 Bilance chlóru v procesu

Množství HCl vstupujícího do odsiřovacího procesu:

$$m_{HCl}^{IN} = V_{SS6\%} \cdot C_{HCl}^{IN} \cdot 10^{-6} = 29,355 \cdot 80,900 \cdot 10^{-6} = 0,002378 \frac{kg}{s} \quad (43)$$

Tvorba HCl je podle následující chemické rovnice:



$$M_{HCl} = 36,460 \text{ kg } SO_2 \quad (46)$$

$$\frac{M_H}{36,460} + \frac{M_{Cl}}{36,460} \rightarrow 1 \text{ kg HCl} \quad (47)$$

$$0,97238 \text{ kg Cl} + 0,05524 \text{ kg H} \rightarrow 1 \text{ kg HCl} \quad (48)$$

Množství vstupujícího chlóru:

$$m_{Cl}^{IN} = m_{HCl}^{IN} \cdot 0,97238 = 0,002378 \cdot 0,97238 = 0,002313 \text{ kg/s} \quad (49)$$

Množství HCl vystupujícího z odsiřovacího procesu:

$$m_{HCl}^{OUT} = V_{SS6\%} \cdot C_{HCl}^{OUT} \cdot 10^{-6} = 29,355 \cdot 11,600 \cdot 10^{-6} = 0,000341 \text{ kg/s} \quad (50)$$

Množství chlóru vystupující z odsiřovacího procesu:

$$m_{Cl}^{OUT} = m_{HCl}^{OUT} \cdot 0,97238 = 0,000341 \cdot 0,97238 = 0,0003316 \text{ kg/s} = 0,3316 \text{ g/s} \quad (51)$$

Účinnost odstranění chlóru:

$$\eta_{Cl} = \frac{m_{Cl}^{IN} - m_{Cl}^{OUT}}{m_{Cl}^{IN}} = \frac{0,002313 - 0,0003316}{0,002313} = 0,8566 = \mathbf{85,66\%} \quad (52)$$

6.2.3 Bilance fluoru v procesu

Množství HF vstupujícího do odsiřovacího procesu:

$$m_{HF}^{IN} = V_{SS6\%} \cdot C_{HF}^{IN} \cdot 10^{-6} = 29,355 \cdot 24,130 \cdot 10^{-6} = 0,000708 \text{ kg/s} \quad (53)$$

Tvorba HF je podle následující chemické rovnice:



$$M_H \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right] + M_F \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right] \rightarrow M_{HF} \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right] \quad (55)$$

$$M_{HF} = 20,005 \text{ kg SO}_2 \quad (56)$$

$$\frac{M_H}{20,005} + \frac{M_F}{20,005} \rightarrow 1 \text{ kg HF} \quad (57)$$

$$0,94966 \text{ kg F} + 0,10067 \text{ kg H} \rightarrow 1 \text{ kg HF} \quad (58)$$

Množství vstupujícího chlóru:

$$m_F^{IN} = m_{HF}^{IN} \cdot 0,94966 = 0,000708 \cdot 0,94966 = 0,000674 \text{ kg/s} \quad (59)$$

Množství HF vystupujícího z odsiřovacího procesu:

$$m_{HF}^{OUT} = V_{SS6\%} \cdot C_{HF}^{OUT} \cdot 10^{-6} = 29,355 \cdot 3,45 \cdot 10^{-6} = 0,000101 \text{ kg/s} \quad (60)$$

Množství fluóru vystupující z odsiřovacího procesu:

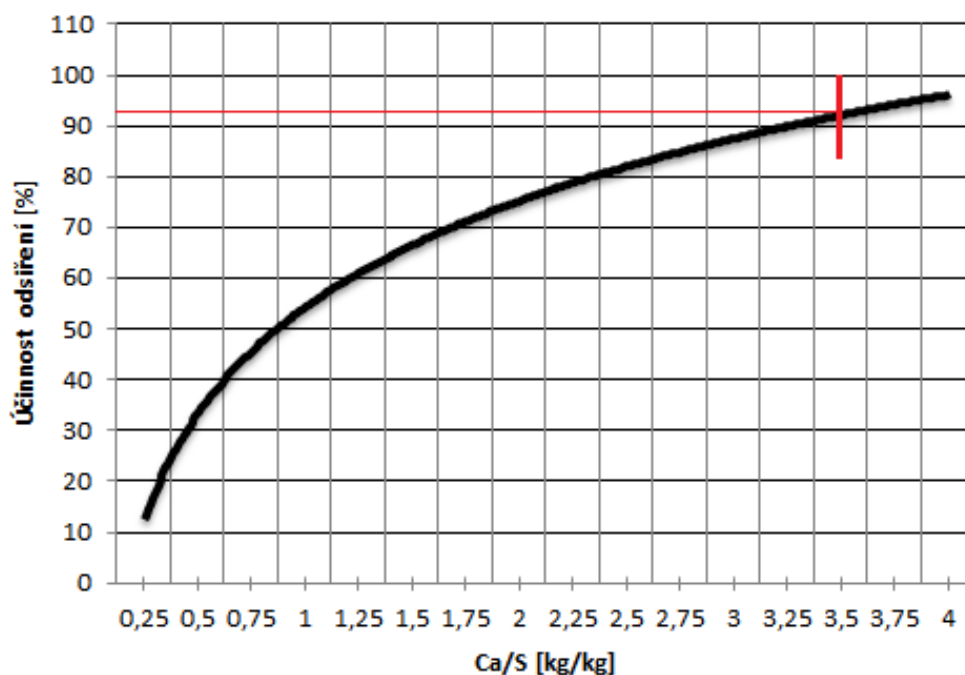
$$m_F^{OUT} = m_{HF}^{OUT} \cdot 0,94966 = 0,000101 \cdot 0,94966 = 0,0000963 \text{ kg/s} = 0,0963 \text{ g/s} \quad (61)$$

Účinnost odstranění fluóru:

$$\eta_F = \frac{m_F^{IN} - m_F^{OUT}}{m_F^{IN}} = \frac{0,000674 - 0,0000963}{0,000674} = 0,8570 = \mathbf{85,70 \%} \quad (62)$$

6.3 Výpočet spotřeby sorbentu

Vhodným sorbentem pro zvolenou technologii bude sorbent na vápenné bázi, neboť v ČR mají výrazně cenově výhodnější dostupnost. Pálené vápno CaO je nevhodnou volbou, protože má nižší reaktivitu a muselo by být hašeno, nebo by se proces musel pohybovat při teplotách mezi 110 a 150 °C, což není vhodné [43]. Vzhledem požadované účinnosti je nutno volit spolehlivý a čistý vápenný hydrát $Ca(OH)_2$. Jedním z těchto sorbentů je sorbent s označením Sorbacal SP vyráběný společností Lhoist. Mezi významné parametry patří specifický povrch $40 \text{ m}^2/\text{g}$ a vysoký porézní objem [51].



Obrázek 15 Graf závislosti účinnosti odsíření na poměru Ca/S [57]

Spotřeba sorbentu závisí na křivce Ca/S v závislosti na účinnosti odsiřování. Poměr Ca/S je stechiometrický poměr toku vápníku k toku síry. Následující křivka, která je závislá na aktuálních provozních podmínkách a aktuálním palivovém mixu, je získána experimentálním měřením a je aplikovatelná pro kondicionovanou suchou sorpci při 80 °C.

$$\frac{Ca}{S} = 3,5 \text{ kg/kg} \quad (63)$$

Množství vápníku potřebného v procesu:

$$m_{Ca} = 3,5 \cdot m_S^{IN} = 3,5 \cdot 0,04726 = 0,1654 \text{ kg/s} \quad (64)$$

Stechiometrický poměr $Ca(OH)_2/Ca$:

$$\frac{M_{Ca(OH)_2}}{M_{Ca}} = \frac{74,090}{40,078} = 1,8486 \quad (65)$$

Množství sorbentu potřebného v procesu:

$$m_{sorb} = 1,8486 \cdot \frac{m_{Ca}}{0,95} = 1,8486 \cdot \frac{0,1654}{0,95} = 0,3219 \text{ kg/s} \quad (66)$$

6.4 Výpočet spotřeby vody

Do absorbéru je vstřikována voda z důvodu snížení teploty spalín a zvýšení vlhkosti. Zvýšená vlhkost zlepšuje účinnost odstraňování kyselých složek. Je žádoucí, aby výsledný produkt obsahoval pouze malé množství vlhkosti (4 %), jinak může docházet k ulpívání produktu reakce na stěny absorbéru a omezování průchodnosti potrubních tras, a také ke snižování funkčnosti tkaninového filtru za absorbérem [1]. Voda je rozstříkována atomizerem po vzoru polosuché metody s rozdílem, že vzniká téměř suchý produkt odsiřování. Výpočet je založen na určení množství tepla, které předají spaliny vodě.

Tabulka 15 Hustota složek spalín pro teplotu 150 °C [52]

HUSTOTY	0°C	150°C
CO_2	1,977	1,276185
H_2O	0,804	0,518995
O_2	1,43	0,923088
SO_2	2,927	1,889425
N_2	1,25	0,806895
Ar	1,759	1,135462
HCl	1,639	1,058

Hustoty byly přepočítány na teplotu 150 °C podle následujícího vztahu:

$$\rho_{150^\circ C} = \rho_{0^\circ C} \cdot \frac{273,15}{273,15 + 150} \quad (67)$$

Vztah pro výpočet celkové hustoty spalin (hustoty dosazený pro teplotu 150°C):

$$\rho_{SP} = \omega_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} + \omega_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} + \omega_{O_2} \cdot \rho_{O_2} + \omega_{SO_2} \cdot \rho_{SO_2} + \omega_{N_2} \cdot \rho_{N_2} + \omega_{Ar} \cdot \rho_{Ar} + \omega_{HCl} \cdot \rho_{HCl} \quad (68)$$

$$\rho_{SP} = 0,1116 \cdot 1,276185 + 0,148 \cdot 0,518995 + 0,0554 \cdot 0,923088 + 0,95698 \cdot 1,889425 + 0,6759 \cdot 0,806895 + 0,0081 \cdot 1,135462 + 0,04233 \cdot 1,058 = \mathbf{0,8434 \text{ kg/m}^3}$$

Hmotnostní tok spalin:

$$m_{SP} = V_{VS5,4\%} \cdot \rho_{SP} = 33,180 \cdot 0,8434 = 27,985 \text{ kg/s} \quad (69)$$

Tabulka 16 Entalpie [kJ/m_N^3] složek spalin v závislosti na teplotě [4]

Teplota [°C]	O ₂	CO ₂	N ₂	Ar	H ₂ O	SO ₂
100	131,70	170,00	130,00	93,07	39,10	191,20
200	267,00	357,50	260,70	186,00	304,50	394,10

Entalpie zbylých složek spalin byla zanedbána vzhledem k jejich malému procentuálnímu zastoupení v objemu celých spalin.

Výpočet entalpií složek spalin na vstupu:

$$i_{O_2} = (i_{O_2,200^\circ C} - i_{O_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{IN} - 100}{100} + i_{O_2,100^\circ C} = (267,00 - 131,70) \cdot \frac{150 - 100}{100} + 131,70 \quad (70)$$

$$i_{O_2} = 199,350 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{CO_2,IN} = (i_{CO_2,200^\circ C} - i_{CO_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{IN} - 100}{100} + i_{CO_2,100^\circ C} = (357,50 - 170,00) \cdot \frac{150 - 100}{100} + 170,00 \quad (71)$$

$$i_{CO_2} = 263,750 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{N_2,IN} = (i_{N_2,200^\circ C} - i_{N_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{IN} - 100}{100} + i_{N_2,100^\circ C} = (260,70 - 130,00) \cdot \frac{150 - 100}{100} + 13,00 \quad (72)$$

$$i_{N_2} = 195,350 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{Ar,IN} = (i_{Ar,200^\circ C} - i_{Ar,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{IN} - 100}{100} + i_{Ar,100^\circ C} = (186,00 - 93,07) \cdot \frac{150 - 100}{100} + 93,07 \quad (73)$$

$$i_{Ar} = 139,535 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{H_2O,IN} = (i_{H_2O,200^\circ C} - i_{H_2O,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{IN} - 100}{100} + i_{H_2O,100^\circ C} = (304,50 - 39,10) \cdot \frac{150 - 100}{100} + 39,10 \quad (74)$$

$$i_{H_2O} = 171,800 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{SO_2,IN} = (i_{SO_2,200^\circ C} - i_{SO_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{IN} - 100}{100} + i_{SO_2,100^\circ C} = (394,10 - 191,20) \cdot \frac{150 - 100}{100} + 191,20 \quad (75)$$

$$i_{SO_2} = 292,650 \text{ kJ/m}_N^3$$

Entalpie spalin na vstupu:

$$i_{IN} = \omega_{O_2} \cdot i_{O_2,IN} + \omega_{CO_2} \cdot i_{CO_2,IN} + \omega_{N_2} \cdot i_{N_2,IN} + \omega_{Ar} \cdot i_{Ar,IN} + \omega_{H_2O} \cdot i_{H_2O,IN} + \omega_{SO_2} \cdot i_{SO_2,IN} \quad (76)$$

$$i_{IN} = 0,0554 \cdot 199,350 + 0,1116 \cdot 263,750 + 0,6759 \cdot 195,350 + 0,0081 \cdot 139,535 + 0,148 \cdot 171,800 + 0,0095698 \cdot 292,650 = \mathbf{201,864 \text{ kJ/m}_N^3}$$

Výpočet entalpií složek spalin na výstupu:

$$i_{O_2OUT} = (i_{O_2100^\circ C}) \cdot \frac{t_{OUT}}{100} = (131,70) \cdot \frac{80}{100} = 105,36 \text{ kJ}/m_N^3 \quad (77)$$

$$i_{CO_2OUT} = (i_{CO_2100^\circ C}) \cdot \frac{t_{OUT}}{100} = (170,00) \cdot \frac{80}{100} = 136,00 \frac{\text{kJ}}{m_N^3} \quad (78)$$

$$i_{N_2OUT} = (i_{N_2100^\circ C}) \cdot \frac{t_{OUT}}{100} = (130,00) \cdot \frac{80}{100} = 104,00 \text{ kJ}/m_N^3 \quad (79)$$

$$i_{ArOUT} = (i_{Ar100^\circ C}) \cdot \frac{t_{OUT}}{100} = (93,07) \cdot \frac{80}{100} = 74,46 \text{ kJ}/m_N^3 \quad (80)$$

$$i_{H_2OOUT} = (i_{H_2O100^\circ C}) \cdot \frac{t_{OUT}}{100} = (39,10) \cdot \frac{80}{100} = 31,28 \text{ kJ}/m_N^3 \quad (81)$$

$$i_{SO_2OUT} = (i_{SO_2100^\circ C}) \cdot \frac{t_{OUT}}{100} = (191,20) \cdot \frac{80}{100} = 152,96 \text{ kJ}/m_N^3 \quad (82)$$

Entalpie spalin na výstupu:

$$i_{OUT} = \omega_{O_2} \cdot i_{O_2OUT} + \omega_{CO_2} \cdot i_{CO_2OUT} + \omega_{N_2} \cdot i_{N_2OUT} + \omega_{Ar} \cdot i_{ArOUT} + \omega_{H_2O} \cdot i_{H_2OOUT} + \omega_{SO_2} \cdot i_{SO_2OUT} \quad (83)$$

$$i_{OUT} = 0,0554 \cdot 105,36 + 0,1116 \cdot 136,00 + 0,6759 \cdot 104,00 + 0,0081 \cdot 74,46 + 0,148 \cdot 31,28 + 0,0095698 \cdot 152,96 = \mathbf{97,998 \text{ kJ}/m_N^3}$$

Teplo odevzdané jedním metrem krychlovým spalin:

$$Q_{m_N^3SP} = i_{IN} - i_{OUT} = 201,864 - 97,998 = 103,866 \text{ kJ}/m_N^3 \quad (84)$$

Teplo odevzdané jedním kilogramem spalin:

$$Q_{kgSP} = \frac{Q_{m_N^3SP}}{\rho_{SP}} = \frac{103,866}{88,851} = 123,146 \text{ kJ}/kg \quad (85)$$

Parametry dodávané vody:

- Teplota dodávané vody činí 20 °C za normálního tlaku.
- Entalpie vody na vstupu (i_{vodaIN}) činí 83,955 kJ/kg [53].
- Teplota vody na výstupu činí 80 °C.
- Voda vystupuje ve formě syté páry s entalpií ($i_{vodaOUT}$) 2643,02 kJ/kg [53].

