



ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

**Fakulta strojní
Ústav energetiky**

Výběr a návrh optimální metody odsíření
Selection and design of the optimal desulphurization plant

Diplomová práce

Studijní program: Teoretický základ strojního inženýrství

Vedoucí práce: prof. Ing. František Hrdlička CSc.

Bc. Petr NUHLÍČEK

Praha 2017



ZADÁNÍ DIPLOMOVÉ PRÁCE

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení:	Nuhlíček	Jméno	Petr	Osobní číslo:	396987
Fakulta/ústav:	Fakulta strojní				
Zadávací katedra/ústav:	Ústav energetiky				
Studijní program:	Strojní inženýrství				
Studijní obor:	Energetika				

II. ÚDAJE K DIPLOMOVÉ PRÁCI

Název diplomové práce:

Výběr a návrh optimální metody odsíření

Název diplomové práce anglicky:

Selection and design of the optimal desulphurization plant

Pokyny k vypracování:

Navrhnete odsiřovací jednotku pro parní kotle 30 t/h, $p = 6,5 \text{ MPa}$ a $t = 510$, $t_{nv} = 135$ pro palivo Bílina hruboprach hp1 s ohništěm Inveltfluid a pro emisní limit 1100 mg/m^3

Provedte výpočty spalin, kontrolu složení, rešerši dostupných řešení a návrh dvou řešení, která porovnáte z hlediska investičních a provozních nákladů dle skutečného provozního zatížení kotle, včetně odpadového hospodářství.

Seznam doporučené literatury

Hrdlička F., Janeba B. Ekologie energetických zařízení
firemní podklady

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) diplomové práce:


prof. Ing. František Hrdlička, Ústav energetiky, FS

Jméno a pracoviště druhé(ho) vedoucí(ho) nebo konzultanta(ky) diplomové práce

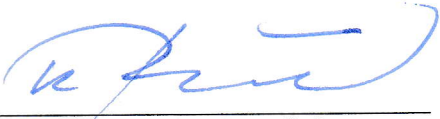
-

Datum zadání diplomové práce: **18. 04. 2017** Termín odevzdání diplomové práce **02. 06. 2017**

Platnost zadání diplomové práce: **31. 12. 2018**


Podpis vedoucí(ho) práce


Podpis vedoucí(ho)
ústavu/katedry

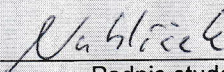

Podpis děkana(ky)

III. PŘEVZETÍ ZADÁNÍ

Diplomant bere na vědomí, že je povinen vypracovat diplomovou práci samostatně, bez cizí pomoci, s výjimkou poskytnutých konzultací. Seznam použité literatury, jiných pramenů a jmen konzultantů je třeba uvést v diplomové práci.

28.4.2017

Datum převzetí zadání



Podpis studenta

Anotční list

- Jméno autora:** Bc. Petr Nuhliček
- Název DP:** Výběr a návrh optimální metody odsíření
- Anglický název:** Selection and design of the optimal desulphurization plant
- Akademický rok:** 2016/2017
- Ústav:** Ú12115 – Ústav energetiky
- Vedoucí DP:** prof. Ing. František Hrdlička CSc.
- Konzultant:**
- Bibliografické údaje:** Počet stran: 94
Počet obrázků: 21
Počet tabulek: 24
Počet příloh: 0
- Klíčová slova:** spaliny, oxid siřičitý, odsířování, emisní limity, stechiometrie, náklady na odsíření
- Keyword:** flue gas, sulphur oxid, desulphurization, emission limit, stoichiometry, cost of desulfurization
- Anotace:** Předmětem této diplomové práce je návrh odsíření spalin energetického zařízení, ve kterém se spaliny neodsíří na požadovanou úroveň. Je tedy nutné navrhnout dodatečnou odsířovací technologii. Teoretická část práce obsahuje rozbor emisních limitů oxidu siřičitého a popis jednotlivých možných metod odsíření. V praktické části práce je proveden stechiometrický výpočet spalin, bilance toku spalin a síry. Dále jsou navrženy dvě různé technologie dodatečného odsíření, které jsou porovnány z bilančního a nákladového hlediska.
- Abstract:** Subject of this master's thesis is to design a technology of a flue gas desulphurization of energy facility, in which the combustion products are not esulphurized to the required level. It is necessary to build a additional device for the desulphurisation. Theoretical part of the thesis contains analysis of emission limits of sulphur dioxide and description of various methods for flue gas desulphurisation. In practical part there is performed a stoichiometric calculation of the flue gas, balance of flue gas flow and balance of sulfur. In the thesis are proposed two techlonogies of additional device for the desulphurisation, which are compared in terms of the balance and costs.

Bibliografická citace

NUHLÍČEK, P. *Výběr a návrh optimální metody odsíření*. Praha, 2017. Diplomová práce. České vysoké učení technické v Praze, Fakulta strojní. Vedoucí práce prof. Ing. František Hrdlička CSc.

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem diplomovou práci s názvem „Výběr a návrh optimální metody odsíření“ vypracoval samostatně pod vedením vedoucího práce, s použitím podkladů, které jsou uvedeny na konci diplomové práce v seznamu použitých zdrojů.

V Praze, dne

Podpis:

Poděkování

Děkuji vedoucímu bakalářské práce prof. Ing. Františku Hrdličkovi CSc. za odborné konzultace, rady a věnovaný čas při tvorbě diplomové práce. Poděkování také patří všem, kteří mi byli při vypracování diplomové práce nápomocni. Zejména Ing. Kamilu Neprašovi, který mi velice pomohl svými radami a zkušenostmi. Dále bych chtěl poděkovat své rodině, která mě podporovala po celou dobu mého studia.

Děkuji.

Obsah

1.	Úvod	8
2.	Základní charakteristika SO _x	9
3.	Emisní limity oxidů síry	10
4.	Technologie využívané pro snižování emisí SO _x	12
4.1.	Suché metody	12
4.1.1.	Injektáž sorbentu do přípravy paliva	12
4.1.2.	Injektáž sorbentu do topeniště	13
4.1.3.	Injektáž sorbentu do kouřovodu	14
4.1.4.	Kombinovaná injektáž	15
4.1.5.	Suchá pračka s cirkulujícím fluidním ložem (CFB)	16
4.2.	Polosuché metody	17
4.2.1.	Rozprašovací absorpce	17
4.2.2.	Souběžné odsířování	19
4.3.	Mokré metody	20
4.3.1.	Mokrý vápencová metoda	20
4.3.2.	Mokrý magnezitová metoda	22
4.3.3.	Mokrý čpavková metoda	23
4.3.4.	Metoda vypírání mořskou vodou	24
4.4.	Srovnání metod odsíření	25
4.5.	Vápenné sorbenty	26
5.	Parametry energetického bloku	27
5.1.	Výpočet složení spalín	28
5.2.	Výpočet kotle	32
5.2.1.	Účinnost kotle	32
5.2.2.	Výpočet toku spalín	36
6.	Bilanční výpočty	37
6.1.	Tok spalín	37
6.2.	Bilance síry	39
7.	Suché odsířování s CFB absorbérem	41
7.1.	Bilance sorbentu	43
7.2.	Bilance vody	45

7.3.	Bilance produktů odsíření:	50
7.4.	Roční vyhodnocení.....	53
8.	Polosuché odsiřování s rozprašováním suspenze	55
8.1.	Bilance sorbentu.....	57
8.2.	Bilance vody.....	58
8.3.	Bilance produktů odsíření:	61
8.4.	Roční vyhodnocení.....	64
9.	Návrh zařízení	65
9.1.	Rozměry kouřovodů.....	65
9.2.	Rozměry absorbérů	66
9.2.1.	Návrh CFB absorbéru.....	66
9.2.2.	Návrh rozprašovacího absorbéru.....	67
9.3.	Rozměr nádrže procesní vody	68
9.4.	Rozměr síla sorbentu.....	69
9.5.	Rozměr síla produktů odsíření	71
9.6.	Rozměry tkaninového filtru	71
9.7.	Návrh ventilátoru	72
9.7.1.	Ventilátor pro suchou metodu odsíření	74
9.7.2.	Ventilátor pro polosuchou metodu odsíření	75
9.7.3.	Přehled zařízení	75
10.	Srovnání variant.....	76
10.1.	Parametry technologie.....	76
10.2.	Náklady	77
10.2.1.	Investiční náklady.....	77
10.2.2.	Provozní náklady.....	79
10.3.	Zhodnocení.....	82
11.	Závěr.....	83
12.	Seznam použitých zdrojů	85
13.	Seznam použitých symbolů a zkratek	87
14.	Seznam obrázků.....	91
15.	Seznam tabulek.....	92

1. Úvod

Získání tepla a elektrické energie je každodenní potřebou lidské civilizace. Ovšem jejich výroba prostřednictvím spalovacích zařízení na tuhá, plynná či kapalná paliva s sebou rovněž přináší také negativní následky. Jedním z nich je tvorba škodlivin, které obsahují spaliny ze spalovacího zařízení. Tyto plynné nebo tuhé látky jsou vypouštěny do ovzduší, čímž napomáhají k znečišťování životního prostředí. Je tedy snaha omezit uvolňování těchto znečišťujících látek do ovzduší. Při spalování fosilních paliv jsou ve spalinách obsaženy NO_x , SO_x , CO , CO_2 , tuhé znečišťující částice a v menším zastoupení také těžké kovy, fluorovodík, halogenové sloučeniny, nespálené uhlovodíky, nemetanové těkavé organické látky a dioxiny. Všechny tyto látky mají negativní vliv na životní prostředí.