Množství vody k ochlazení 1 kg spalin:

$$m_{kgSP} = \frac{Q_{kgSP}}{i_{vodaOUT} - i_{vodaIN}} = \frac{123,146}{2643,02 - 83,955} = 0,04812 \text{ kg}/kg_{SP} \quad (86)$$

Množství dodávané vody do procesu:

$$m_{vodaIN} = m_{SP} \cdot m_{kgSP} = 27,985 \cdot 0,04812 = \mathbf{1,3467 \text{ kg}/s} \quad (87)$$

Výpočet objemu syté vodní páry na výstupu:

Množství vody v jednom metru krychlovém spalin na vstupu:

$$m_{vodaIN} \cdot m_N^3 SPIN = \omega_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O150^\circ C} = 0,148 \cdot 0,518995 = 0,07681 \text{ kg}/m_N^3 SP \quad (88)$$

Množství dodané vody v jednom metru krychlovém spalin na vstupu:

$$m_{\text{vodam}_N^3IN} = m_{kgSP} \cdot \rho_{SP} = 0,04812 \cdot 0,8434 = 0,04059 \text{ kg/m}_SP^3 \quad (89)$$

Množství vody v jednom metru krychlovém spalin na výstupu:

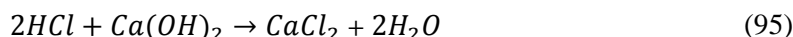
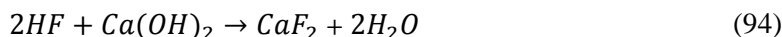
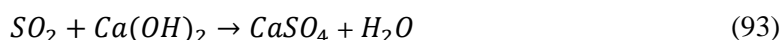
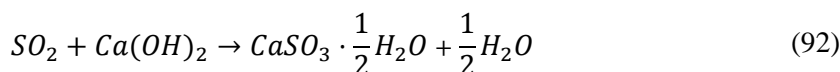
$$m_{\text{vodam}_N^3SPOUT} = m_{\text{vodam}_N^3SPIN} + m_{\text{vodam}_N^3IN} = 0,07681 + 0,04059 = 0,1174 \text{ kg/m}_SP^3 \quad (90)$$

Objem syté vodní páry v jednom metru krychlovém spalin na výstupu:

$$\omega_{\text{vodaOUT}} = \frac{m_{\text{vodam}_N^3SPOUT}}{\rho_{H_2O80^\circ C}} = \frac{0,1174}{0,51899} = 0,22624 \text{ m}^3/\text{m}_SP^3 \quad (91)$$

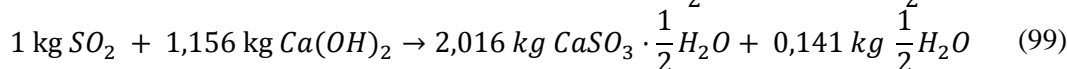
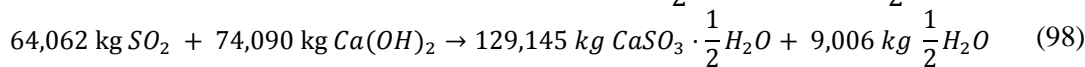
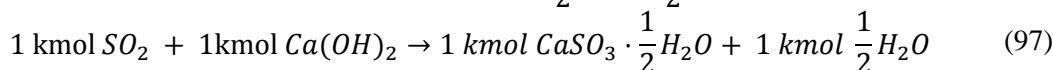
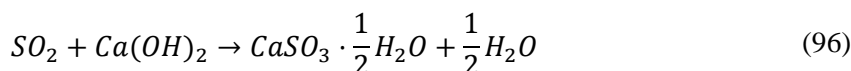
6.5 Tvorba produktu odsiřovacího procesu

Za produkt odsíření je označována směs několika látek vznikajících při reakci sorbentu s kyselými složkami spalin. Tvorba produktu odsiřování probíhá v případě kondicionované suché sorpce podle následujících rovnic:



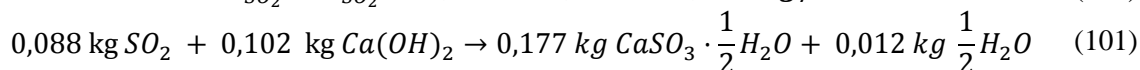
Hemi-hydrát síranu vápenatého ($CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$) by měl být hlavním a nejvíce zastoupeným produktem reakce. Zbytkový hydrát $Ca(OH)_2$ snižuje vyluhovatelnost produktu a působí jako stabilizát. Produkty s vysokým obsahem hydrátu je možno vrátit do procesu a tím ušetřit dávkovaný sorbent. Vzniklé soli CaF_2 a $CaCl_2$ se svou vysokou rozpustností pozitivně ovlivňují reakci. $CaCl_2$ umožňuje zvýšit pH roztoku a to podpoří reakci mezi vápníkem a SO_2 [54]. Mezi další složky patří podíl balastu obsažen v sorbentu a malý podíl zbytku tuhých znečišťujících látek vycházejících z elektrostatického odlučovače.

Množství jednotlivých složek produktu vypočteme pomocí stechiometrických rovnic reakcí:



Množství SO_2 účastnící se reakce:

$$m_{SO_2}^{IN} - m_{SO_2}^{OUT} = 0,0944 - 0,0064 = \mathbf{0,088 \text{ kg/s}} \quad (100)$$



Množství vzniklého $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O$:

$$m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = 0,177 \text{ kg/s}$$

Množství nezreagovaného sorbentu:

$$m_{Ca(OH)_2} = m_{sorb} \cdot 0,95 - 0,102 \text{ kg } Ca(OH)_2 = 0,321 \cdot 0,95 - 0,102 = 0,204 \text{ kg/s} \quad (102)$$

Množství balastu a příměsí vstupujících v sorbentu:

$$m_{bal} = m_{sorb} \cdot (0,05) = 0,321 \cdot 0,05 = 0,016 \text{ kg/s} \quad (103)$$

Koncentrace tuhých znečišťujících látek ve spalinách, které opouštějí elektrostatický odlučovač:

$$c_{TZL} = 20 \text{ mg/m}_N^3$$

Množství tuhých znečišťujících látek, které přicházejí se spalinami do absorberu:

$$m_{TZL}^{IN} = c_{TZL} \cdot V_{SS6\%} = 20 \cdot 10^{-6} \cdot 29,398 = 0,0005879 \text{ kg/s} \quad (104)$$

Množství produktu odsíření:

$$\begin{aligned} m_{prod} &= m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} + m_{Ca(OH)_2} + m_{bal} + m_{TZL}^{IN} \\ &= 0,177 + 0,204 + 0,016 + 0,0005879 \end{aligned} \quad (105)$$

$$m_{prod} = \mathbf{0,3981 \text{ kg/s}}$$

Množství produktu s vlhkostí 4 %:

$$m_{prod4\%} = m_{prod} \cdot (1 + 0,04) = 0,414 \text{ kg/s} \quad (106)$$

Podíly jednotlivých složek v produktu odsíření:

- Podíl $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O$:

$$w_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = \frac{m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O}}{m_{prod}} = 44,57 \% \quad (107)$$

- Podíl $Ca(OH)_2$:

$$w_{Ca(OH)_2} = \frac{m_{Ca(OH)_2}}{m_{prod}} = 51,24 \% \quad (108)$$

- Podíl balastu:

$$w_{bal} = \frac{m_{bal}}{m_{prod}} = 4,04 \% \quad (109)$$

- Podíl tuhých znečišťujících látek:

$$w_{TZL} = \frac{m_{TZL}}{m_{prod}} = 0,15 \% \quad (110)$$

Produkt odsíření obsahuje velké množství nezreagovaného sorbentu. Řešením je navržení recyklu, který bude část produktu odsíření vracet zpět do spalínovodu před absorber a nezreagovaný sorbent tak může být využit.

80 % produktu odsíření:

$$m_{prod}^{80\%} = 0,8 \cdot m_{prod} = 0,8 \cdot 0,3981 = 0,31848 \text{ kg/s} \quad (111)$$

Množství nezreagovaného produktu v osmdesáti procentech produktu:

$$m_{Ca(OH)_2}^{80\%} = 0,5124 \cdot m_{prod}^{80\%} = 0,5124 \cdot 0,31848 = 0,1632 \text{ kg/s}$$

Teoreticky tak lze díky recyklaci sorbentu z produktu uspořit 0,1632 kg/s sorbentu.

6.6 Roční vyhodnocení spotřeby a tvorby procesních látek

Roční provozní doba je stanovena na 8 700 hodin ročně [58].

6.6.1 Spotřeba odsiřovacího sorbentu

Hodinová spotřeba sorbentu bez zavedení recyklu:

$$m_{sorb}^{HOD} = m_{sorb} \cdot 3600 = 0,3219 \cdot 3600 = 1158,84 \text{ kg/h} \quad (112)$$

Roční spotřeba sorbentu bez zavedení recyklu:

$$m_{sorb}^{ROK} = m_{sorb}^{HOD} \cdot 8700 = 1158,84 \cdot 8700 = 10\,082 \text{ t/rok} \quad (113)$$

Z důvodu velkého obsahu nezreagovaného sorbentu v produktu odsíření je vhodné zavést recykl, který 80 % produktu odsíření vrátí zpět do procesu, čímž bude uspořeno značné množství sorbentu.

Teoretická hodinová spotřeba sorbentu při zavedení recyklu:

$$m_{sorbREC}^{HOD} = (m_{sorb}^{HOD} - m_{Ca(OH)_2}^{80\%}) \cdot 3600 = (1158,84 - 0,1632 \cdot 3600) = 571,32 \text{ kg/h}$$

Teoretická roční úspora sorbentu při zavedení recyklu:

$$m_{sorbREC}^{ROK} = m_{Ca(OH)_2}^{80\%} \cdot 3600 \cdot 8700 = 0,1632 \cdot 3600 \cdot 8700 = 5111,4 \text{ t/rok}$$

6.6.2 Spotřeba procesní vody

Procesní voda o teplotě 20 °C je přiváděna ze zásobní nádrže a dopravována do absorberu, kde je pomocí rotačního atomizéru vstříkována. Procesní voda by neměla obsahovat žádné nežádoucí tuhé částice, které by mohly poškodit povrch absorberu či kouřovodů. Primárním úkolem procesní vody je ochlazení spalin z teploty 150 °C na 80 °C.

Hodinová spotřeba procesní vody:

$$m_{vodaIN}^{HOD} = \frac{m_{vodaIN}}{\rho_{H_2O}} \cdot 3600 = \frac{1,3467}{998} \cdot 3600 = 4,857 \text{ m}^3/\text{h} \quad (114)$$

Roční spotřeba procesní vody:

$$m_{vodaIN}^{ROK} = m_{vodaIN}^{HOD} \cdot 8700 = 4,857 \cdot 8700 = 42\,263,17 \text{ m}^3/\text{rok} \quad (115)$$

6.6.3 Tvorba odsiřovacího produktu

Odsiřovací produkt je primárně zachytáván v tkaninových filtrech po vnějších stranách filtračních hadic a odtud je pulzy stlačeného vzduchu oklepáván do výsypky, kde je pomocí šnekového dopravníku dopravován do dmýhadla a následně do děliče. Dělič posílá 80 % produktu odsíření zpět do procesu a zbytek je dopraven a uložen v síle produktu odsíření. Sekundárně se v případě potřeby odsiřovací produkt odebírá z výsypky absorberu.

Hodinová tvorba odsiřovacího produktu:

$$m_{prod}^{HOD} = m_{prod} \cdot 3600 = 0,3981 \cdot 3600 = 1433,16 \text{ kg/h} \quad (116)$$

Roční tvorba odsiřovacího produktu:

$$m_{prod}^{ROK} = m_{prod}^{HOD} \cdot 8700 = 1433,16 \cdot 8700 = 12\,468,5 \text{ t/rok} \quad (117)$$

6.6.4 Množství emisí SO_2 do ovzduší

Maximální hodinová produkce emisí SO_2 vypuštěných komínem:

$$m_{SO_2HOD}^{OUT} = m_{SO_2}^{OUT} \cdot 3600 = 0,006409 \cdot 3600 = 23,0724 \text{ kg/hod} \quad (118)$$

Maximální roční produkce emisí SO_2 vypuštěných komínem:

$$m_{SO_2ROK}^{OUT} = m_{SO_2HOD}^{OUT} \cdot 8700 = 200\,730 \text{ kg/rok} \quad (119)$$

6.6.5 Množství emisí HCl do ovzduší

Maximální hodinová produkce emisí HCl vypuštěných komínem:

$$m_{HClHOD}^{OUT} = m_{HCl}^{OUT} \cdot 3600 = 0,000341 \cdot 3600 = 1,227 \text{ kg/hod} \quad (120)$$

Maximální roční produkce emisí *HCl* vypuštěných komínem:

$$m_{HClROK}^{OUT} = m_{HClHOD}^{OUT} \cdot 8700 = 1,227 \cdot 8700 = 10\,680 \text{ kg/rok} \quad (121)$$

6.6.6 Množství emisí *HF* do ovzduší

Maximální hodinová produkce emisí *HF* vypuštěných komínem:

$$m_{HFHOD}^{OUT} = m_{HF}^{OUT} \cdot 3600 = 0,0001014 \cdot 3600 = 0,365 \text{ kg/hod} \quad (122)$$

Maximální roční produkce emisí *HF* vypuštěných komínem:

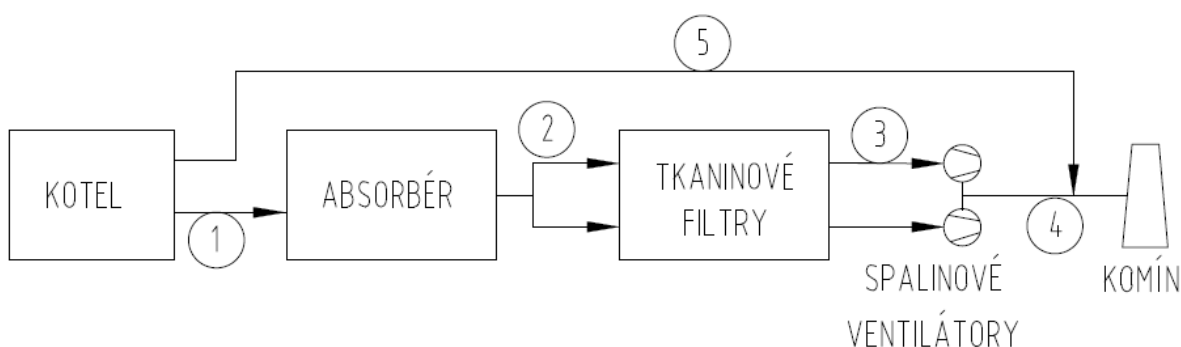
$$m_{HFROK}^{OUT} = m_{HFHOD}^{OUT} \cdot 8700 = 0,365 \cdot 8700 = 3176 \text{ kg/rok} \quad (123)$$

7 Návrhový výpočet

Návrh je uzpůsoben pro dosazení do již stávající technologie, kde z kotle K8 vedou spaliny do elektrostatického odlučovače a dále vstupují do nového návrhu odsíření. Návrh nové odsířovací technologie se skládá z absorbéru a tkaninového filtru. Následně odsířené spaliny putují přes nový spalínový ventilátor do stávajícího komína.