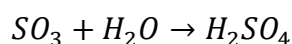
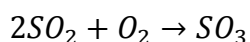
Emise oxidů síry pocházejí zejména ze síry obsažené v palivu, při jejímž spalování dochází k její oxidaci, čímž vzniká oxid siřičitý SO_2 a v menším zastoupení oxid siřový SO_3 . Tyto složky jsou obsaženy v nebezpečně vysoké koncentraci ve spalinách. Pro ochranu životního prostředí byly vytvořeny právní předpisy, ze kterých vyplývá velikost povolené koncentrace oxidu siřičitého ve spalinách pro jednotlivé typy energetických zdrojů. V případě, že spaliny nesplňují dovolenou koncentraci oxidu siřičitého, je nutné ke zdroji instalovat odsiřovací technologie. V těchto technologiích dochází k procesu reakce zásaditých odsiřovacích látek s kyselými oxidy síry. Výsledkem tohoto procesu je snížení koncentrace oxidu siřičitého ve spalinách a tvorba produktu odsíření. Typů odsiřovacích procesů je velké množství, každý proces má svou danou účinnost odsíření, své výhody a nevýhody.

Tato práce se zabývá odsiřováním spalin. Budou zde popsány jednotlivé odsiřovací technologie. Rovněž zde bude proveden praktický výběr odsiřovací technologie na energetický zdroj o výkonu do 50 MW spalujícího uhlí. Na základě jejich vlastností budou vybrány dvě technologie, na kterých bude proveden základní bilanční výpočet. Tento výpočet slouží jako podklad, dle kterého budou odsiřovací metody porovnány z bilančního a nákladového hlediska.

2. Základní charakteristika SO_x

Do skupiny látek označovaných jako SO_x je zahrnut oxid siřičitý SO₂ a oxid sírový SO₃. Tyto látky vznikají při spalování paliv obsahující síru. Fosilní paliva obsahují síru jako anorganické siřníky nebo organické sloučeniny. Například u uhlí se síra nachází jako síra elementární, pyritická, organická a síra ve formě solí. Při spalovacím procesu vznikají oxidy síry, které jsou zastoupeny zejména oxidem siřičitým SO₂. V mnohem menším množství také na SO₃, u pevných paliv takto oxidují přibližně 4 % síry v paliva.

Oxid siřičitý je charakterizován jako bezbarvý štiplavý plyn s teplotou varu -10,2°C. Je nehořlavý a rozpouští se ve vodě za vzniku kyselého roztoku. Jeho rozpustnost je silně závislá na teplotě. Oxid sírový vzniká oxidací SO₂ a může být transformován na kyselinu sírovou.



Oxid siřičitý může způsobovat širokou škálu negativních dopadů jak na životní prostředí, tak na zdraví člověka. Po určité době se z něj v ovzduší prostřednictvím fotochemické nebo katalytické reakce vytváří oxid sírový. Ten je hydratován vzdušnou vlhkostí na aerosol kyseliny sírové. Kyselina sírová má schopnost reagovat s alkalickými částicemi prашného aerosolu za vzniku síranů. Tyto sírany se poté postupně usazují na zemský povrch, popřípadě jsou z ovzduší odstraněny srážkami. Při nedostatku alkalických částic v ovzduší dochází k okyselení srážkových vod až na pH pod hodnotu 4. Toto je způsob, kterým oxidy síry společně s oxidy dusíku tvoří takzvané kyselé deště. Ty pak mohou být větrem přenášeny na velké vzdálenosti a způsobit značná poškození lesních porostů i průmyslových plodin, uvolňují z půdy kovové ionty, poškozují mikroorganismy, znehodnocují vodu a mohou způsobit úhyn ryb. Oxidy síry byly také podstatnou příčinou vzniku tzv. smogu „londýnského typu“.

Oxidy síry také negativně působí přímo na člověka. Při kontaktu s vyššími koncentracemi oxidu siřičitého dochází u osob k poškození očí a dýchacích orgánů. Opakované vystavení může způsobit ztrátu čichu, nevolnosti, závratě a bolesti hlavy.

Právě z těchto důvodů je čím dál větší snaha zabránit nadměrnému vypouštění oxidu siřičitého do ovzduší. [8]

3. Emisní limity oxidů síry

Emisní limity oxidů síry stanovují platné právní předpisy, které určují povolenou úroveň znečišťování ovzduší, čímž chrání životní prostředí. Po roce 1990 prošla právní ochrana v České republice výraznými změnami. Tyto kroky se poté výrazně pozitivně projeví na změně kvality ovzduší. Zásady ochrany ovzduší stanovil Zákon o ochraně ovzduší před znečišťujícími látkami č. 309/1991 Sb. a jeho novela v roce 1992. Od 1. 6. 2002 začal platit nový Zákon o ochraně ovzduší č. 86/2002 Sbírky zákonů. V současné době je v České republice platný Zákon o ochraně ovzduší 201/2012 Sb., který stanovuje příslušné úrovně znečištění, způsob jejich posuzování a vyhodnocení, práva a povinnosti provozovatelů zdrojů a rovněž nástroje ke snižování znečišťování ovzduší. Zákon je stanoven tak, aby vyhovoval příslušným předpisům Evropské unie. [2]

S limitními koncentracemi znečišťujících látek v ovzduší souvisí definice následujících pojmů:

- a) Emisní limit – Míra povoleného znečišťování atmosféry. Vyjádřen jako nejvyšší přípustná koncentrace škodliviny v emitovaném plynu [$\text{g} \cdot \text{m}_\text{N}^{-3}$], hmotnostní tok této látky [$\text{kg} \cdot \text{hod}^{-1}$], hmotnost škodliviny emitované na jednotku produkce [$\text{kg} \cdot \text{t}_{\text{výrobku}}^{-1}$], počet částic znečišťující látky na jednotku objemu, počet pachových jednotek na jednotku objemu nebo stupeň znečištění.
- b) Emisní strop - Nejvyšší přípustná úhrnná emise znečišťující látky nebo stanovené skupiny látek ze všech zdrojů znečišťování ovzduší nebo vymezené skupiny zdrojů, vyjádřená v hmotnostních jednotkách za období 1 roku na vymezeném území.
- c) Imisní limit - Nejvyšší přípustná hmotnostní koncentrace znečišťující látky v ovzduší na konkrétním místě. Obvykle vyjádřen jako [$\text{mg} \cdot \text{m}_\text{N}^{-3}$].
- d) Depoziční limit - znečištění ovzduší vyjádřené hmotnostním množstvím škodliviny na jednotku plochy [$\text{kg} \cdot \text{km}^{-2}$]. [5]

Konkrétní aktuálně platné emisní limity jsou stanoveny ve Vyhlášce o přípustné úrovni znečišťování a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší č. 415/2012 Sb. Tato vyhláška rovněž zpracovává příslušné předpisy Evropské unie. Jejím obsahem jsou obecné a specifické emisní limity, emisní stopy a podmínky jejich vyhodnocení a kontroly plnění, také stanovuje požadavky na kvalitu paliv, náležitosti provozní evidence a způsob uplatnění kompenzačních opatření. [3]

Tato vyhláška stanovuje závazné emisní limity, které se vztahují na energetický zdroj, na který bude navrhována odsířovací technologie v rámci této práce. Jedná se o specifické emisní limity pro spalovací stacionární zdroje o celkovém jmenovitém tepelném příkonu v rozsahu do 50 MW.

V této vyhlášce jsou specifické emisní limity rozlišeny dle velikosti tepelného příkonu zařízení a druhu spalovaného paliva. Emisní limity se vztahují na normální

stavové podmínky a suchý plyn při referenčním obsahu kyslíku. Pro pevná paliva je referenční obsah 6 %, pro biomasu 11 % a pro plynná či kapalná paliva 3 %.

Vyhláška stanovuje emisní limity pro oxid siřičitý, oxidy dusíku, oxid uhelnatý a tuhé znečišťující látky. Vyhláška stanovuje emisní limity platné do 31. prosince 2017 a nové, přísnější limity platící od 1. ledna 2018. Rovněž jsou ve vyhlášce uvedeny hodnoty pro specifické zdroje, na které se vztahují jiné emisní limity. Například do konce roku 2018 platí pro zdroj o výkonu 5-50MW s fluidním ložem snížený emisní limit oxidu siřičitého s hodnotou $1500 \text{ mg} \cdot \text{m}_\text{N}^{-3}$ [3]

Výpis emisních limitů pro malé zdroje platný do 31.12. 2017 je v ukázán v Tab. 1 platné limity po tomto datu jsou v Tab. 2.

Druh paliva	Specifické emisní limity [$\text{mg} \cdot \text{m}_\text{N}^{-3}$]											
	0,3 – 1 MW				1 – 5 MW				5-50 MW			
	SO ₂	NO _x	TZL	CO	SO ₂	NO _x	TZL	CO	SO ₂	NO _x	TZL	CO
Pevné	-	650	250	650	-	650	250	650	2500	650	150	400
Kapalné	-	500	-	175	-	500	100	175	1700	450	100	175
Plynné	-	200	-	100	-	200	-	100	900	200	50	100

Tab. 1 - Specifické emisní limity platné do 31. 12. 2017 [3]

Druh paliva	Specifické emisní limity [$\text{mg} \cdot \text{m}_\text{N}^{-3}$]											
	0,3 – 1 MW				1 – 5 MW				5-50 MW			
	SO ₂	NO _x	TZL	CO	SO ₂	NO _x	TZL	CO	SO ₂	NO _x	TZL	CO
Pevné	-	600	100	400	-	500	50	500	1500	500	30	300
Kapalné	-	130	-	80	-	130	50	80	1500	130	30	80
Plynné	-	100	-	50	-	100	-	50	-	100	-	80

Tab. 2 - Specifické emisní limity platné po 31. 12. 2017 [3]

4. Technologie využívané pro snižování emisí SO_x

Technologie zajišťující snížení emisí oxidu síry ve spalinách z energetického průmyslu jsou velmi rozšířené. Tento proces je založen na reakci kyselých složek spalin se zásaditou látkou, tedy sorbentem. Způsobů odsíření spalin je velké množství. Dají se systematicky rozdělit do určitých kategorií. První možnost dělení je dle způsobu zachycení SO₂:

- a) Cyklické – Regenerativní
- b) Necyklické – Neregenerativní

U cyklických procesů se aktivní látka po reakci s oxidy síry regeneruje a vrací se tedy zpět do procesu. Tyto metody zpravidla vykazují menší množství potřeby dodávaného sorbentu. Výsledný produkt odsíření lze dále zpracovat a využít pro tvorbu kyseliny sírové či samotné síry. Cyklické procesy odsíření jsou ovšem velmi technologicky složité, s čímž jsou spojeny vysoké investiční a provozní náklady.

V necyklickém procesu probíhá reakce aktivní látky s oxidem siřičitým a do procesu se již znovu nevrací. Odpadním produktem je na konci procesu dále využitelný materiál jako energosádrovec či síran amonný. Tyto procesy se vyznačují velkou spotřebou sorbentu jakožto aktivní látky a množstvím odpadu, který se musí dále zpracovat. Výhodou je ovšem menší technologická složitost, s níž jsou spojeny nižší investiční a provozní náklady. [7]

Mnohem častěji je ovšem využíváno dělení dle fáze, při které dojde k zachycení SO₂. Je tedy možné procesy rozdělit na:

- a) Suché metody odsíření
- b) Polosuché metody odsíření
- c) Mokré metody odsíření

4.1. Suché metody

U suchých procesů se aktivní látka při reakci s oxidem siřičitým nachází v tuhém skupenství. Odsiřovací sorbent je dávkován přímo do paliva, spalovacího zařízení či do spalin. Metoda využívá principu adsorpce SO₂ a SO₃ na povrchu suchého sorbentu, kterým může být CaCO₃, Ca(OH)₂ nebo CaO. [4]

4.1.1. Injektáž sorbentu do přípravy paliva

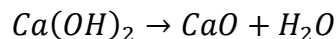
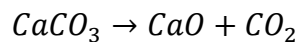
Tento způsob se řadí k technologicky nejjednodušším. Během přípravy paliva je do něj dávkován vápenec či hašené vápno, které na sebe následně váže vzniklé oxidy síry. Jednoduchostí tohoto procesu jsou dány jeho nízké investiční náklady, ovšem také malý stupeň odsíření, čímž nesplňuje současné požadavky. Také je nutné dodržet rovnoměrné

promísení sorbentu se sírou, což je v provozu velmi náročné, neboť koncentrace síry v palivu se mění. Může tedy dojít k předávkování sorbentu a zvýšení provozních nákladů. Této metody je často využíváno s dalšími metodami odsíření. [8]

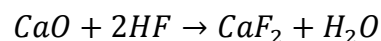
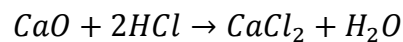
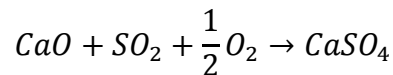
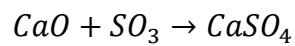
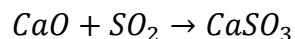
4.1.2. Injektáž sorbentu do topeniště

Při této metodě je suchý sorbent přímo dávkován do spalovacího prostoru. Jako sorbentu je využíváno nejčastěji CaCO_3 a Ca(OH)_2 . Vzhledem k vysoké teplotě, která je ve spalovacím prostoru, dochází ke kalcinaci sorbentu a vzniku reaktivních částic oxidu vápenatého. Jeho povrch poté reaguje s oxidy síry a dalšími kyselými složkami spalin jako jsou například chlorovodík a fluorovodík, které na sebe váže. Výsledkem této reakce je suchý pevný odpad ve formě síranu či siřičitanu vápenatého, který se odloučí v elektrostatickém odlučovači nebo v tkaninovém filtru.

Ve spalovacím zařízení díky vysoké teplotě nejprve probíhá dehydratace nebo dekarbonizace:

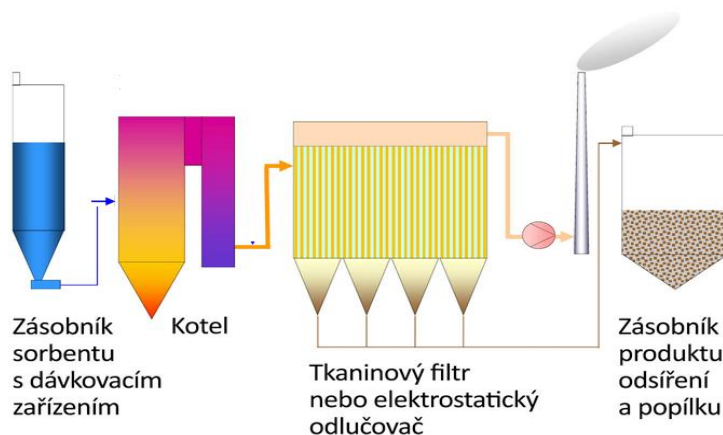


Odsíření a vazba dalších škodlivých látek nastávají v další fázi:



Nejpříznivější teplotní oblast, při které mají tyto reakce probíhat, je od 800°C do 1100°C . Při vyšších teplotách je povrch sorbentu nataven a nemůže na jeho povrchu dojít k odsířovacím reakcím. Kvalitu tohoto procesu ovlivňuje promíchání sorbentu a spalin, relativní rychlost mezi částicemi a plynem. Důležité je také vysoká jemnost mletí sorbentu, čímž je větší reakční povrch a dochází k zvýšení účinnosti procesu. U nadměrného dávkování sorbentu do kotle hrozí riziko zanášení jeho teplosměnných ploch. Při optimálním nastavení provozu procesu je jeho účinnost odsíření 50 %. Při nástřiku vody do spalin před odlučovačem dochází k zvýšení účinnosti procesu. Účinnost je možné zvýšit recyklováním reakčního produktu, který se zachytí v elektrostatickém odlučovači či tkaninovém filtru a jeho opětovném zavedení do kotle. Proces je vhodný pro paliva s malým obsahem síry a pro malá spalovací zařízení. Díky jednoduchosti metody má proces malé nároky na údržbu a provoz. [5]

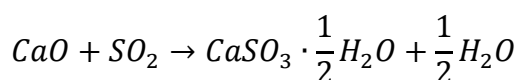
Technologie je schematicky znázorněna na Obr. 1.