7.1 Návrh kouřovodů

Kouřovody budou realizovány podle schématu níže. Úsek č. 5. slouží jako „bypass“ k systému odsíření a je realizován pomocí stávajícího kouřovodu, tudíž není úsek č. 5. započítán do výpočtů.



Obrázek 16 Schéma návrhu kouřovodů

Reálné toky spalin při vstupní a výstupní teplotě:

$$V_{SPreal}^{IN} = V_{VS5,4\%} \cdot \frac{t_{IN} + 273,15}{273,15} = 33,180 \cdot \frac{150 + 273,15}{273,15} = 51,401 \text{ m}^3/\text{s} \quad (124)$$

$$V_{SPreal}^{OUT} = V_{VS5,4\%} \cdot \frac{t_{OUT} + 273,15}{273,15} = 33,180 \cdot \frac{80 + 273,15}{273,15} = 42,897 \text{ m}^3/\text{s} \quad (125)$$

Zvolená požadovaná rychlost spalin v kouřovodech:

$$v_{SP}^{kouř} = 20 \text{ m/s}$$

7.1.1 Úsek č. 1 Elektrostatický odlučovač - Absorbér

Rozměr kouřovodu na úseku 1:

$$S_1 = \frac{V_{SPreal}^{IN}}{v_{SP}^{kouř}} = \frac{51,401}{20} = 2,57 \text{ m}^2 \quad (126)$$

Zvolená šířka kouřovodu: $a_1 = 2 \text{ m}$

Zvolená výška kouřovodu: $b_1 = 1,3 \text{ m}$

Přepočítaná rychlost spalin na navržený rozměr:

$$v_{1SP}^{Nkouř} = \frac{V_{SPreal}^{IN}}{a_1 \cdot b_1} = \frac{51,401}{2 \cdot 1,3} = 19,50 \text{ m/s} \quad (127)$$

7.1.2 Úsek č. 2 Absorbér- Tkaninový filtr

Rozměr kouřovodu na úseku společná část:

$$S_{2spol} = \frac{V_{SPreal}^{OUT}}{v_{SP}^{kouř}} = \frac{42,897}{20} = 2,14 \text{ m}^2 \quad (128)$$

Zvolená šířka kouřovodu: $a_{2spol} = 2,2 \text{ m}$

Zvolená výška kouřovodu: $b_{2spol} = 1 \text{ m}$

Rozměr kouřovodu na úseku rozdělené části.:

$$S_{2spol} = \frac{V_{SPreal}^{OUT}}{v_{SP}^{kouř}} = \frac{42,897}{2 \cdot 20} = 1,07 \text{ m}^2 \quad (129)$$

Zvolená šířka kouřovodu: $a_{2rozd} = 1,1 \text{ m}$

Zvolená výška kouřovodu: $b_{2rozd} = 1 \text{ m}$

Přepočítaná rychlost spalin na navržený rozměr pro společnou část:

$$v_{2SP1}^{Nkouř} = \frac{V_{SPreal}^{OUT}}{a_{2spol} \cdot b_{2spol}} = \frac{42,897}{2,2 \cdot 1} = 19,499 \text{ m/s} \quad (130)$$

Přepočítaná rychlost spalin na navržený rozměr pro rozdělenou část:

$$v_{2SP2}^{Nkouř} = \frac{V_{SPreal}^{OUT}}{2 \cdot a_{2rozd} \cdot b_{2rozd}} = \frac{42,897}{2 \cdot 1,1 \cdot 1} = 19,499 \text{ m/s} \quad (131)$$

7.1.3 Úsek č. 3 Tkaninový filtr – Spalinový ventilátor

Rozměr kouřovodu na úseku 3:

$$S_3 = \frac{V_{SPreal}^{IN}}{2 \cdot v_{SP}^{kouř}} = \frac{42,897}{2 \cdot 20} = 1,07 \text{ m}^2 \quad (132)$$

Zvolená šířka kouřovodu: $a_1 = 1,1 \text{ m}$

Zvolená výška kouřovodu: $b_1 = 1 \text{ m}$

Přepočítaná rychlost spalin na navržený rozměr:

$$v_{1SP}^{Nkouř} = \frac{V_{SPreal}^{IN}}{2 \cdot a_1 \cdot b_1} = \frac{42,897}{2 \cdot 1 \cdot 1,1} = 19,50 \text{ m/s} \quad (133)$$

7.1.4 Úsek č. 4 Spalinový ventilátor - Komín

Rozměr kouřovodu na úseku 4:

$$S_4 = \frac{V_{SPreal}^{IN}}{v_{SP}^{kouř}} = \frac{42,897}{20} = 2,145 \text{ m}^2 \quad (134)$$

Zvolená šířka kouřovodu: $a_4 = 2 \text{ m}$

Zvolená výška kouřovodu: $b_4 = 1,1 \text{ m}$

Přepočítaná rychlost spalin na navržený rozměr:

$$v_{4SP}^{Nkouř} = \frac{V_{SPreal}^{IN}}{a_4 \cdot b_4} = \frac{42,897}{2 \cdot 1,1} = 19,50 \text{ m/s} \quad (135)$$

7.2 Absorbér

Tělo absorbéru je složeno z válcové nádoby a spodní kuželové části, která je určena pro sekundární odejímání vzniklého produktu v případě potřeby.

Teplota na vstupu do absorbéru:

$$t_{IN} = 150 \text{ }^\circ\text{C}$$

Reálný tok spalin při této teplotě činí $51,401 \text{ m}^3/\text{s}$ (V_{SPreal}^{IN}).

Minimální navrhovaná doba zadržování spalin v absorbéru [55]:

$$t_{zadrž}^N = 12 \text{ s}$$

Objem potřebný pro návrhovou dobu zadržování:

$$V_{ABS}^N = V_{SPreal}^{IN} \cdot t_{zadrž}^N = 51,401 \cdot 12 = 616,81 \text{ m}^3/\text{s} \quad (136)$$

Návrhová výška absorbéru:

$$h_{ABS}^N = 7 \text{ m}$$

Průměr absorbéru odvozený ze vztahu pro objem válce:

$$d_{ABS} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{ABS}^N}{\pi \cdot h_{ABS}^N}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 616,81}{\pi \cdot 7}} = 10,59 \text{ m} \quad (137)$$

Navržený průměr absorbéru s ohledem na předchozí výpočet:

$$d_{ABS}^N = 11 \text{ m}$$

Reálná doba zadržování spalin v absorbéru:

$$t_{zadrž}^{real} = \frac{V_{ABS}^N}{V_{SPreal}^{IN}} = \frac{\pi \cdot \frac{d_{ABS}^2}{4} \cdot h_{ABS}^N}{V_{SPreal}^{IN}} = \frac{\pi \cdot \frac{11^2}{4} \cdot 7}{51,401} = 15,4 \text{ s} \quad (138)$$

7.3 Návrh rozměrů tkaninového filtru

Tkaninový filtr je rozdělen na dvě poloviny. Každá polovina obsahuje 6 komor, kde jsou vsazeny filtrační hadice. Spaliny vstupují do spodní části při teplotě 80 °C a usazují se na vnější straně filtračních hadic. Na povrchu stále probíhají odsiřovací reakce. Zachycený produkt odsíření opadáva z povrchu hadic pomocí pulzů stlačeného vzduchu a je šnekovým dopravníkem dopravován do výsypky a následně do sila produktu odsíření.

Zvolená filtrační rychlost [56]:

$$v_F^N = 0,8 \text{ m/min}$$

Parametry filtračních hadic:

$$\text{Průměr: } d_{Fhad} = 0.155 \text{ m}$$

$$\text{Délka: } L_{Fhad} = 8 \text{ m}$$

Povrch filtrační hadice:

$$S_{Fhad} = \pi \cdot d_{Fhad} \cdot L_{Fhad} = 3,895 \text{ m}^2 \quad (139)$$

Povrch potřebný pro optimální odloučení nežádoucích látek ze spalin:

$$S_{odl} = \frac{V_{SPreal}^{OUT}}{v_F^N} = \frac{42,897}{0,8} = 3217,33 \text{ m}^2 \quad (140)$$

Teoretický počet hadic:

$$n_{hadic} = \frac{S_{odl}}{S_{Fhad}} = \frac{3217,33}{3,895} = 826 \text{ kusů} \quad (141)$$

Počet filtračních hadic v jedné komoře:

$$n_{hadic}^{kom} = \frac{n_{hadic}}{2 \cdot 18} = \frac{826}{2 \cdot 18} = 23 \text{ kusů} \quad (142)$$

Navržený počet filtračních hadic:

$$n_{hadic}^N = 900 \text{ kusů}$$

Skutečná filtrační rychlost:

$$v_F^{real} = \frac{V_{SPreal}^{OUT} \cdot 60}{S_{Fhad} \cdot n_{hadic}^N} = \frac{42,897 \cdot 60}{3,859 \cdot 900} = 0,734 \text{ m/min} \quad (143)$$

7.4 Výpočet tlakových ztrát

Pro určení výkonu spalínového ventilátoru je nutno určit tlakovou ztrátu zařízení, které vznikla instalací nových jednotek.

Tabulka 17 Kinematická viskozita spalín v závislosti na teplotě [2]

Teplota [°C]	Kinematická viskozita [$10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$]
0	16
100	20,8
200	32

7.4.1 Úsek č. 1 Elektrostatický odlučovač - Absorbér

Ekvivalentní průměr:

$$d_{e1} = \frac{4 \cdot S_1}{o_1} = 4 \cdot \frac{a_1 \cdot b_1}{2 \cdot (a_1 + b_1)} = 4 \cdot \frac{2 \cdot 1,3}{2 \cdot (2 + 1,3)} = 1,576 \text{ m} \quad (144)$$

Kinematická viskozita spalín při teplotě 150 °C:

$$v_1^{150^\circ\text{C}} = (v_{200^\circ\text{C}} - v_{100^\circ\text{C}}) \cdot \frac{t_{IN} - 100}{100} + v_{100^\circ\text{C}} = (32 - 20,8) \cdot \frac{150 - 100}{100} + 20,8 \quad (145)$$

$$v_1^{150^\circ\text{C}} = 26,4 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Reynoldsovo číslo:

$$Re_1 = \frac{v_{1SP}^{Nreal} \cdot d_{e1}}{v_1^{150^\circ\text{C}}} = \frac{19,769 \cdot 1,576}{26,4 \cdot 10^{-6}} = 1,179 \cdot 10^6 \quad (146)$$

Třecí součinitel určen z Moodyho diagramu:

$$\lambda_1 = 0,01$$

Ztráta třením:

$$\Delta p_{tř1} = \lambda_1 \cdot \frac{L_1 \cdot v_{1SP}^{Nkouř^2}}{2 \cdot d_{e1}} \cdot \rho_{SP} = 0,01 \cdot \frac{24,08 \cdot 19,769^2}{2 \cdot 1,576} \cdot 0,843 = 29,1213 \text{ Pa} \quad (147)$$

Místní tlaková ztráta:

Kouřovod obsahuje tři pravoúhlá kolena $\zeta_m = 3 \cdot 0,2$ [59].

$$\Delta p_{m1} = \sum \zeta_m \cdot \frac{v_{1SP}^{Nkouř^2}}{2} \cdot \rho_{SP} = (3 \cdot 0,2) \cdot \frac{19,679^2}{2} \cdot 0,8433 = 107,607 \text{ Pa} \quad (148)$$

Celková ztráta na úseku č. 1 Elektrostatický odlučovač - Absorbér:

$$\Delta p_{C1} = \Delta p_{tř1} + \Delta p_{m1} = 136,73 \text{ Pa} \quad (149)$$

7.4.2 Úsek č. 2 Absorbér - Tkaninový filtr

Společná část kouřovodu je pro svou velmi malou délku při výpočtu tlakové ztráty třením zanedbána.

Ekvivalentní průměr:

$$d_{e2} = \frac{4 \cdot S_2}{o_2} = 4 \cdot \frac{a_2 \cdot b_2}{2 \cdot (a_2 + b_2)} = 4 \cdot \frac{1,1 \cdot 1}{2 \cdot (1,1 + 1)} = 1,047 \text{ m} \quad (150)$$

Kinematická viskozita spalin při teplotě 80 °C:

$$v_2^{150^\circ\text{C}} = (v_{100^\circ\text{C}} - v_{0^\circ\text{C}}) \cdot \frac{t_{IN}}{100} + v_{0^\circ\text{C}} = (20,8 - 16) \cdot \frac{150}{100} + 16 \quad (151)$$

$$v_2^{80^\circ\text{C}} = 19,84 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Reynoldsovo číslo:

$$Re_2 = \frac{v_{2SP}^{Nreal} \cdot d_{e2}}{v_2^{150^\circ\text{C}}} = \frac{19,769 \cdot 1,047}{19,84 \cdot 10^{-6}} = 1,029 \cdot 10^6 \quad (152)$$

Třecí součinitel určen z Moodyho diagramu:

$$\lambda_2 = 0,01$$

Ztráta třením:

$$\Delta p_{tř2} = \lambda_2 \cdot \frac{L_2 \cdot v_{2SP}^{Nkouř^2}}{2 \cdot d_{e2}} \cdot \rho_{SP} = 0,01 \cdot \frac{6,56 \cdot 19,499^2}{2 \cdot 1,047} \cdot 0,843 = 11,607 \text{ Pa} \quad (153)$$

Místní ztráta:

Kouřovod obsahuje dvě mírná kolena a rozdělovací prvek [59].

$$\Delta p_{m2} = \sum \zeta_m \cdot \frac{v_{2SP}^{Nkouř^2}}{2} \cdot \rho_{SP} = (0,16 + 0,16 + 0,23) \cdot \frac{19,499^2}{2} \cdot 0,8433 = 87,235 \text{ Pa} \quad (154)$$

Celková ztráta na úseku č. 2 Absorbér – Tkaninový filtr:

$$\Delta p_{C2} = \Delta p_{tř2} + \Delta p_{m2} = 98,84 \text{ Pa} \quad (155)$$

7.4.3 Úsek č. 3 Tkaninový filtr – Spalinový ventilátor

Ekvivalentní průměr:

$$d_{e3} = \frac{4 \cdot S_3}{o_3} = 4 \cdot \frac{a_3 \cdot b_3}{2 \cdot (a_3 + b_3)} = 4 \cdot \frac{1,1 \cdot 1}{2 \cdot (1,1 + 1)} = 1,047 \text{ m} \quad (156)$$

Kinematická viskozita spalin při teplotě 80 °C:

$$v_3^{80^\circ\text{C}} = 19,84 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Reynoldsovo číslo:

$$Re_3 = \frac{v_{3SP}^{Nreal} \cdot d_{e3}}{v_3^{80^\circ C}} = \frac{19,499 \cdot 1,047}{19,84 \cdot 10^{-6}} = 1,029 \cdot 10^6 \quad (157)$$

Třecí součinitel určen z Moodyho diagramu:

$$\lambda_3 = 0,01$$

Ztráta třením:

$$\Delta p_{tř3} = \lambda_3 \cdot \frac{L_3 \cdot v_{3SP}^{Nkouř^2}}{2 \cdot d_{e3}} \cdot \rho_{SP} = 0,01 \cdot \frac{7,8 \cdot 19,499^2}{2 \cdot 1,047} \cdot 0,843 = 16,39 \text{ Pa} \quad (158)$$

Místní ztráta:

Kouřovod obsahuje jedno pravoúhlé koleno a jedno málo stupňové koleno [59].

$$\Delta p_{m3} = \sum \zeta_m \cdot \frac{v_{3SP}^{Nkouř^2}}{2} \cdot \rho_{SP} = (0,15 + 0,2) \cdot \frac{19,499^2}{2} \cdot 0,8433 = 55,51 \text{ Pa} \quad (159)$$