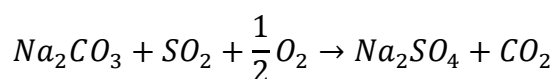
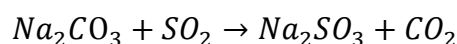
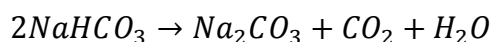
Obr. 1 - Schéma suchého odsířování spalin – Injektáž sorbentu do topeniště [10]

4.1.3. Injektáž sorbentu do kouřovodu

U této metody je sorbent dávkován do kouřovodu mezi kotlem a elektrostatickým odlučovačem či tkaninovým filtrem. Na trase k odlučovači dochází k reakci sorbentu a spalin. V odlučovači dochází k zachytávání produktu odsíření. Jako sorbent mohou být použity látky na bázi vápna či sodíku. Do kouřovodu je obvykle dávkován suchý vápenný hydrát (který je potřeba zvlhčit), sodná substance (zvlhčení nevyžaduje) či vápenná suspenze. Navlhčení sorbentu vodou slouží k aktivaci sorbentu pro zvýšenou absorpci SO₂. Pro vápenný sorbent platí reakce odsíření:

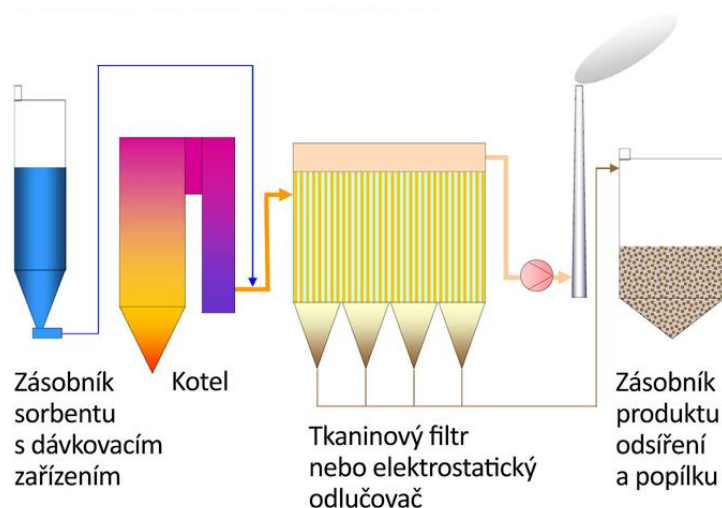


V případě použití sodíkové sorbentu:



Hydrogen uhličitán sodný neboli soda bikarbona se nastříkuje do kouřovodu a prostřednictvím tepelného rozkladu se rozloží na uhličitán sodný. Poté, co vnější povrch sorbentu uhličitánu sodného zreagoval s oxidem siřičitým na siřičitan nebo síran, dochází k zaslepení pórů sorbentu a reakce se zpomaluje. Pro pokračování reakce se musí částice sorbentu dále rozkládat. Tímto rozkladem dochází k uvolňování vody a CO₂, čímž se v částici vytváří síť volného prostoru. Tento proces způsobí odhalení čerstvého reakčního sorbentu a umožní SO₂ opětovně difundovat do částice. Nastává tedy 5 až 20-ti násobné zvětšení povrchové plochy oproti té původní. [1]

Suchý sorbent musí být do spalin vmíchán tak, aby vznikla homogenní směs spalin a sorbentu. Účinnost procesu je silně závislá na teplotě a vlhkosti spalin. První optimální teplotní pásmo pro dávkování sorbentu se pohybuje okolo 350°C, to druhé je při teplotě spalin přibližně 130°C. [15]

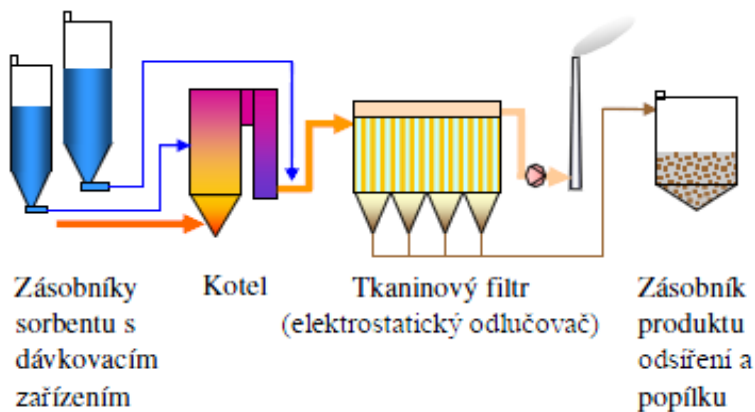


Obr. 2 – Schéma suchého odsiřování spalin – Injektáž sorbentu do kouřovodu [10]

Výhodou tohoto procesu je jeho jednoduchost, s ní spojené nízké investiční náklady a malá prostorová náročnost. Metoda ovšem dosahuje nízké účinnosti přibližně 60 %, neboť pouze 15 až 30 % sorbentu reaguje s oxidem siřičitým. Ke zvýšení účinnosti procesu se částice sorbentu zvlhčují vodou, či je využíváno zachycení produktu odsíření, v němž se nachází nezreagovaný sorbent a jeho opětovné zavedení do procesu. Technologie je schematicky znázorněna na Obr. 2.[11]

4.1.4. Kombinovaná injektáž

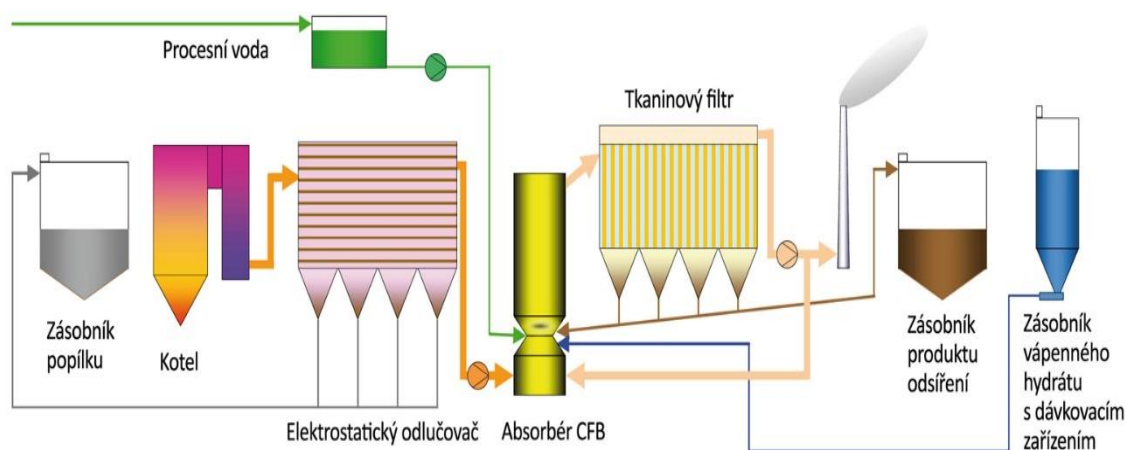
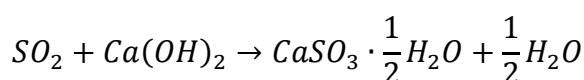
Při této metodě dochází k dávkování sorbentu do topeniště a zároveň do kouřovodu. Tato metoda spojuje všechny vlastnosti jednotlivých metod, z kterých se skládá. Kombinace těchto metod vede ke zvýšení účinnosti zachycení oxidů síry. Jako sorbent, který se dávkuje do kotle, může být použit vápenec či vápenný hydrát. Ovšem sorbent, který je dávkován do kouřovodu, už není vápenec, neboť by vzhledem k nízké teplotě nedošlo k jeho rozkladu, který je nutný pro další odsiřovací reakce. Kombinace dvou suchých metod odsíření vede k zvýšení účinnosti při malém zvýšení investičních nákladů. Technologie je schematicky znázorněna na Obr. 3 [13]



Obr. 3 - Schéma suchého odsiřování spalin – Kombinovaná injektáž [10]

4.1.5. Suchá pračka s cirkulujícím fluidním ložem (CFB)

U této odsiřovací technologie je dávkován suchý sorbent Ca(OH)_2 do speciálního reaktoru s cirkulujícím fluidním ložem. Tento sorbent je mírně zvlhčován. Voda je také v procesu použita na ochlazení spalin. I přes toto dávkování vody do technologie se jedná o suchou metodu, jelikož výsledný produkt odsíření je v pevném stavu a v technologii není připravována vápenná suspenze. V CFB absorběru se spaliny dostanou do kontaktu se sorbentem. V absorběru je rozprašována procesní voda, které spaliny předají své teplo, tak aby odsiřovací reakce probíhala při optimální teplotě. Tato teplota je obvykle 80°C . Při této teplotě je dosaženo vysoké účinnosti odsíření a zároveň je při ní minimální riziko zanášení a zalepování technologie sorbentem a produkty odsíření. Díky teplu spalin dojde k odpaření vody, spaliny proudí kouřovodem do tkaninového filtru, kde dojde k zachycení produktů odsíření. Reakční rovnice odsíření:



Obr. 4 - Schéma suchého odsiřování spalin – CFB absorbér [10]

CFB reaktor má zúžený profil nádoby, kterou proudí spaliny vzhůru, čímž je dosaženo takové rychlosti spalin, aby se i velké částice sorbentu nacházely ve vznosu a vznikala tak fluidní vrstva. Profil reaktoru se dále rozšiřuje, čímž klesá rychlost spalin a i menší částice zůstávají ve vznosu. V této dýze je vytvořeno relativně stabilní fluidní lože, ve kterém zůstávají částice zadrženy, čímž je zvýšena účinnost procesu a dochází ke snížení spotřeby sorbentu. K udržení stabilní fluidní vrstvy je využíváno trysek pro zajištění rovnoměrného rychlostního pole spalin, tlaková ztráta fluidní vrstvy slouží k řízení toku spalin a sorbentu do fluidní vrstvy. Dlouhou dobou setrvání částic sorbentu se spalinami a tedy schopnosti využít velké množství sorbentu, je výrazně ovlivněna účinností odsíření, která dosahuje 90 %. Provoz procesu se snadno udržuje, neboť nepotřebuje velkou údržbu strojních zařízení, tedy čerpadel odolných k abrasivní suspenzi, míchaček, rotačních rozprašovačů a zařízení k odvodňování suspenze. [1] [10] [15]

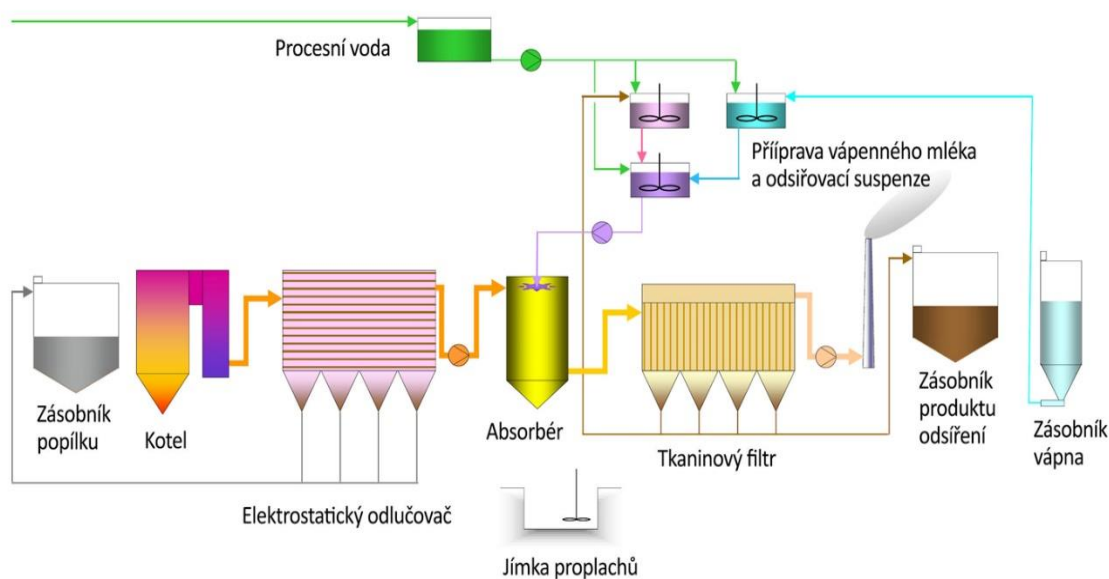
Technologie je schematicky znázorněna na Obr. 4.

4.2. Polosuché metody

U polosuché metody odsířování je k odstranění oxidů síry ze spalin používána vápenná suspenze, která je rozprašována v odsířovacím absorbéru, kde dochází k reakci se spalinami. Tato technologie využívá poznatku, že vlhká částice vápenného sorbentu intenzivněji absorbují SO_2 a dochází tedy ke zvýšení účinnosti procesu. Polosuchá metoda dosahuje účinnosti 80 až 90 %. [4]

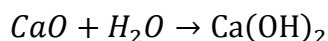
4.2.1. Rozprašovací absorpce

Podstatou této metody je rozprašení suspenze sorbentu na jemné kapky přímo do proudu spalin. Pro tuto metodu slouží jako sorbent vápenatá suspenze hydroxidu vápenatého $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Tato suspenze obvykle vzniká přímo v technologii hašení páleného vápna CaO s přebytkem vody, do níž je také přidáván recyklovaný produkt odsíření. Spaliny vstupují do absorbéru, kde jsou ochlazeny na optimální teplotu, čímž předají své teplo vodě, která se vypaří. Tyto zchlazené spaliny reagují se suspenzí. Pro průběh tohoto procesu je nutná určitá časová rezerva, přibližně 10 až 15 sekund. Vzniklé produkty odsíření jsou suché. Tyto produkty jsou následně zachyceny v tkaninovém filtru. K absorpci SO_2 dochází především v absorbéru, ovšem odsíření probíhá v následném odprašovacím zařízení. Díky prodloužení kontaktu sorbentu se spalinami se až 40 % odsíření uskuteční v tkaninovém hadicovém filtru. Jako ideální teplota spalin, při které je odsířování provozováno v absorbéru je teplota okolo 80°C . [10] [6]

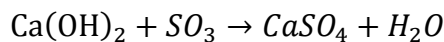
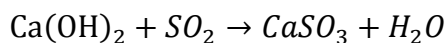


Obr. 5 - Schéma polosuché metody – Rozprašovací absorpce [10]

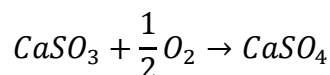
V technologii probíhá nejprve reakce tvorby vápenné suspenze:



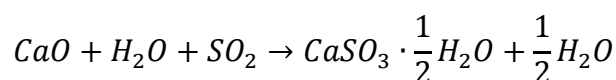
Absorpce:



Dochází také k přeměně siřičitanu vápenatého na síran vápenatý:



Výsledná rovnice je tedy:



Pro tyto reakce je velmi důležitá vlhkost spalin. Čím je částice vlhčí, tím rychleji odsíření probíhá. Absorbér je řízen tak, aby teplota spalin na jeho výstupu byla blízká teplotě sytosti vodních par ve spalinách, tak je dosaženo maximální účinnosti. Proces je navržen tak, aby došlo k odpaření veškeré procesní vody a výsledný produkt odsíření byl v podobě suchého prášku. V případě zvýšené vlhkosti produktu dochází k nežádoucímu ucpávání absorbéru, kouřovodu a filtru. Procesní strop technologie představuje toto vypaření vody pro vysušení produktu. Tepelná kapacita spalin rovněž limituje množství odsířovací suspenze v procesu. Rozprašení suspenze je možné v případě, že koncentrace sušiny v suspenzi je okolo 35 % hm. [11]

Nejdůležitější součástí absorbéru jsou rozprašovací trysky pro vápennou suspenzi. Jedná se zpravidla o určitý typ rotačního rozprašovače (anomizér) nebo soustavu tlakovzdušných trysek. Rotační rozprašovač je umístěn v klenbě absorbéru, kde vstřikuje a rozprašuje kapičky vápenné suspenze. Na vstupu do absorbéru jsou spaliny rozděleny tím způsobem, že přibližně 60 % spalin přichází zařízením pro rozptyl spalin umístěným v klenbě. Zbytek spalin vstupuje středovým rozprašovačem. Pro účinné promísení spalin a sorbentu slouží regulace těchto dvou proudů a lopatky rozprašovače. Je nutné kontrolovat stav rozstříkových trysek, aby docházelo ke kvalitnímu a konstantnímu rozstříku. Trysky musí mít minimální riziko ucpávání a malou tlakovou ztrátu. Rovněž musí odolat erozi působením vápna a korozi působením spalin. [6]