Celková ztráta na úseku č. 3 Tkaninový filtr - Spalinový ventilátor:

$$\Delta p_{C3} = 2 \cdot (\Delta p_{tř3} + \Delta p_{m3}) = 2 \cdot 71,9 = 143,81 \text{ Pa} \quad (160)$$

7.4.4 Úsek č. 4 Spalinový ventilátor - Komín

Ekvivalentní průměr:

$$d_{e4} = \frac{4 \cdot S_4}{o_4} = 4 \cdot \frac{a_4 \cdot b_4}{2 \cdot (a_4 + b_4)} = 4 \cdot \frac{2 \cdot 1,1}{2 \cdot (2 + 1,1)} = 1,42 \text{ m} \quad (161)$$

Kinematická viskozita spalin při teplotě 80 °C:

$$v_4^{80^\circ C} = 19,84 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Reynoldsovo číslo:

$$Re_4 = \frac{v_{3SP}^{Nreal} \cdot d_{e3}}{v_3^{80^\circ C}} = \frac{19,499 \cdot 1,42}{19,84 \cdot 10^{-6}} = 1,394 \cdot 10^6 \quad (162)$$

Třecí součinitel určen z Moodyho diagramu:

$$\lambda_4 = 0,01$$

Ztráta třením:

$$\Delta p_{tř4} = \lambda_4 \cdot \frac{L_4 \cdot v_{4SP}^{Nkouř^2}}{2 \cdot d_{e4}} \cdot \rho_{SP} = 0,01 \cdot \frac{11,55 \cdot 19,499^2}{2 \cdot 1,42} \cdot 0,843 = 16,994 \text{ Pa} \quad (163)$$

Místní ztráta:

Kouřovod obsahuje dvě pravoúhlé kolena [59].

$$\Delta p_{m4} = \sum \zeta_m \cdot \frac{v_{4SP}^{Nkouř^2}}{2} \cdot \rho_{SP} = (0,2 + 0,2) \cdot \frac{19,499^2}{2} \cdot 0,8433 = 63,44 \text{ Pa} \quad (164)$$

Celková ztráta na úseku č. 4 Spalinový ventilátor - Komín:

$$\Delta p_{C4} = (\Delta p_{tř4} + \Delta p_{m4}) = 80,44 \text{ Pa} \quad (165)$$

Celková ztráta v kouřovodech:

$$\Delta p_C^{KOUR} = (\Delta p_{C1} + \Delta p_{C2} + \Delta p_{C3} + \Delta p_{C4}) = 136,73 + 98,84 + 143,81 + 80,44 = 459,824 \text{ Pa} \quad (166)$$

Tlaková ztráta v absorbéru [60]:

$$\Delta p_C^{ABS} = 2239 \text{ Pa}$$

Tlaková ztráta tkaninových filtrů [61]:

$$\Delta p_C^{FILTR} = 1244 \cdot 2 = 2488 \text{ Pa}$$

Tabulka 18 Průběh vypočítaných tlakových ztrát v zařízení

Zařízení	Vstup	Úsek 1	Absorbér	Úsek 2	Tkan. filtr	Úsek 3	Ventilátor	Úsek 4
Délka [m]	-	24,08	-	6,56	-	2x7,8	-	11,55
Tlak [Pa]	-3000	-136,73	-2239	-98,84	-2488	-143,81	-	-80,44

Celková tlaková ztráta odsiřovacího zařízení:

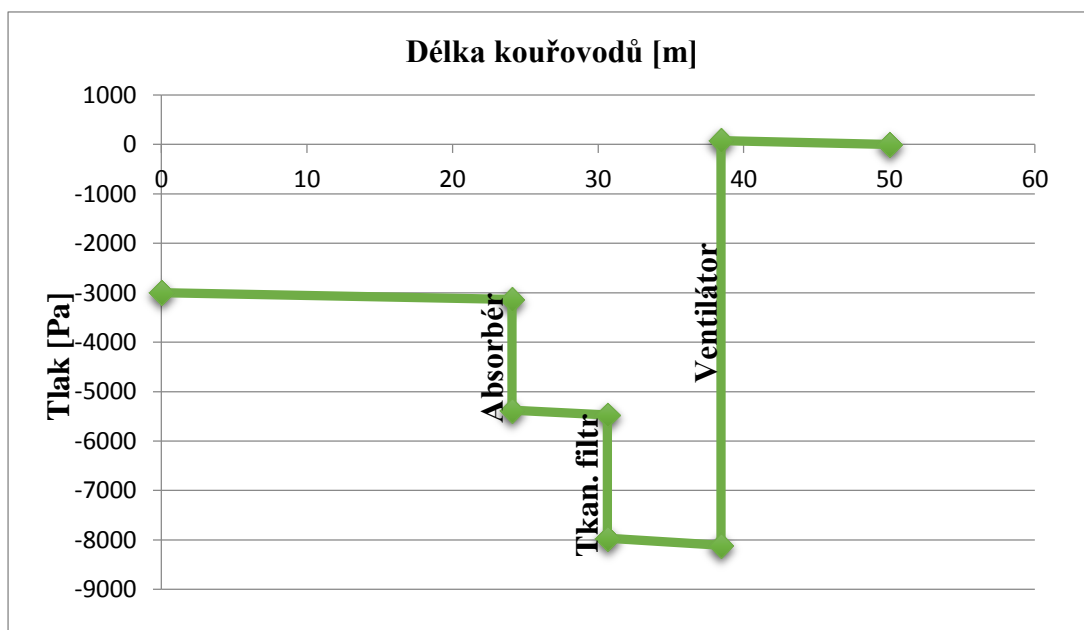
$$\Delta p_C^{DeSOX} = \Delta p_C^{KOUR} + \Delta p_C^{ABS} + \Delta p_C^{FILTR} = 459,824 + 2239 + 2488 = 5186,8 \text{ Pa} \quad (167)$$

Tlaková ztráta na vstupu do odsiřovacího zařízení:

$$\Delta p_C^{VSTUP} = -3000 \text{ Pa}$$

Celková tlaková ztráta:

$$\Delta p_C = 8186,8 \text{ Pa}$$



Obrázek 17 Průběh tlaku v odsiřovacím zařízení

7.4.5 Návrh ventilátorů

Pro vyrovnání tlakových ztrát jsou použity dva spalínové ventilátory. Oba mají společnou osu a jsou umístěny za tkaninovým filtrem. Výkon ventilátorů musí být dostatečný k pokrytí tlakové ztráty na vstupu do odsíření a zároveň k pokrytí tlakové ztráty vzniklé samotnou odsiřovací jednotkou. Bude tedy muset pokrýt 8186,82 Pa. Účinnost ventilátoru je 75 % [62].

$$\eta_v = 0,75$$

$$P_v = V_{SPreal}^{OUT} \cdot \frac{\Delta p_C}{2} \cdot \frac{1}{\eta_v} = 42,897 \cdot \frac{8186,8}{2} \cdot \frac{1}{0,75} = 234,131 \text{ kW} \quad (168)$$

Účinnost motoru [62]:

$$\eta_m = 0,8$$

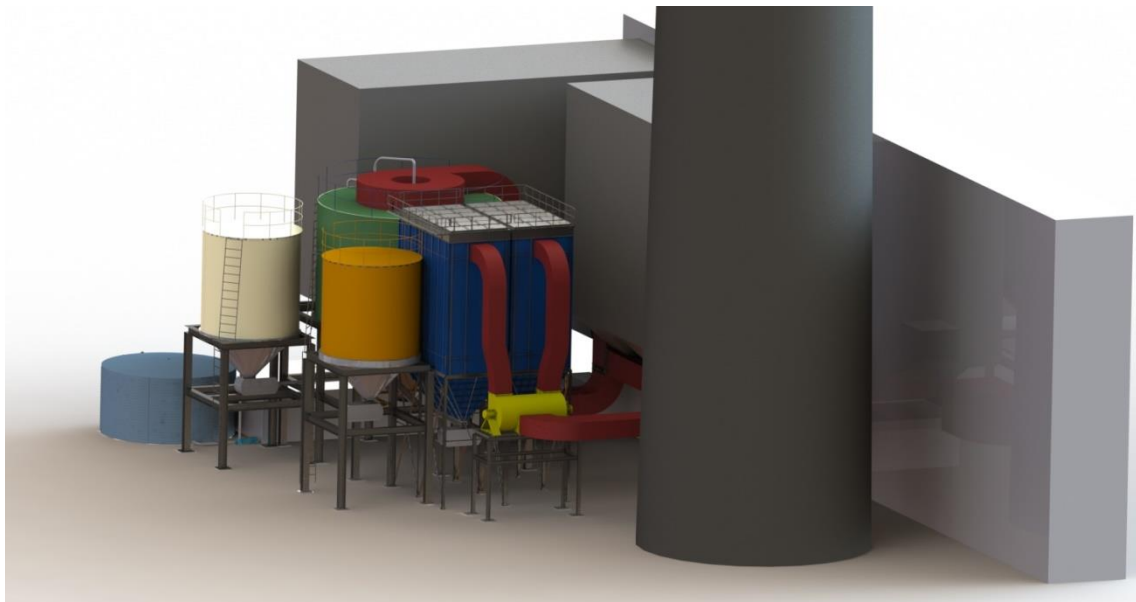
Příkon motoru:

$$P_m = \frac{P_v}{\eta_m} = \frac{231,131}{0,8} = 292,664 \text{ kW} \quad (169)$$

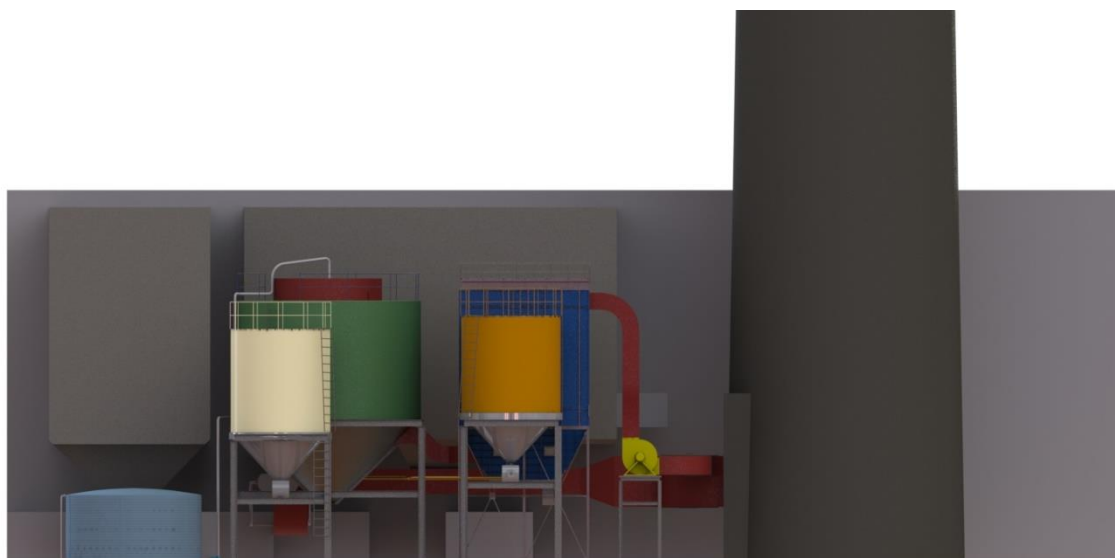
Zvolený příkon jednoho motoru je stanoven na 300kW.

8 Prostorový model technologie a popis jednotlivých částí

Při tvorbě prostorového modelu byl brán zřetel na prostorové možnosti areálu. Model tvoří možné umístění jednotlivých zařízení odsiřovací technologie. Pro lepší orientaci je namodelována stávající budova se stávajícím komínem.



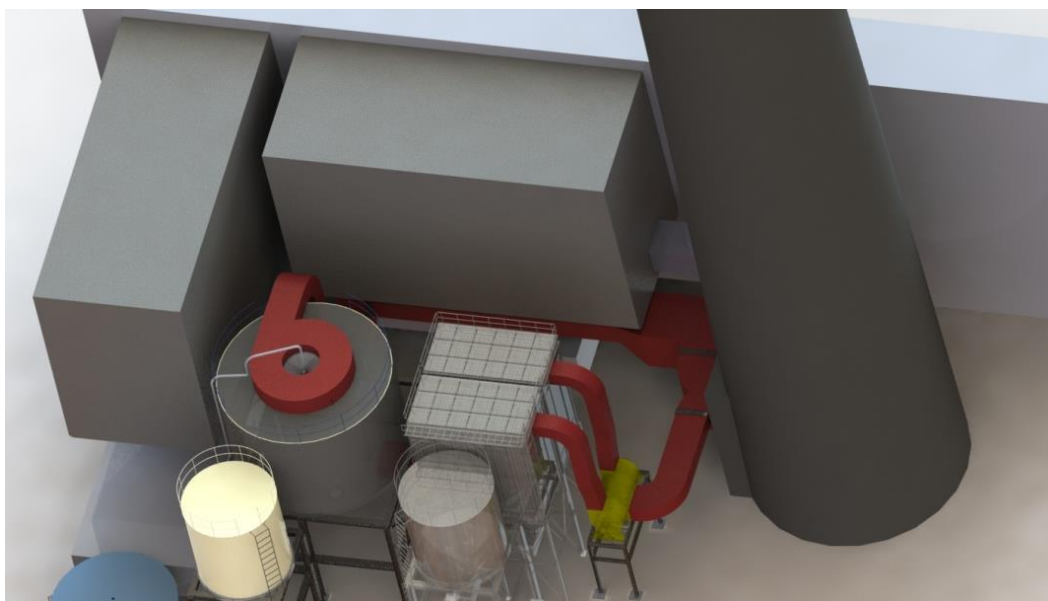
Obrázek 18 Prostorové řešení odsiřovací technologie



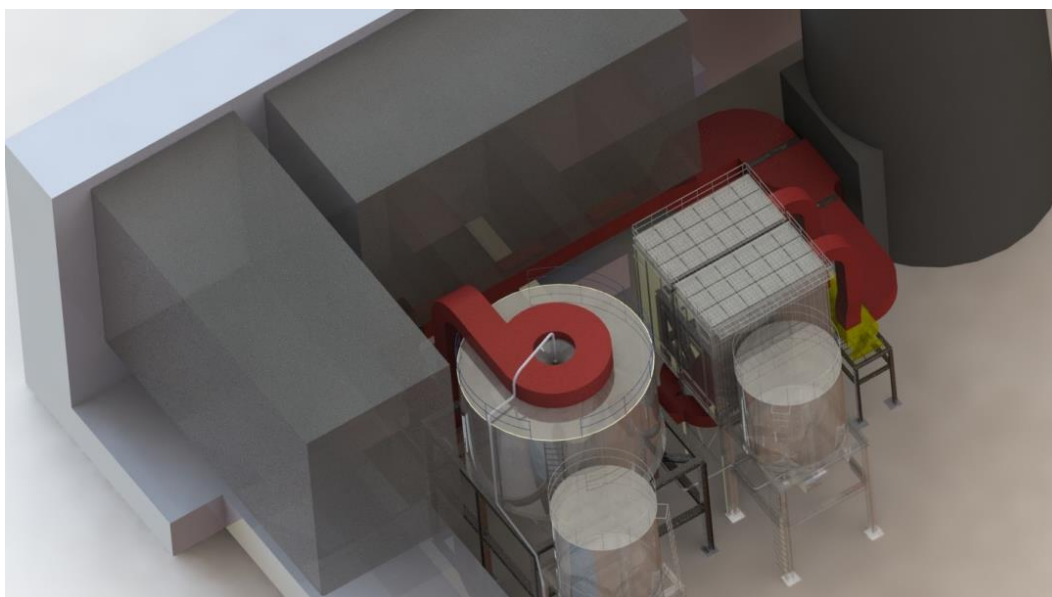
Obrázek 19 Prostorové řešení odsiřovacího zařízení - přední pohled

8.1 Kouřovody

Kouřovody obdélníkového průřezu zajišťují dopravu spalin dvěma hlavními cestami. Pro odstavení systému odsíření spalin je využito stávajícího kouřovodu nacházejícího se pod elektrostatickým odlučovačem kotle K8 jako náhradní trasy. Možnost použití tohoto „bypassu“ je zajištěna pomocí kouřových klapek. Primární okruh začíná úsekem č. 1 (Elektrostatický odlučovač – Absorbér), kde je ve vodorovné části rozprašováním do proudu spalin dávkován sorbent. Druhý úsek (Absorbér – Tkaninový filtr) zajišťuje dopravu spalin z absorbéru do dvou samostatných tkaninových filtrů. Třetí úsek (Tkaninový filtr – Spalinový ventilátor) je veden dvěma samostatnými kouřovody do spalinového ventilátoru. Poslední úsek spojuje spalinový ventilátor a již existující kouřovod, který směřuje do komína. Kouřovody budou vybaveny příslušnými kompenzátory a vnitřními vestavbami.