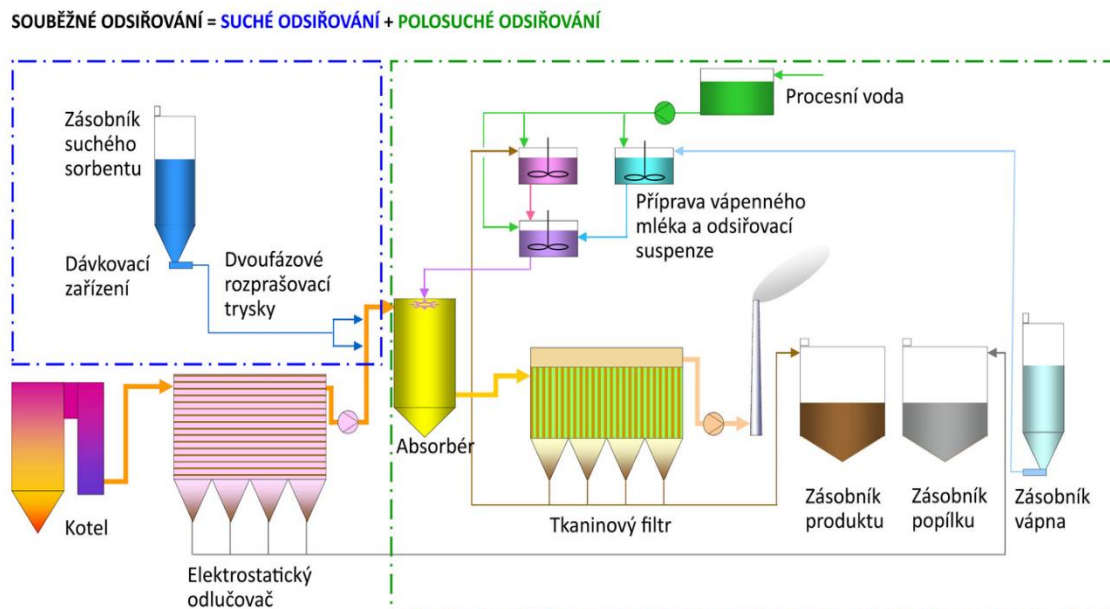
V produktech odsíření se nachází 10 až 40 % nezreagovaného vápna. Zlepšení využití sorbentu je prováděno citlivou regulací poměru vody a sorbentu při přípravě suspenze a recirkulací zpět do absorbéru. Dále se produkt ukládá do zabezpečených skládek. Odpadní produkt se musí upravit, jelikož obsahuje nezreagované vápno a může nastat riziko vyluhování nebezpečných složek. Proto se míšením s vodou a popílkem z produktu vytvoří stabilní zneškodnitelný stabilizát. [1]

Technologie je schematicky znázorněna na Obr. 5.

4.2.2. Souběžné odsiřování

Při souběžném odsiřování je možné do polosuchého procesu přivádět větší množství sorbentu, než umožňuje klasické polosuché odsiřování, které je omezeno svým procesním stropem. Zvýšením toku sorbentu dojde k navýšení účinnosti procesu odsíření. Ve svém základě se jedná o polosuchou metodu s rozprašovacím absorbérem, ovšem před tuto technologii je napojen systém suchého odsiřování, v němž je před vstupem spalin do kouřovodu dávkován suchý sorbent. [12]

Samotné suché odsíření v kouřovodu není pro technologii příliš výrazné, neboť má velmi malý stupeň odsíření. Je tomu tak z důvodu, že teplota zde není obvykle příliš vhodná a rozprašený sorbent setrvá v kontaktu se spalinami velmi krátkou dobu. K většímu odsíření spalin dochází v absorbéru, kde je vhodná doba setrvání 10 až 15 vteřin a vhodná teplota spalin přibližně 80 °C. Částice sorbentu jsou tedy smíšeny se suspenzí, od které získají vlhkost a aktivně se účastní procesu polosuchého odsiřování v absorbéru. [12]



Obr. 6- Schéma polosuché metody – Souběžné odsiřování [10]

Technologie polosuchého odsíření není instalací dávkováním suchého sorbentu nijak negativně ovlivněna, platí tedy pro ni stále stejné provozní podmínky. Ovšem je nutné přesně řídit dávkování jednotlivých suspenzí. Technologie umožňuje přesouvat procento odsíření na celkovém odsíření spalin mezi oběma procesy změnou podílu dávkování jednotlivých sorbentů. Tok suchého sorbentu a tok suchého recyklovaného produktu odsíření není procesně jinak omezen. Dochází také ke zmenšení rizika zanášení a tvorby úsad sorbentu. [10] [12]

Technologie je schematicky znázorněna na Obr. 6.

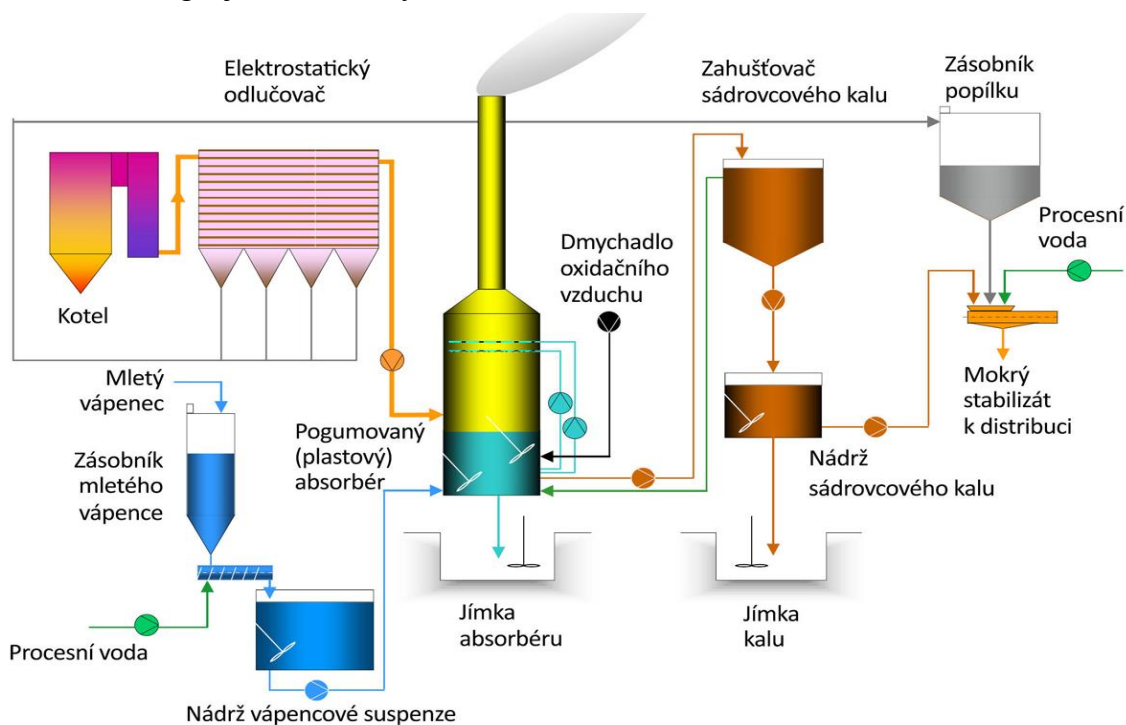
4.3. Mokré metody

Mokré metody oxid siřičitý a další kyselé složky odstraňují ze spalin prostřednictvím mokré suspenze sorbentu. Produkty odsíření jsou u tohoto procesu rovněž mokré. Těto metody je nejčastěji využíváno k odsířování spalin velkých energetických bloků s vysokými požadavky na účinnost procesu, nejrozšířenější je metoda mokré vápencové vypírky. Tyto procesy jsou investičně nejnáročnější, ovšem provozní náklady na dávkování sorbentu jsou úsporné. Mokrá metoda odsířování dosahuje běžně účinnosti 90 až 95 %. [13]

4.3.1. Mokrá vápencová metoda

Mokrá vápencová metoda využívá principu chemické technologie vypírání plynů. Nejvíce využívaným sorbentem, který slouží k přípravě suspenze je mletý vápenec. V suspenzi je obsaženo i velké množství recyklovaného produktu odsíření. Suspenze je jemně rozprášena a velkým tokem vstupuje do absorberu, kde dochází k chlazení spalin a ke kontaktu s oxidy síry a jejich intenzivnímu vypírání. Produktem odsíření u mokré vápencové metody je sádrovcový kal, který je označován jako energosádrovec. Tento produkt je nutné zahustit nebo vysušit, neboť obsahuje velké množství příměsí, jako jsou rozpustné soli. Pro jeho úpravu je nutná výstavba speciální technologie, která dle způsobu jeho dalšího využití či ukládání, produkt zahustí či vysuší do požadovaného stavu. Vzniklý produkt je poté až 90 % tvořen z pevné fáze. Tento energosádrovec může být použit jako náhrada přírodního sádrovce pro výrobu cementu, obkladových desek, či omítky. [5] [7]

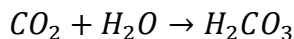
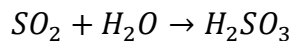
Technologie je schematicky znázorněna na Obr. 7.