Obrázek 20 Prostorové řešení kouřovodů (na obrázku červeně)

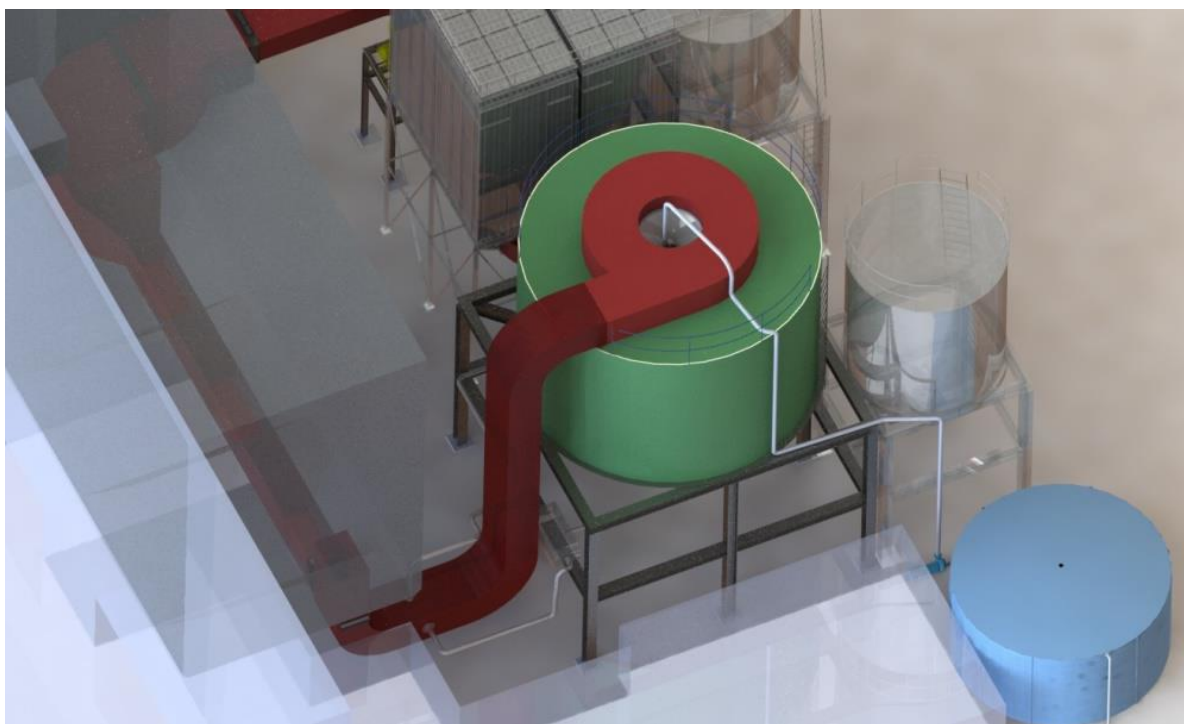


Obrázek 21 Prostorové řešení kouřovodů (na obrázku červeně)

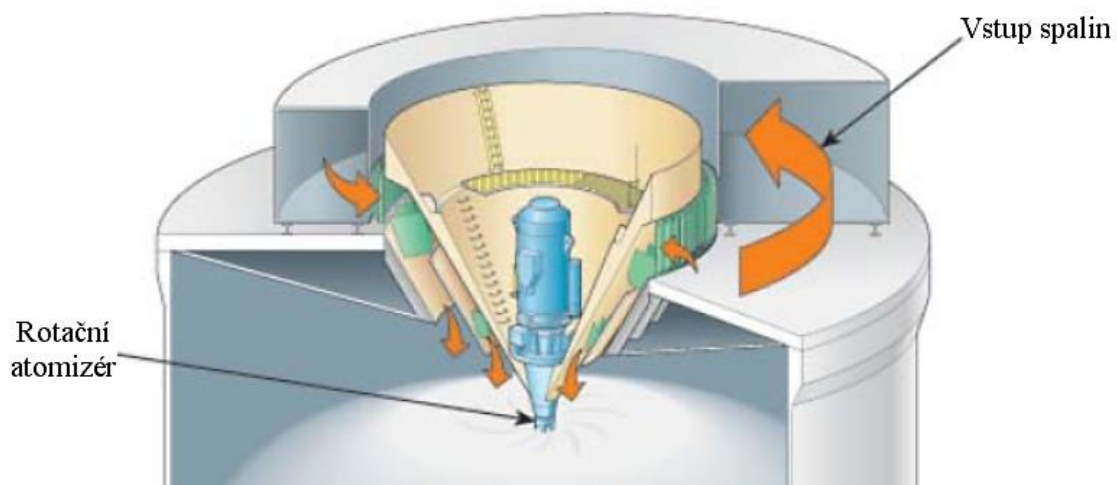
8.2 Absorbér

Spaliny spolu se sorbentem vstupují do válcové části absorbéru přes speciální nadstavbu, která jim uděluje tangenciální směr. Schéma nadstavby je možno vidět na obrázku č. 23. V horní části absorbéru se nachází rotační atomizér, jehož úkolem je rozprašovat procesní vodu. Dno je tvořeno kuželovou výsypkou, ze které je možno manuálně podle potřeby odebírat část produktu odsíření. Válcová část absorbéru je vysoká 7 metrů s průměrem 11 metrů. Řídicí systém má za úkol korigovat množství přiváděné procesní vody podle teploty spalin.

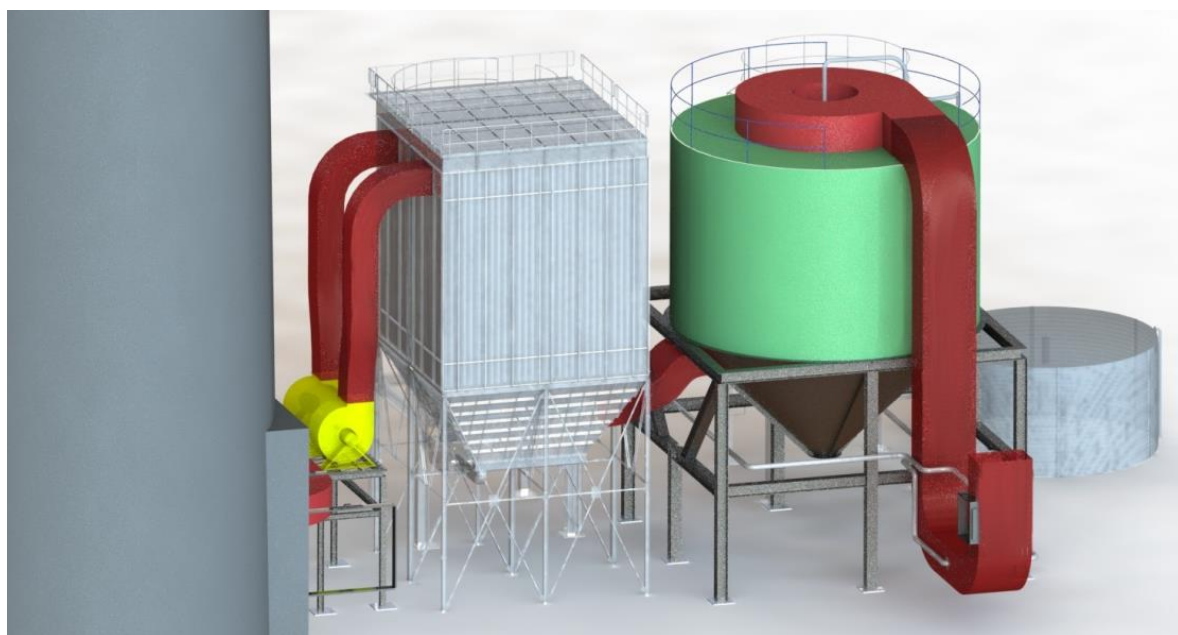
Na absorbéry jsou kladeny náročné podmínky z hlediska volby materiálu. Vnitřek absorbéru je pogumován a povrch ocelového pláště, tudíž musí splňovat požadavek na ostré nerovnosti dle DIN EN 14879-1. Spodní část absorbéru, kde se bude hromadit suspenze, musí být provedena v souladu s EN 14015 [45].



Obrázek 22 Prostorové umístění absorbéru (zeleně)



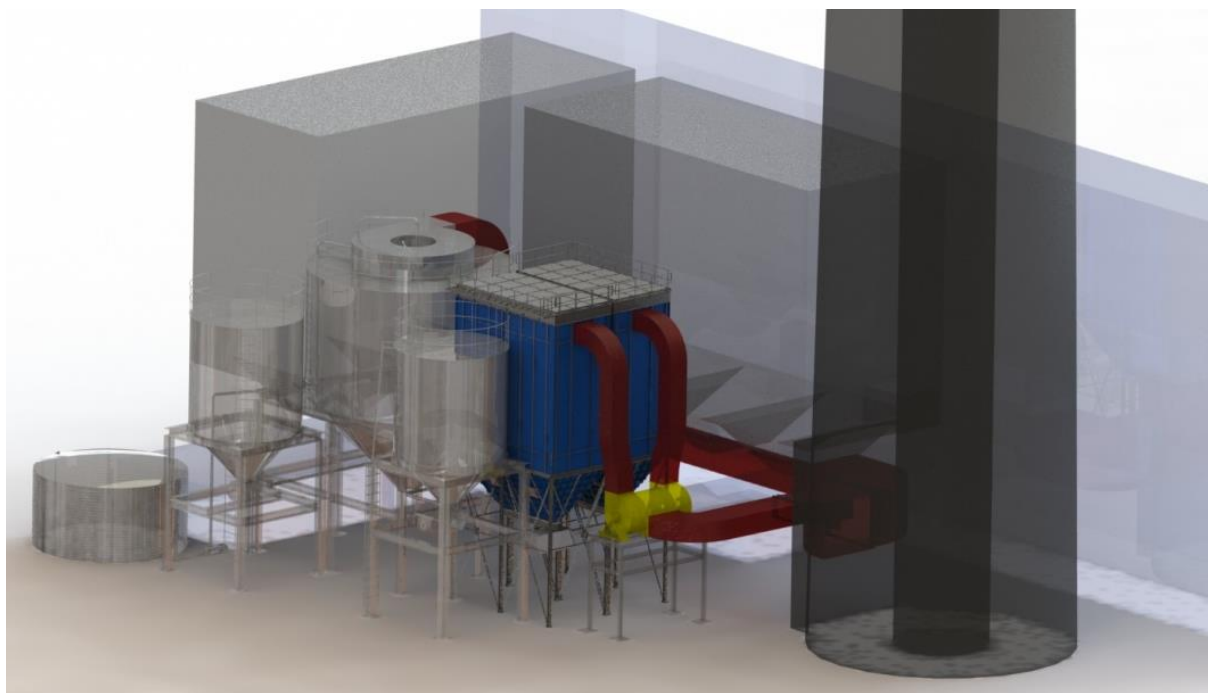
Obrázek 23 Schéma nadstavby absorberu [63]



Obrázek 24 Prostorové umístění absorberu - budova a elektrostatické odlučovače jsou pro lepší orientaci skryty

8.3 Tkaninový filtr

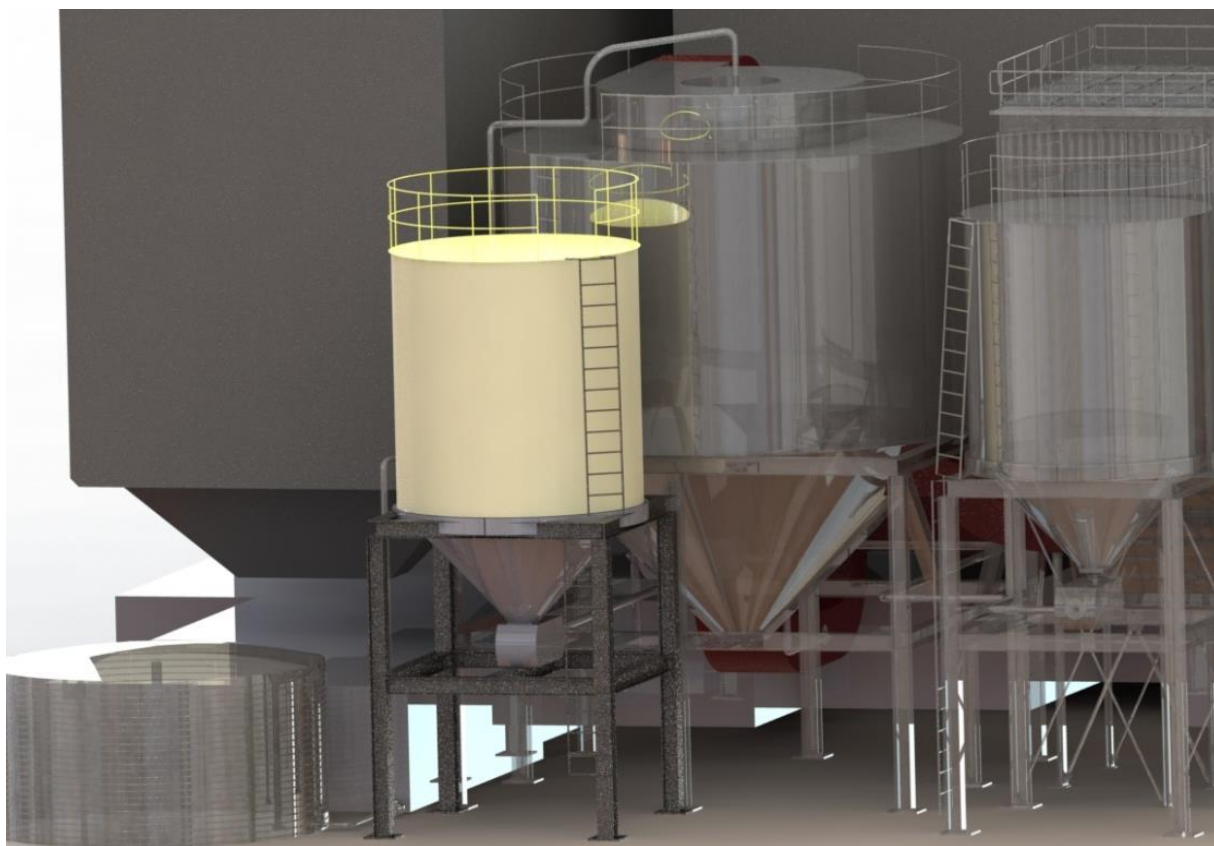
Tkaninové filtry se zde nacházejí dva a to v těsné blízkosti. Každý tkaninový filtr je složen z osmnácti komor po 25 filtračních hadicích. V jednom tkaninovém filtru se tak nachází 450 filtračních hadic. Spaliny jsou přiváděny do každého tkaninového filtru samostatně ve spodní části a záchyt látek probíhá na vnější straně filtračních hadic. Ulpívající produkt je oklepáván pomocí pulzu stlačeného vzduchu a padá do společné výsypky, odkud je šnekovým dopravníkem transportován dále do systému hospodaření s produktem odsíření.