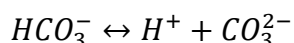
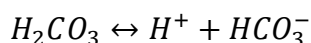
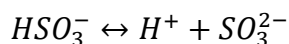
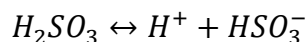
Obr. 7 - Schéma mokré vápencové metody [10]

Během procesu odsíření touto metodou probíhají reakce následovně:

Rozpuštění CO_2 a SO_2 ve vodě a tvorba kyselin:

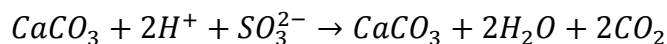
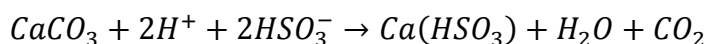


Disociace kyseliny uhličitě a siřičité:



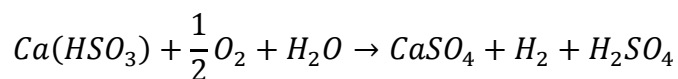
Při disociaci dochází k uvolnění iontů vodíků, které zapříčiní snížení hodnoty pH, čímž je snížena absorpční schopnost prací suspenze. Ionty vodíku jsou odstraněny neutralizací.

Neutralizace:

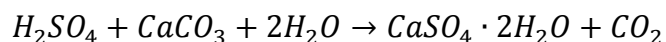


Rychlost rozpuštění vápence je určena závislostí na koncentraci vodíkových iontů a při poklesu pH klesá. Ionty vápníku, chloridů a siřičitanů mají negativní vliv na rychlost rozštěpení vápence. Optimální hodnota pH v oxidační zóně je 4,5 až 5,5. V absorpční zóně 5 až 6 pH.

Oxidace:



Konečným produktem odsířování je sádrovec, vzniká oxidací hydrogen siřičitanu vápenatého.



Kyselina sírová dále reaguje s vápencem a vodou za vzniku sádrovce a oxidu uhličitého.

Krystalizace:

Absorbér je rozdělen na zónu absorpční, oxidační a krystalizační. Krystalizační zóna se nachází v kalovém prostoru absorbéru pod oxidační zónou. Zde se zvětšují malé krystalky sádrovce na větší rozměr, čímž jsou poté dobře filtrovatelné. Optimálního průběhu krystalizace je dosaženo při koncentraci sádrovce v suspenzi 100 g/l. Aby byla suspenze schopna další absorpce, je vápenec postupně přidáván do krystalizační zóny. [13]

Absorbér je před kyselým prostředím chráněn pogumováním a speciální ocelí. V prostoru absorbéru je rozprašovaná odsiřovací suspenze, která reaguje s oxidy síry. Spaliny poté míří do odlučovače mlžných kapek, označovaného jako demister a vypouštějí se komínem absorbéru do atmosféry.

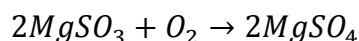
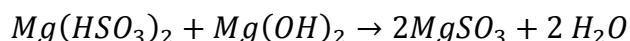
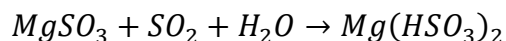
Hlavní výhodou tohoto procesu je velmi vysoká účinnost odsíření spalin 90 až 95 %, odstranění 80 % HF, 90 % HCl, 80 % popílku, 10 % NO_x a 90 % stopových sloučenin těžkých kovů. Nevýhodou jsou velmi vysoké investiční náklady, ovšem ty jsou částečně kompenzovány nevelkými provozními náklady. Což je způsobeno pokročilou automatizací, spolehlivostí provozu a možností prodávat produkty vzniklé odsířením. [1] [13]

4.3.2. Mokrý magnezitová metoda

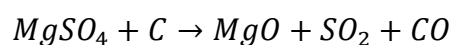
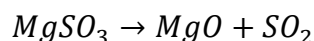
Hydroxid hořečnatý je u této metody použit jako sorbent. Jedná se o regenerativní metodu, nesmí proto dojít ke kontaminaci produktu při absorpci SO₂. Ze spalin jsou nejprve důkladně odstraněny tuhé znečišťující látky, HCl a HF. Podobně jako u vápencové vypírky i zde je suspenze rozprašována v absorbéru. V absorbéru dojde k ochlazení spalin suspenzí a oxid siřičitý je absorbován, čímž vzniká síran hořečnatý a siřičitan hořečnatý. Vzniklý plyn směřuje do vysušení a poté do regenerační technologie, tam je siřičitan hořečnatý při teplotě 900°C tepelně rozkládán na oxid siřičitý a oxid hořečnatý. Tyto složky jsou odděleny a schlazeny. Oxid siřičitý může být dále zpracován na kyselinu sírovou, oxid hořečnatý se vrací zpět do procesu. [1] [9]

Reakční rovnice procesu:

Absorpce SO₂:



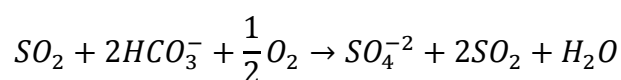
Regenerace za vzniku MgO, který se vrací do procesu:



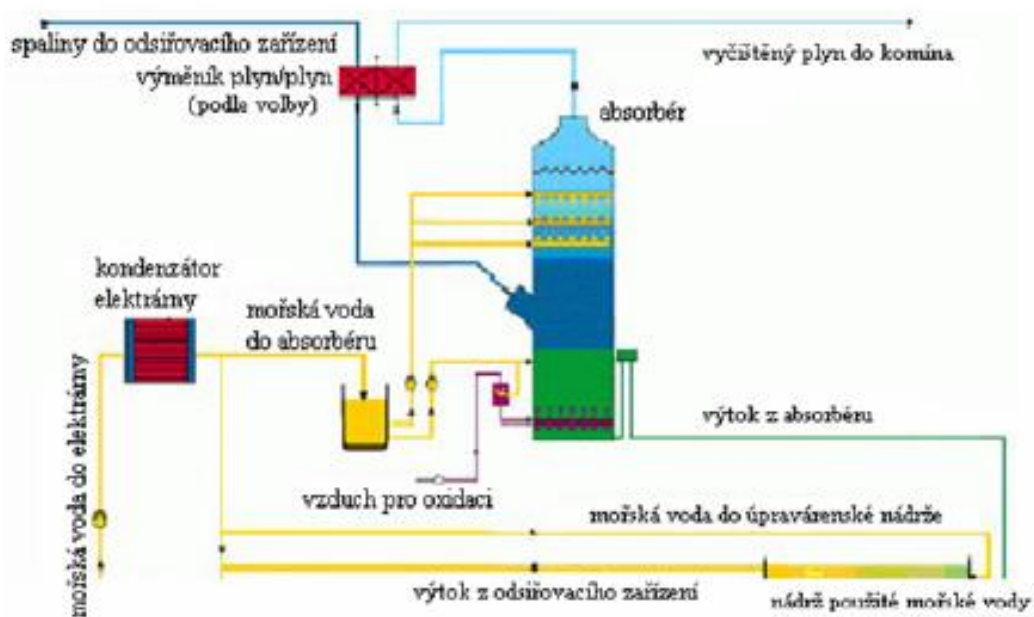
4.3.4. Metoda vypírání mořskou vodou

Mořská voda má schopnost neutralizovat oxid siřičitý ze spaliny. Tohoto poznatku je u této metody využíváno. Poté, co jsou spaliny zbaveny pevných částic v tkaninovém filtru či elektrostatickém odlučovači, putují do absorberu. V absorberu je intenzivně rozprašována mořská voda, s níž přicházejí spaliny do kontaktu. V důsledku přítomnosti kyselých uhličitů v mořské vodě dochází k absorpci oxidu siřičitého. Je nutné zajistit optimální hodnotu pH pro oxidaci, čehož je dosaženo smíšením kyselého roztoku vystupujícího z absorberu proudem mořské vody. Při absorpci oxidu siřičitého vznikl kyselý siřičitan, jehož oxidaci zahajuje vzduch, který je do procesu dodáván. Touto oxidací vzniká kyselý síran a dojde k odstranění CO₂. Voda se poté z procesu vrací zpět do moře. Před jejím vypuštěním je potřeba ji nasýtit kyslíkem a upravit její pH na původní hodnotu. [1] [9]

Reakční rovnice procesu:



Technologie je schematicky znázorněna na Obr. 9.