Obrázek 26 Prostorové řešení dvojice tkaninových filtrů (modře)

8.4 Zásobní silo sorbentu

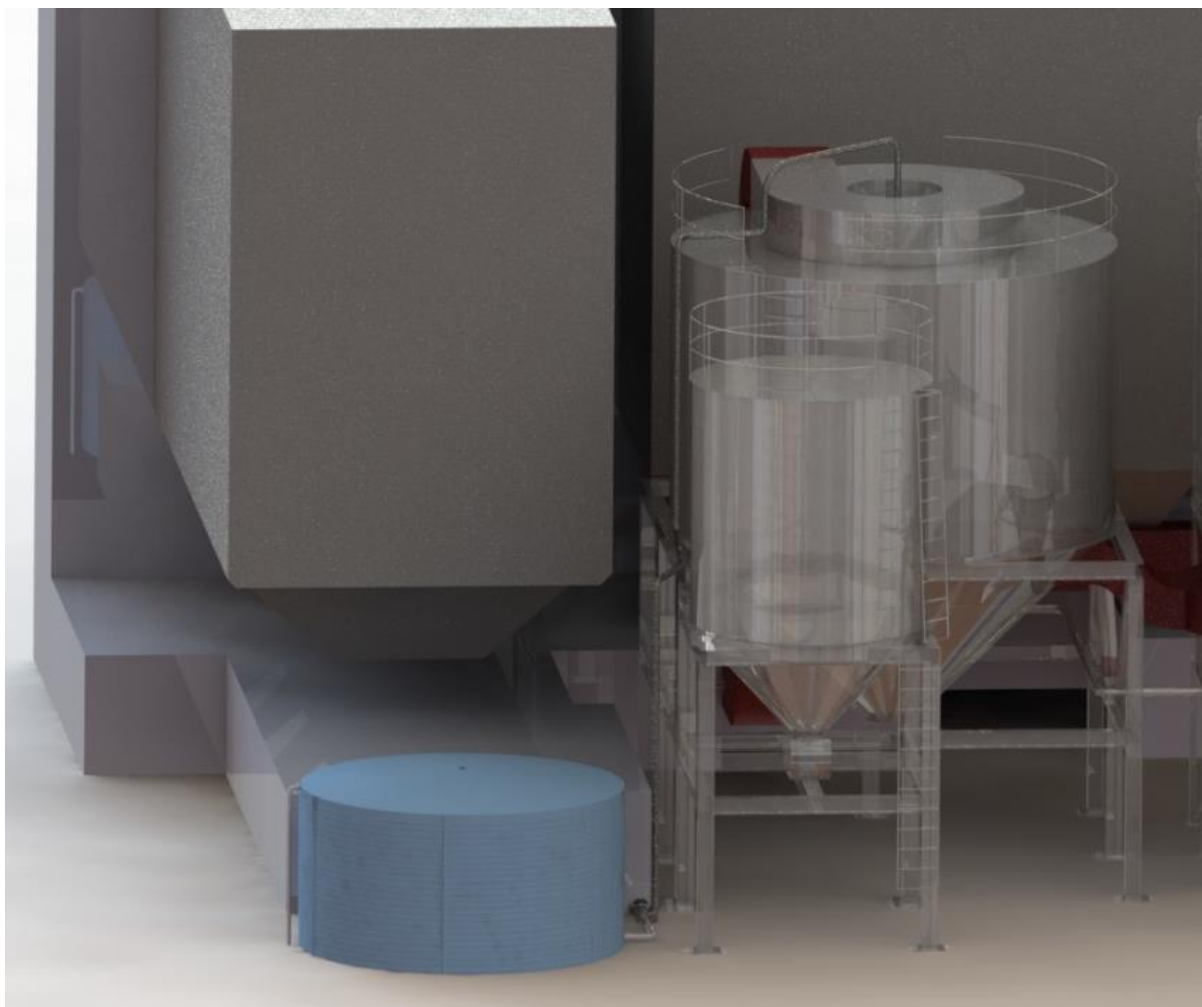
Ukládání Sorbacalu SP je uskutečněno v zásobním síle sorbentu o objemu 170 m^3 . Ze sila je sorbent pneumaticky dopravován pomocí dmýchadla a dávkován pomocí rozprašovacích trysek do proudu spalin. Umístění rozprašovacích trysek ve vodorovné části spalinovodu je možno vidět na obrázcích č. 22 č. 24. Řídicí systém dávkování sorbentu upravuje dávku podle aktuální výstupní koncentrace SO_2 .



Obrázek 27 Prostorové řešení zásobního sila sorbentu

8.5 Nádrž na procesní vodu

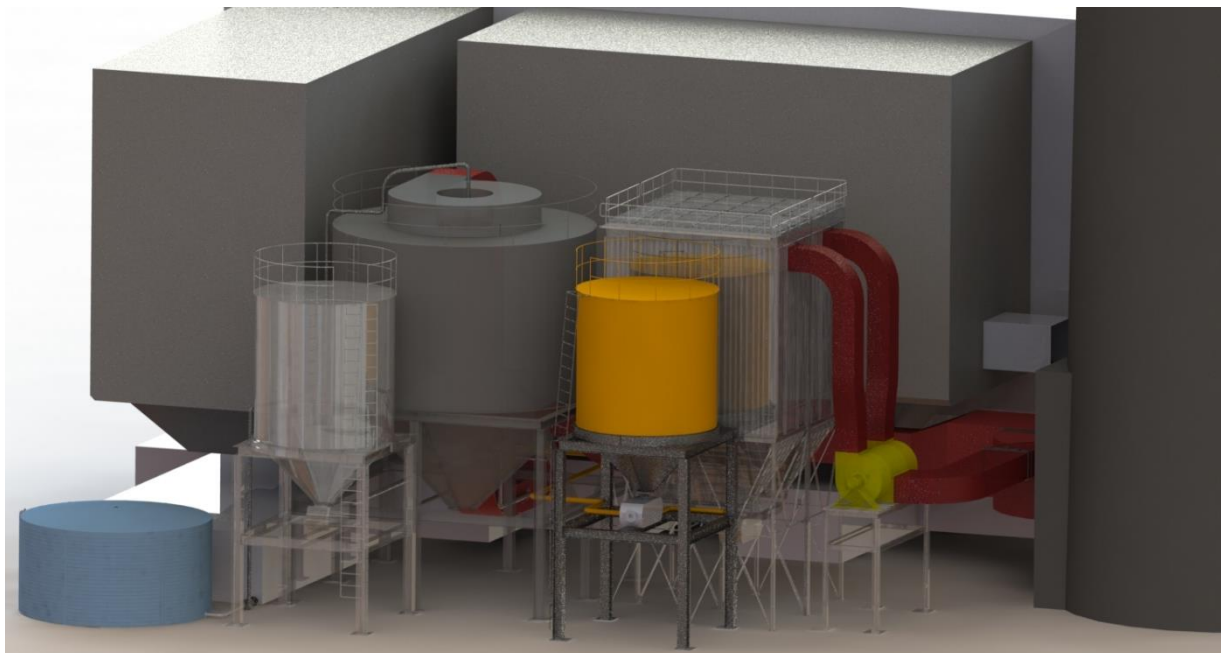
Nádrž na procesní vodu má objem 200 m^3 , což vystačí přibližně na dva dny provozu. Voda je dávkována pomocí čerpadla do horní části absorberu a rozprašována pomocí rotačního absorberu. Při rozprašování se nesmí tvořit velké kapky, aby nedošlo k usazování látek v absorberu a v přilehlých kouřovodech. Je nutné zajistit rozprašování kapek tak, aby se při kontaktu se spalinami voda vypařila. Dávkování procesní vody se řídí řídicím systémem podle výstupní teploty spalin z absorberu.



Obrázek 28 Prostorové umístění nádrže na procesní vodu (modře)

8.6 Zásobní silo produktu

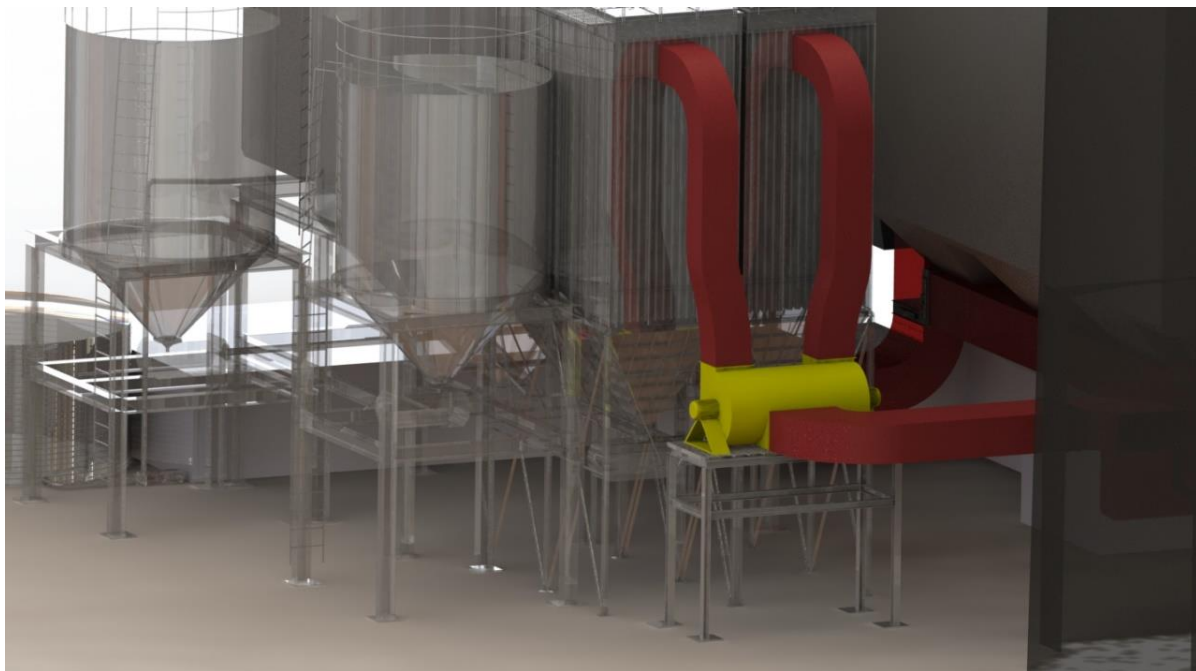
Ukládání produktu je realizováno v síle o objemu 170 m^3 . Z výsypky tkaninového filtru je produkt dopravován šnekovými dopravníky do dmýchadla a děliče, který 80 % vzniklého produktu zachyceného v tkaninových filtrech vrací zpět k místu nástřiku sorbentu do spalínovodu a 20 % vzniklého produktu ukládá do zásobního síla produktu odsíření.



Obrázek 29 Prostorové řešení zásobního síla produktu odsíření (oranžově)

8.7 Spalinové ventilátory

Ve společné skříni jsou dva spalinové ventilátory, které jsou poháněné samostatnými motory. Ventilátory jsou umístěny za tkaninovými filtry. Zároveň tvoří spojovací prvek dvou kouřovodů, které vycházejí z tkaninových filtrů. Tyto kouřovody se spojují do jednoho kouřovodu, který směřuje do komína. Ventilátory pokrývají tlakové ztráty všech kouřovodů a zařízení na trase odsíření včetně tlakové ztráty na vstupu spalin a zároveň udržují v systému malý podtlak. Příkon motoru jednoho spalinového ventilátoru byl stanoven na 300 kW.



Obrázek 30 Prostorové řešení spalinových ventilátorů (žlutě)

9 ZÁVĚR

Odsiřování spalin je důležité pro zachování čistého ovzduší a životního prostředí. Z tohoto důvodu jsou provozovatelé spalovacích zařízení povinni dodržovat legislativně ukotvené emisní limity. Současná technologická úroveň nabízí pestrou škálu metod, pomocí kterých se tyto limity dají splnit. Nejpoužívanější metody jsou popsány v teoretické části této práce.

Samostatné suché odsiřovací metody, které jsou založené na principu dávkování sorbentu do jednotlivých sekcí kotle, dnes nestačí ke splnění nových emisních limitů, nebo naopak při jejich splnění nejsou ekonomicky výhodné, a proto se musí modifikovat. Jednou z modifikací je kondicionovaná suchá sorpce. Tato metoda byla vybrána pro odsíření zadaného velkého spalovacího zdroje. Výhody této metody spočívají v menším zastavěném prostoru a především v nižších investičních nákladech než například u mokré vypírky. Mezi další výhody patří absence hospodaření se suspenzí a absence odpařných vod, neboť veškerá voda se při procesu odpaří.

Suchá kondicionovaná sorpce spočívá v dávkování sorbentu do kouřovodu a následná směs sorbentu a spalin se mísí s procesní vodou v absorbéru, který představuje zádržný objem a umožňuje dostatečnou dobu pro trvání reakce. Jako odsiřovací sorbent byl vybrán sorbent na vápenné bázi Sorbacal SP.

Do procesu vstupuje $119\,448\text{ m}^3/\text{hod}$ vlhkých spalin, které obsahují $3212\text{ mg}/\text{m}_N^3$ oxidu siřičitého (SO_2), jehož maximální požadovaná koncentrace na výstupu činí $218\text{ mg}/\text{m}_N^3$, což stanovuje účinnost odsíření na hodnotu 93,2 %. Aby byly tyto požadavky splněny, je potřeba do procesu dávkovat $1\,159\text{ kg}/\text{hod}$ sorbentu. Toto množství může být sníženo zavedením recyklu, protože 51 % produktu odsíření obsahuje nezreagovaný sorbent. Dávkování sorbentu je řízeno podle výstupní koncentrace SO_2 . Pro ochlazení spalin z teploty $150\text{ }^\circ\text{C}$ na teplotu $80\text{ }^\circ\text{C}$, které je nutné pro dosažení nejvyšší účinnosti procesu, je nutno dávkovat $4,857\text{ m}^3/\text{h}$ procesní vody, která se působením tepla spalin odpaří. Dávkování vody je řízeno systémem podle teploty spalin na výstupu z absorbéru. V tkaninových filtrech je následně zachyceno $1433,3\text{ kg}/\text{h}$ produktu odsíření.

Konstrukční návrh a dispoziční řešení navržené metody bere v úvahu prostorové možnosti zadaného spalovacího zdroje. Spaliny vycházejí z elektrostatického odlučovače a kouřovodem jsou vedeny do absorbéru. Ve vodorovné části tohoto kouřovodu je přiváděn odsiřovací sorbent, kde je dávkován pomocí rozprašovacích trysek do proudu spalin. Dále spaliny společně se sorbentem vstupují do nadstavby charakteristického tvaru, která zaručuje spalinám tangenciální směr pohybu v absorbéru. V horní části absorbéru je přiváděna procesní voda skrze rotační atomizér, který zajišťuje promísení kapiček vody se spalinami a sorbentem. Spaliny ochlazené na teplotu $80\text{ }^\circ\text{C}$ vstupují do tkaninového filtru, který je rozdělen na dvě samostatné části. Z tkaninového filtru vystupují spaliny dvěma samostatnými kouřovody do dvou spalinových ventilátorů. Spalinové ventilátory jsou poháněny dvěma motory o příkonu $2 \times 300\text{ kW}$, čímž pokrývají tlakovou ztrátu 8186 Pa a zaručují stejný tlak na vstupu a výstupu z odsíření. Návrhový výpočet stanovuje rozměry kouřovodů, absorbéru, látkového filtru a příkonu spalinového ventilátoru. Závěrem je prezentován prostorový model celé technologie a dispoziční řešení. Výsledný konstrukční a technologický návrh předkládá vhodný základ pro tvorbu odborné studie v případě záměru výstavby technologie odsíření pomocí kondicionované suché sorpce.

SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY

- [1] LECOMTE, Thierry Lecomte, José Félix Ferrería DE LA FUENTE, Frederik NEUWAHL, Michele CANOVA, Antoine PINASSEAU, Ivan JANKOV, Thomas Brinkmann SERGE ROUDIER a Luis Delgado SANCHO. *Best Available Techniques (BAT): Reference Document for Large Combustion Plants*. 1. Luxembourg: Publications Office of the European Union, 2017. ISBN 978-92-79-74303-0. ISSN 1831-9424.
- [2] Spalování tuhých paliv. *Spalovací procesy* [online]. Přemysl KóL, 2011 [cit. 2020-06-15]. Dostupné z: <http://spalovaci-procesy.wz.cz/TP.html>
- [3] *Směrnice Evropského parlamentu a Rady 2010/75/EU ze dne 24. listopadu 2010 o průmyslových emisích (integrované prevenci a omezování znečištění)*. In: . Evropské unie: Úřední věstník, 2010, Svazek 53, L 334. Dostupné také z: https://eur-lex.europa.eu/legal-content/CS/TXT/?uri=uriserv:OJ.L_.2010.334.01.0017.01.CES&toc=OJ:L:2010:334:TOC
- [4] IBLER, Zdeněk. *Technický průvodce energetika*. Praha: BEN - technická literatura, 2002. ISBN 80-730-0026-1.
- [5] NOSKIEVIČ, Pavel. *Spalování uhlí*. Ostrava: VŠB-Technická univerzita, 1993. ISBN 80-707-8197-1.
- [6] Sulfur dioxide. *PubChem* [online]. Bethesda: National Center for Biotechnology Information, 2020 [cit. 2020-06-18]. Dostupné z: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Sulfur-dioxide>
- [7] STIRLING, Diane. *The Sulfur Problem: Cleaning up Industrial Feedstocks*. 1. Cambridge: The Royal Society of Chemistry, 2000, 103 s. ISBN 0-85404-541-4.
- [8] Acidification Impacts. *United States Department of Agriculture Forest Service* [online]. United States Department of Agriculture [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: https://webcam.srs.fs.fed.us/pollutants/acidification/?fbclid=IwAR3LCH9P1tK5qgQnMa24D-S29jDZaSnwaIDKR2iUaypTk_UkoHtWjIkpATA
- [9] *ZNEČIŠTĚNÍ OVZDUŠÍ NA ÚZEMÍ ČESKÉ REPUBLIKY V ROCE 2018* [online]. 1. Praha: Český hydrometeorologický ústav, 2019 [cit. 2020-06-21]. ISBN 978-80-87577-95-0. Dostupné z: http://portal.chmi.cz/files/portal/docs/uoco/isko/grafroc/18groc/gr18cz/Obsah_CZ.html
- [10] ČESKO. § 1 odst. 1 zákona č. 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší. In: *Zákony pro lidi.cz* [online]. © AION CS 2010-2020 [cit. 21. 6. 2020]. Dostupné z: <https://www.zakonyprolidi.cz/cs/2012-201#p1-1>
- [11] ČESKO. § 1 odst. 1 písm. b) vyhlášky č. 415/2012 Sb., o přípustné úrovni znečišťování a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší. In: *Zákony pro lidi.cz* [online]. © AION CS 2010-2020 [cit. 21. 6. 2020]. Dostupné z: <https://www.zakonyprolidi.cz/cs/2012-415#p1-1-b>
- [12] ČESKO. fragment #f4824043 vyhlášky č. 415/2012 Sb., o přípustné úrovni znečišťování a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší. In:

- Zákony pro lidi.cz* [online]. © AION CS 2010-2020 [cit. 21. 6. 2020]. Dostupné z: <https://www.zakonyprolidi.cz/cs/2012-415#f4824043>
- [13] *Úřední věstník: Evropské unie*. In: . Luxembourg: Úřad pro publikace Evropské unie, 2017, ročník 60, L 212. ISSN 1977-0626. Dostupné také z: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/cs/TXT/?uri=CELEX%3A32017D1442>
- [14] ČESKO. § 37 zákona č. 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší. In: *Zákony pro lidi.cz* [online]. © AION CS 2010-2020 [cit. 19. 2. 2020]. Dostupné z: <https://www.zakonyprolidi.cz/cs/2012-201#p37>
- [15] *PŘECHODNÝ NÁRODNÍ PLÁN ČESKÉ REPUBLIKY: Stav k 30. 6. 2017*. In: . Praha: Ministerstvo životního prostředí, 2017. Dostupné také z: [https://www.mzp.cz/C1257458002F0DC7/cz/prechodny_narodni_plan_cr/\\$FILE/000-PNP_CR_2014-11_17_REV_vestnik-20170719.pdf](https://www.mzp.cz/C1257458002F0DC7/cz/prechodny_narodni_plan_cr/$FILE/000-PNP_CR_2014-11_17_REV_vestnik-20170719.pdf)
- [16] BEYCHOK, Milton R. *Coping With SO₂: Chemical Engineering/Deskbook Issue*. 1974.
- [17] SHEAIL, John. *Power in Trust: The Environmental History of the Central Electricity Generating Board*. 1. Oxford Science Publications: Oxford, 1991. ISBN 978-0198546733.
- [18] KARATEPE, Nilgun. A Comparison of Flue Gas Desulfurization Processes. *Energy Sources* [online]. 2014, 29. 10. 2010, **206**(22:197), 11 [cit. 2020-06-21]. DOI: 10.1080/00908310050013983. Dostupné z: <http://dx.doi.org/10.1080/00908310050013983>
- [19] *DRY SCRUBBING TECHNOLOGIES FOR FLUE GAS DESULFURIZATION*. 2. New York: Springer Science+Business Media, 1998. DOI: 10.1007/978-1-4615-4951-2. ISBN 978-1-4615-4951-2.
- [20] Energostat. *O Energetice.cz* [online]. Nové Dvory: ENTSO-E Transparency Platform, 2020 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://oenergetice.cz/energostat>
- [21] BALÁŠ, Marek. *Kotle a výměníky tepla*. Vydání třetí. Brno: Akademické nakladatelství CERM, 2019. ISBN 978-80-214-5769-0.
- [22] Suchá metoda. *ZVVZ Group* [online]. Milevsko: ZVVZ Group, 2020 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.zvvz.cz/cs/produkty-a-sluzby/odsirovani/sucha-metoda>
- [23] SENESE, Fred. What happens when sodium bicarbonate is heated? *General Chemistry* [online]. 2018 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://antoine.frostburg.edu/chem/senese/101/inorganic/faq/carbonate-decomposition.shtml>
- [24] SKÁLA, Zdeněk. *Ekologie v energetice*. 1. vyd. Brno: PC-DIR, spol. s r. o. Brno, 1994. 141 s. ISBN 80-214-0477-9.
- [25] Air Pollution Control Technology Fact Sheet. *United States. Environmental Protection Agency* [online]. University of North Texas Libraries, 2017, (EPA-452/F-03-034), 6 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://digital.library.unt.edu/ark:/67531/metadc949169/>

- [26] WALAWSKA, Barbara, Arkadiusz SZYMANEK, Anna PAJDAK a Marzena NOWAK. Flue Gas Desulfurization by Mechanically and Thermally Activated Sodium Bicarbonate. *Polish Journal of Chemical Technology*. 2014, **16**(3), 56–62. DOI: <https://doi.org/10.2478/pjct-2014-0051>. ISSN 1899-4741.
- [27] DAMLE, Ashok.S. *Modeling of SO₂ removal in spray-dryer flue-gas desulfurization system*. Spojené státy americké: Research Triangle Inst., Durham, NC, 1985.
- [28] Polosuchá metoda s CFB absorbérem. *ZVVZ Group* [online]. Milevsko: ZVVZ Group, 2020 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.zvvz.cz/cs/produkty-a-sluzby/odsirovani/polosucha-metoda>
- [29] Suché metody odsiřování. *Tenza* [online]. Tenza, 2020 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/technologie/zarizeni-pro-cisteni-spalin/suche-metody-odsirovani/>
- [30] KORPELA, Timo, Yrjö MAJANNE, Olli SALMINEN, Anton LAARI a Thomas BJÖRKQVIST. Monitoring of spraying in semi-dry desulfurization processes in coal fired power plants. *9 th IFAC Symposium on Control of Power and Energy Systems CPES 2015: New Delhi* [online]. Indie, 2015, 2015, **48**(30), 403-408 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2015.12.412>
- [31] SEMI-DRY METHODS. *Rafako Grupa PGB* [online]. Racibórz [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.rafako.com.pl/products/640/648/655>
- [32] *GEA Niro Spray Drying Absorption: The economic solution for Flue Gas Desulphurisation*. Soeborg: GEA Process Engineering. Dostupné také z: <https://www.gea.com/en/products/emission-control/gas-cleaning/spray-dryer-absorber.jsp#:~:text=Spray%20Drying%20Absorption%20is%20the,of%20acid%20gases%20and%20particulates.>
- [33] YU, Y P, Y FANG, S Y CHAI a Z Z ZHUANG. Properties of Semi-dry Flue Gas Desulfurization Ash and Used for Phosphorus Removal. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering* [online]. 2018, **359** [cit. 2020-06-21]. DOI: 10.1088/1757-899X/359/1/012021. ISSN 1757-8981. Dostupné z: <https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1757-899X/359/1/012021>
- [34] Mokrú vápencová vypírka. *ZVVZ Group* [online]. Milevsko: ZVVZ Group, 2020 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.zvvz.cz/cs/produkty-a-sluzby/odsirovani/mokra-vapencova-vypirka>
- [35] KOHL, Arthur a Richard NIELSEN. *Gas Purification*. 5. Houston: Gulf Publishing Company, 1997. ISBN 0-88415-220-0.
- [36] *Magnesium Oxide Wet Scrubbing System for Flue Gas Desulfurization*. USA: Emerson Process Management, 2013. Dostupné také z: <https://www.emerson.com/documents/automation/application-data-sheet-magnesium-oxide-wet-scrubbing-system-for-flue-gas-desulfurization-rosemount-en-68456.pdf>

- [37] OIKAWA, Katsuo. Seawater flue gas desulfurization: Its technical implications and performance results. *Environmental Progress* [online]. 2004, **1**(22), 67-73 [cit. 2020-06-21]. DOI: 10.1002/ep.670220118. Dostupné z: <https://doi.org/10.1002/ep.670220118>
- [38] *Surovinové zdroje České republiky: nerostné suroviny : (stav ...)* [online]. Praha: Ministerstvo životního prostředí České republiky, [1992]-2010. [cit. 2020-06-21]. ISBN 1801-6693. Dostupné z: <http://www.geology.cz/extranet/publikace/online/surovinove-zdroje/surovinove-zdroje-ceske-republiky-2019.pdf>
- [39] TĚHNÍK, Vladimír a Radovan NEČAS. *Uplatnění vápencové suroviny z hlediska kvality v různých průmyslových odvětvích* [online]. In: . Výzkumný ústav stavebních hmot, s. 12 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.vumo.cz/wp-content/uploads/2015/05/22-uplatneni-vapencove-suroviny-z-hlediska-kvality-v-ruznych-prumyslovych-odvetvych.pdf>
- [40] PECHAR, Tomáš. *Použití přenosného XRF spektrometru pro hodnocení kvality vápencové suroviny a odhad zásob na ložisku Mořina - východ (Velká Amerika)*. Praha, 2014. Diplomová práce. Univerzita Karlova v Praze.
- [41] Measuring the reactivity of limestone for wet flue-gas desulfurization. *Chemical Engineering Science* [online]. 1995, **50**(7), 1081-1089 [cit. 2020-06-21]. DOI: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(94\)00482-7](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)00482-7). Dostupné z: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(94\)00482-7](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)00482-7)
- [42] MILNE, C. R. a D. W. PERSHING. *Time Resolved Sulfation Rate Measurements for Sized Sorbents*. 109. Proceedings: Fourth Annual Pittsburgh Coal Conference, 1987.
- [43] ZACH, Boleslav, Michael POHOŘELÝ, Michal ŠYC, Karel SVOBODA a Miroslav PUNČOCHÁŘ. Srovnání sodných a vápenatých sorbentů pro suché čištění spalin ze zařízení na energetické využití odpadu. In: *Týden vědy a inovací pro praxi a životní prostředí TVIP 2016* [online]. Praha: Ústav chemických procesů AV ČR, v. v. i., Laboratoř procesů ochrany prostředí, 2016 [cit. 2020-06-21]. ISBN 978-80-85990-28-7. Dostupné z: <http://www.odpadoveforum.cz/TVIP2016/prispevky/110.pdf>
- [44] KARPf, Rudi H. *Basic features of the dry absorption process: for flue gas treatment systems in waste incineration*. 1. Lich: Energie- und Umweltengineering & Beratung mbH, 2015. Dostupné také z: http://www.seas.columbia.edu/earth/wtert/newwtert/Research/sofos/Karpf_paper_on_dry_absorption_systems.pdf
- [45] KYZLÍK, Petr. Nové odsíření v Elektrárně Pruněrov II. *All for power* [online]. 2016, 2016 [cit. 2020-06-21]. ISSN 1802-8535. Dostupné z: <http://old.allforpower.cz/UserFiles/file/noveodsireni.pdf>
- [46] DUŠEK, Luděk. Pohled na projekt očima hlavního inženýra projektu. *All for power* [online]. AF POWER agency, 2014, 2014,4 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: http://old.allforpower.cz/UserFiles/file/2011/2_projektant.pdf

- [47] ELEKTRÁRNA POČERADY. *Skupina ČEZ* [online]. [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.cez.cz/cs/o-cez/vyrobní-zdroje/uhelne-elektrarny-a-teplarny/uhelne-elektrarny-a-teplarny-cez-v-cr/elektrarna-pocerady-58182>
- [48] Elektrárna Počerady. *Svět Energie* [online]. [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.svetenergie.cz/cz/elektrarny/uhelne-elektrarny/uhelne-elektrarny-cez/elektrarna-pocerady>
- [49] *PROVÁDĚCÍ ROZHODNUTÍ KOMISE (EU) 2019/2010: kterým se stanoví závěry o nejlepších dostupných technikách (BAT) pro spalování odpadu podle směrnice Evropského parlamentu a Rady 2010/75/EU*. In: . 2019, ročník 2019, L 312/55. Dostupné také z: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/CS/TXT/PDF/?uri=CELEX:32019D2010&from=EN>
- [50] List of chemical elements with molecular mass and various chemical groups. *Cheminfo.org* [online]. Universidad del Valle [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: http://www.cheminfo.org/Spectra/Mass/Chemcalc_reference_data/index.html
- [51] NAŠE PRODUKTOVÁ ŘADA. *Sorbacal* [online]. Lhoist Recherche et Développement S.A., 2020 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.sorbacal.com/cs/nase-produktovara-#!/sp>
- [52] Density of Flue Gases. *Scribd* [online]. knsaravana, 2012, 2012 [cit. 2020-06-21]. Dostupné z: <https://www.scribd.com/doc/118030088/Density-of-Flue-Gases>
- [53] *ChemcaLogic Steam Tab: STEAMTAB*. 2. Burlington: ChemicalLogic COporation, 2003.
- [54] *The Problems of Sulphur*. 1. Londýn: IEA Coal Research, 1989, 366 s. ISBN 978-0-408-04041-9. Dostupné také z: <https://www.sciencedirect.com/book/9780408040419/the-problems-of-sulphur>
- [55] MÁNEK, O. – JULÍNEK, P. – SLEZÁK, P. Metoda souběžného odsiřování spalin. Energie z biomasy VII. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Odbor energetického inženýrství, 2007, s. 97-102. ISBN 978-80-214- 3542-1.
- [56] W. L. Gore & Associates - GORE® REMEDIA® Catalytic Filtration Systems [online] – [cit. 2010-05-05].
- [57] Podklady a data z měření provozních parametrů odsiřovacích zařízení provedené společností Tenza, a.s. Brno : Tenza, a.s., 2016.
- [58] *EKOLOGIZACE ZDROJE ELEKTRÁRNA KOLÍN A ZMĚNA PALIVOVÉHO MIXU: DOKUMENTACE dle přílohy č. 4 zákona č. 100/2001 Sb. o posuzování vlivů na životní prostředí*. 2020. Dostupné také z: https://portal.cenia.cz/eiasea/download/RUIBX09WMTIzNV9kb2t1bWVudGFjZURPQ18zNTA5NDAYODg2Mjg4Nzc5Mzg5LnBkZg/OV1235_dokumentace.pdf
- [59] IDELHIK, I.E. *Handbook of Hydraulic Resistance: Coefficients of Local Resistance and of Friction* [online]. Jeruzalém: Israel Program for Scientific Translations, 1966 [cit. 2020-06-25]. Dostupné z: <https://www.nrc.gov/docs/ML1220/ML12209A041.pdf>

- [60] FISCHER, Matthew. Circulating fluidized bed scrubber vs spray dryer absorber. *Power Engineering International* [online]. 2015 [cit. 2020-06-25]. Dostupné z: <https://www.powerengineeringint.com/coal-fired/circulating-fluidized-bed-scrubber-vs-spray-dryer-absorber/>
- [61] NEUNDORFER. *Fabric Filter Design Variables*. 3-3. Dostupné také z: <https://www.neundorfer.com/wp-content/uploads/2016/05/Baghouse-KnowledgeBase-03-Fabric-Filter-Design-Variables.pdf>
- [62] *Radiální ventilátory*. Milevsko: RaVent s.r.o. Dostupné také z: https://ravent.cz/wp-content/uploads/katalog2019_cz-1.pdf
- [63] FARBER, Paul. *Wet & Dry Scrubbers* [online]. Chicago: Sargent & Lundy, 2012. Dostupné také z: <http://docplayer.net/39962246-Wet-dry-scrubbers-paul-farber-sargent-lundy-llc-chicago-il.html>

SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ A ZKRATEK

Zkratka	Význam
Al_2O_3	Oxid hlinitý
Fe_2O_3	Oxid železitý
H_2O	voda
N_2O	Oxid dusný
NO_2	Oxid dusičitý
NO_x	Oxidy dusíku
O_2	kyslík
SO_x	Oxidy síry
BAT	Best Available Technologies
CFB	Circulised Fluid BED
ČHMU	Český hydrometeorologický úřad
EU	Evropská unie
L/G	Liquid / Gas (poměr)
LCP	Large Combustion Plant
Mg	Hořčík
MgO	Oxid hořečnatý
MPO	Ministerstvo průmyslu a obchodu
PNP	Přechodný národní plán
TZL	Tuhé znečišťující látky
USA	Spojené státy americké
VO	Vápenec-ostatní
VV	Vysoko- procentní vápenec
C	Uhlík
CO_2	Oxid uhličitý
CO	Oxid uhelnatý
$Ca(HSO_3)_2$	Dihydrogen siřičitan vápenatý
$Ca(OH)_2$	Hydroxid vápenatý
$CaCO_3$	Uhličitán vápenatý
CaO	Oxid vápenatý
$CaSO_4$	Síran vápenatý
H	vodík
HCl	Kyselina chlorovodíková, chlorovodík
HF	Kyselina fluorovodíková, fluorovodík
$MgCO_3$	Uhličitán hořečnatý
$MgSO_3$	Siřičitan hořečnatý
NO	Oxid dusnatý
$NaHCO_3$	Hydrogen uhličitán sodný
S	síra
SO_2	Oxid siřičitý
SO_3	Oxid sírový

Symbol	Význam	Jednotka
$V_{VS5,4\%}$	tok vlhkých spalin při referenčním obsahu O_2 5,4 %	m_N^3/s
$V_{SS5,4\%}$	tok suchých spalin při referenčním obsahu O_2 5,4 %	m_N^3/s
$V_{SS6\%}$	tok suchých spalin při referenčním obsahu O_2 6 %	m_N^3/s
$C_{SO_2}^{IN}$	Koncentrace oxidu siřičitého na vstupu	mg/m_N^3
C_{HCl}^{IN}	Koncentrace HCl na vstupu	ng/m_N^3
C_{HF}^{IN}	Koncentrace HF na vstupu	mg/m_N^3
$m_{SO_2}^{IN}$	Množství SO_2 vstupujícího do odsiřovacího procesu	kg/s
m_S^{IN}	Množství vstupující síry	kg/s
$C_{SO_2}^{OUT}$	Koncentrace oxidu siřičitého na výstupu	mg/m_N^3
C_{HCl}^{OUT}	Koncentrace HCl na výstupu	mg/m_N^3
C_{HF}^{OUT}	Koncentrace HCl na výstupu	mg/m_N^3
$m_{SO_2}^{OUT}$	Množství SO_2 vystupujícího z odsiřovacího procesu	kg/s
m_S^{OUT}	Množství síry vystupující z odsiřovacího procesu	kg/s
η_S	Účinnost odsiřování	-
m_{HCl}^{IN}	Množství HCl vstupujícího do odsiřovacího procesu	kg/s
m_{Cl}^{IN}	Množství vstupujícího chlóru	kg/s
m_{HCl}^{OUT}	Množství HCl vystupujícího z odsiřovacího procesu	kg/s
η_{Cl}	Účinnost odstranění chlóru	-
m_{HF}^{IN}	Množství HF vstupujícího do odsiřovacího procesu	kg/s
m_F^{IN}	Množství vstupujícího chlóru	kg/s
m_{HF}^{OUT}	Množství HF vystupujícího z odsiřovacího procesu	kg/s
η_F	Účinnost odstranění fluoru	-
m_{Ca}	Množství vápníku potřebného v procesu	kg/s
m_{Sorb}	Množství sorbentu potřebné v procesu	kg/s
ρ_{SP}	Hustota spalin	kg/m^3
m_{SP}	Hmotnostní tok spalin	kg/s
i_x	Entalpie složky x spalin	kJ/m_N^3
i_{IN}	Entalpie spalin na vstupu	kJ/m_N^3
i_{XOUT}	Entalpie složky x spalin na výstupu	kJ/m_N^3
i_{OUT}	Entalpie spalin na výstupu	kJ/m_N^3
$Q_{m_N^3SP}$	Teplo odevzdané jedním metrem krychlovým spalin	kJ/m_N^3
Q_{kgSP}	Teplo odevzdané jedním kilogramem spalin	kJ/kg
m_{kgSP}	Množství vody k ochlazení 1 kg spalin	kg/kg_{SP}
m_{vodaIN}	Množství dodávané vody do procesu	kg/s
$m_{voda m_N^3 SPIN}$	Množství vody v jednom metru krychlovém spalin na vstupu	kg/m_{SP}^3
$m_{voda m_N^3 IN}$	Množství dodané vody v jednom metru krychlovém spalin na vstupu	kg/m_{SP}^3
$m_{voda m_N^3 SPOUT}$	Množství vody v jednom metru krychlovém spalin na výstupu	kg/m_{SP}^3
$\omega_{vodaOUT}$	Objem syté vodní páry v jednom metru krychlovém spalin na výstupu	m^3/m_{SP}^3

$m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}$	Množství vzniklého $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$	kg/s
$m_{Ca(OH)_2}$	Množství nezreagovaného sorbentu	kg/s
m_{bal}	Množství balastu a příměsí vstupujících v sorbentu	kg/s
c_{TZL}	Koncentrace tuhých znečišťujících látek ve spalinách, které opouštějí elektrostatický odlučovač	mg/m ³ _N
m_{TZL}^{IN}	Množství tuhých znečišťujících látek, které přicházejí se spalinami do absorbéru	kg/s
m_{prod}	Množství produktu odsíření	kg/s
$m_{prod4\%}$	Množství produktu s vlhkostí 4 %	kg/s
w_x	Podíl složek v produktu odsíření	-
$m_{prod}^{80\%}$	80 % produktu odsíření	kg/s
$m_{Ca(OH)_2}^{80\%}$	Množství nezreagovaného produktu v osmdesáti procentech produktu	kg/s
m_{sorb}^{HOD}	Hodinová spotřeba sorbentu bez zavedení recyklu	kg/h
$m_{sorbREC}^{HOD}$	Teoretická hodinová spotřeba sorbentu při zavedení recyklu	kg/h
m_{vodaIN}^{HOD}	Hodinová spotřeba procesní vody	kg/h
m_{prod}^{HOD}	Hodinová tvorba odsířovacího produktu	kg/h
m_{xHOD}^{OUT}	Maximální hodinová produkce emisí x vypuštěných komínem	kg/h
V_{SPreal}^{IN}	Reálný tok spalin při vstupní teplotě	m ³ /s
V_{SPreal}^{OUT}	Reálný tok spalin při výstupní teplotě	m ³ /s
$v_{SP}^{kouř}$	Zvolená požadovaná rychlost spalin v kouřovodech	m/s
S_x	Průřezy jednotlivých úseků kouřovodů	m ²
a_x	Zvolená šířka jednotlivých kouřovodu	m
b_x	Zvolená výška jednotlivých kouřovodu	m
$v_{xSP}^{Nkouř}$	Přepočítaná rychlost spalin na navržený rozměr	m/s
t_{IN}	Teplota na vstupu do absorbéru	°C
$t_{zadrž}^N$	Minimální navrhovaná doba zadrž. spalin v absorbéru	s
d_{ABS}	Průměr absorbéru odvozený ze vztahu pro objem válce	m
$t_{zadrž}^{real}$	Reálná doba zadrž. spalin v absorbéru	s
v_F^N	Zvolená filtrační rychlost	m/min
d_{ex}	Ekvivalentní průměr daného kouřovodu	m
$\nu_1^{150^\circ C}$	Kinematická viskozita spalin při teplotě 150 °C	m ² /s
λ_x	Třecí součinitel	-
$\Delta p_{třx}$	Ztráta třením	Pa
Δp_{mx}	Místní tlaková ztráta	Pa
Δp_C^{ABS}	Tlaková ztráta v absorbéru	Pa
Δp_C^{FILTR}	Tlaková ztráta tkaninových filtrů	Pa
Δp_C^{DeSOX}	Celková tlaková ztráta odsířovacího zařízení	Pa
Δp_C^{VSTUP}	Tlaková ztráta na vstupu do odsířovacího zařízení	Pa
Δp_C	Celková tlaková ztráta	Pa
P_v	Příkon ventilátoru	kW

SEZNAM OBRÁZKŮ

Obrázek 1 Podíl sektorů NFR na celkových emisích SO ₂ , 2017 [9]	16
Obrázek 2 Vývoj celkových emisí SO ₂ v letech 2008–2017 [9]	17
Obrázek 3 Specifické emisní limity pro spalovací stacionární zdroje, pro něž byla podána kompletní žádost o první povolení provozu 7. ledna 2013 nebo později nebo byly uvedeny do provozu po 7. lednu 2014 [12].....	19
Obrázek 4 Schéma injektáže sorbentu do různých sekcí [19]	24
Obrázek 5 Sekce s injektáží vápenných sorbentů [DDS]	24
Obrázek 6 Schéma technologie injektáže sorbentu do spalínovodu [22]	25
Obrázek 7 Schéma technologie odsiřování s CFB absorbérem [28]	26
Obrázek 8 Schéma polosuché rozprašovací absorpce [32].....	27
Obrázek 9 Hlava s pěti tryskami k distribuci suspenze [30]	28
Obrázek 10 Schéma mokrá vápencové metody [34]	30
Obrázek 11 Schéma rozprašovacího absorbéru s nucenou oxidací [35]	32
Obrázek 12 Mikrofotografie povrchu vzorků P1, P2 a P3 se zvětšením: (a) x10000, (b) x20000 [26]	36
Obrázek 13 Mechanismus hydrátového pláště [44].....	36
Obrázek 14 Schéma navrženého odsiřovacího systému	40
Obrázek 15 Graf závislosti účinnosti odsiřování na poměru Ca/S [57]	45
Obrázek 16 Schéma návrhu kouřovodů.....	54
Obrázek 17 Průběh tlaku v odsiřovacím zařízení	62
Obrázek 18 Prostorové řešení odsiřovací technologie.....	63
Obrázek 19 Prostorové řešení odsiřovacího zařízení - přední pohled	63
Obrázek 20 Prostorové řešení kouřovodů (na obrázku červeně).....	64
Obrázek 21 Prostorové řešení kouřovodů (na obrázku červeně).....	64
Obrázek 22 Prostorové umístění absorbéru (zeleně).....	65
Obrázek 23 Schéma nadstavby absorbéru [63]	66
Obrázek 24 Prostorové umístění absorbéru - budova a elektrostatické odlučovače jsou pro lepší orientaci skryty	66
Obrázek 25 Prostorové umístění absorbéru - budova a elektrostatické odlučovače jsou pro lepší orientaci skryty	66
Obrázek 26 Prostorové řešení dvojice tkaninových filtrů (modře)	67
Obrázek 27 Prostorové řešení zásobního sila sorbentu	68
Obrázek 28 Prostorové umístění nádrže na procesní vodu (modře).....	69
Obrázek 29 Prostorové řešení zásobního sila produktu odsiřování (oranžově).....	70
Obrázek 30 Prostorové řešení spalínových ventilátorů (žlutě).....	71

SEZNAM TABULEK

Tabulka 1 Minimální stupeň odsíření [3].....	19
Tabulka 2 Horní úroveň emisí spojené s nejlepšími dostupnými technikami (BAT-AEL) [mg/Nm^3] pro stávající zařízení (roční průměr) [13].....	20
Tabulka 3 Úrovně emisí spojené s nejlepšími dostupnými technikami (BAT-AEL) u emisí ze spalování odpadů do ovzduší (denní průměr) [mg/Nm^3] [49].....	20
Tabulka 4 Obsah síry a měrná sirnatost vybraných paliv [21].....	23
Tabulka 5 Porovnání nucené a přirozené oxidace [35].....	30
Tabulka 6 Porovnání sorbentů na bázi vápence a vápna s obsahem Mg [35].....	31
Tabulka 7 Porovnání působení jednotlivých aditiv vzhledem k použitému sorbentu [35].....	32
Tabulka 8 Srovnání kvality vápenců těžných ve vybraných dolech v ČR [4].....	34
Tabulka 9 Zadaný podíl jednotlivých paliv na uvolněném teple.....	38
Tabulka 10 Úrovně emisní spojené s BAT-AEL vztažené na suchý plyn při 6 % O_2 [13][49].....	38
Tabulka 11 Směsné emisní limity pro zadaný palivový mix pro suchý plyn při 6 % O_2	39
Tabulka 12 Tok a parametry spalin a kyselých složek.....	40
Tabulka 13 Zadané objemové složení vlhkých spalin.....	41
Tabulka 14 Molární hmotnosti prvků kyselých složek [50].....	42
Tabulka 15 Hustota složek spalin pro teplotu 150 °C [52].....	46
Tabulka 16 Entalpie [kJ/mN^3] složek spalin v závislosti na teplotě [4].....	47
Tabulka 17 Kinematická viskozita spalin v závislosti na teplotě [2].....	58
Tabulka 18 Průběh vypočítaných tlakových ztrát v zařízení.....	61

SEZNAM PŘÍLOH

- SCHEMA_ODSIRENI182984 – Schéma navrženého odsiřovacího zařízení
- PREDNI_ODSIRENI182984 – Přední pohled na navržené odsiřovací zařízení
- BOCNI_ODSIRENI182984 – Boční pohled na navržené odsiřovací zařízení
- DISPOZICE_ODSIRENI182984 – Dispoziční řešení navrženého odsiřovacího zařízení