Obr. 9 - Schéma metody vypírání mořskou vodou [1]

4.4. Srovnání metod odsíření

Výhody

▪ Suché metody

- + Jednoduchost, málo zařízení
- + Nenáročná obsluha a údržba
- + Nízké investiční náklady
- + Suchý produkt, jeho jednoduché skladování

▪ Polosuché metody

- + Vyšší účinnost
- + Nižší provozní náklady
- + Suchý produkt

▪ Mokrý metody

- + Nejvyšší účinnost
- + Nejnižší provozní náklady
- + Odstranění dalších znečišťujících látek
- + Využitelný, prodejný produkt odsíření

Nevýhody

- Nižší účinnost
- Větší spotřeba sorbentu a nutnost jeho vysoké kvality

- Vyšší provozní náklady

- Mokrý suspenze, riziko ucpání, nálepů
- Technologicky více náročné
- Vyšší investiční náklady

- Technologicky náročné
- Mokrý suspenze, riziko ucpání, nálepů
- Mokrý produkt, nutná úprava, nutná další technologie
- Složitý skladování, doprava a výluhy produktu

Každá jednotlivá technologie má svá specifika, stejně tak každý energetický zdroj, který je předmětem odsíření. Výběr technologie ovlivní výkon energetického zdroje, emisní limit a s ním spojená nutná odsiřovací účinnost, vlastnosti paliva, prostorová variabilita zařízení, možnosti nakládání s produkty odsíření či dostupnost a cena sorbentu. Také je potřebné zohlednit ceny vstupních látek a vývoj emisních látek.

4.5. Vápenné sorbenty

Vápenné sorbenty patří v České republice mezi nejvíce rozšířené a používané sorbenty, vzhledem ke svojí dostupnosti a ceně. Mezi vápenné sorbenty se řadí uhličitan vápenatý CaCO_3 , jež se získává z vytěženého vápence. Ten je možné tepelně upravit tzv. hasit, čímž vznikne oxid vápenatý CaO neboli pálené vápno. Další postupnou úpravou může být směšování s vodou tzv. hašení, čímž vzniká hydroxid vápenatý Ca(OH)_2 neboli hašené vápno. Požadavky na vlastnosti vápenných sorbentů jsou definovány pomocí:

a) Složení

Sorbent by měl být co nejčistší, jelikož chemická reakce odsíření probíhá jen mezi CaO a SO_2 , ostatní látky jsou balastní příměsi, jejichž koncentrace a složení má negativní vliv na odsiřovací schopnost sorbentu. Balastní látky jsou obvykle obsaženy už v původní těžené hornině a nepodařilo se je úplně odstranit. Sorbent musí být co nejvíce stejnorodý (čistota nad 90 %) a jeho složení by se nemělo měnit.

b) Granulometrie

Granulometrie a s ní spojená jemnost namletí sorbentu, má zásadní vliv na velikost reakční plochy, která přichází do kontaktu s oxidem siřičitým.

c) Rozpustnost

Má vliv při použití vápenné suspenze jako sorbentu, neboť určuje koncentraci sorbentu v suspenzi. Rozpustnost klesá s rostoucí teplotou a je také ovlivněna čistotou sorbentu.

d) Reaktivita

Zásadní ukazatel, který udává, kolik procent sorbentu reaguje s oxidem siřičitým. Shrnuje všechny vlastnosti sorbentu a je proto rozhodujícím kritériem pro kvalitu sorbentu.

Provozní náklady podstatně ovlivňují výběr odsiřovací technologie. Náklady na dávkovaný sorbent majoritně tvoří náklady na odsiřovací proces. Je tudíž nutné vybrat správný sorbent. [13]

5. Parametry energetického bloku

Energetický zdroj, na němž bude proveden návrh možné technologie, je teoretický modelový příklad výtopny o výkonu přibližně 25 MW. Energetický blok se skládá z dvou parních kotlů o výkonu 30 tun páry za hodinu. Tlak přehřáté páry je 6,5 MPa a její teplota je 510 °C. Teplota napájecí vody je 135 °C. Uvažovaná výstupní teplota spalin z kotle je 140 °C.

Kotel disponuje ohništěm Inveltfluid. Spalováno je uhlí z dolu Bílina s označením hp1. I když se dle označení důlní společnosti jedná o nízkosirnaté uhlí, je pro splnění emisního limitu nutné spaliny doodsířit pomocí přídavné odsiřovací technologie.

Zákonem daný emisní limit SO₂ platící tento typ zařízení je 1 500 mg · m_N⁻³. Ovšem dnes již některá města pro tyto provozy požadují limit 1 100 mg · m_N⁻³. Právě pro tento přísnější limit bude návrh technologie probíhat.

Spaliny jsou z kotle odváděny do elektrostatického odlučovače. Je uvažováno, že na jeho výstup bude napojena nově instalovaná technologie odsíření.

▪ Jmenovité parametry zdroje a technologie odsíření

Parametr	Hodnota	Jednotka
Parní výkon kotle	30	t/hod
Jmenovitý výkon kotle	~25	MW
Teplota spalin na výstupu z kotle	140	°C
Požadovaná výstupní koncentrace SO ₂	1 100	mg · m _N ⁻³

Tab. 3- Jmenovité parametry zdroje a technologie odsíření

▪ Analýza paliva

Společnost Severočeské doly a.s., která je dodavatelem spalovaného uhlí o výhřevnosti 17 MJ · kg⁻¹, ve svém katalogu uvádí následující prvkový rozbor paliva. [17]

Složení paliva:

Složka	<i>W^r</i>	<i>A^d</i>	<i>C^d</i>	<i>S^r</i>	<i>H^{daf}</i>	<i>N^{daf}</i>
[%]	29,00	13,10	64,00	0,84	5,70	0,88

Tab. 4 - Složení paliva

Jelikož některé hodnoty jsou uvedené svým procentuálním složením v hořlavině či v bezvodném stavu, je pro další výpočty nutné provést přepoččet do původního stavu.

Přepočet:

$$A^r = A^d \cdot (1 - W^r) = 0,131 \cdot (1 - 0,29) = 0,093 = 9,3 \%$$

$$C^r = C^d \cdot (1 - W^r) = 0,64 \cdot (1 - 0,29) = 0,454 = 45,4 \%$$

$$H^r = H^{daf} \cdot (1 - W^r - A^r) = 0,057 \cdot (1 - 0,29 - 0,093) = 0,035 = 3,5 \%$$

$$N^r = N^{daf} \cdot (1 - W^r - A^r) = 0,0088 \cdot (1 - 0,29 - 0,093) = 0,005 = 0,5 \%$$

Parametry spalovaného uhlí s označení hp 1 jsou:

$$Q_i^r = 17 \text{ MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Výsledný přepočet paliva je shrnut v Tab. 5.

Složka	W^r	A^r	C^r	S^r	H^r	N^r	O^r
[%]	29,0	9,3	45,4	0,8	3,5	0,5	11,4

Tab. 5 - Výsledný přepočet paliva

5.1. Výpočet složení spalin

Stechiometrický výpočet vychází z prvkového rozboru paliva. Ve výpočtu je uvažován model dokonalého spalování.

Minimální objem kyslíku potřebného pro dokonalé spálení 1 kg paliva:

$$O_{o_2 \min} = 22,39 \cdot \left(\frac{C^r}{12,01} + \frac{H^r}{4,032} + \frac{S^r}{32,06} - \frac{O^r}{32} \right)$$

$$O_{o_2 \min} = 22,39 \cdot \left(\frac{0,454}{12,01} + \frac{0,035}{4,032} + \frac{0,080}{32,06} - \frac{0,114}{32} \right)$$

$$O_{o_2 \min} = 0,9688 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Minimální objem suchého vzduchu potřebného k dokonalému spálení 1 kg paliva:

$$O_{vS \min} = \frac{O_{o_2 \min}}{0,21} = \frac{0,9688}{0,21} = 4,6134 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem suchého vzduchu pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{vS \alpha} = O_{vS \min} \cdot \alpha = 4,6134 \cdot 1,3 = 5,9974 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Minimální objem vlhkého vzduchu potřebného k dokonalému spálení 1 kg paliva:

$$O_{vV \min} = O_{vS \min} \cdot \chi = 4,6134 \cdot 1,016 = 4,6872 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem vlhkého vzduchu pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{vV \alpha} = O_{vV \min} \cdot \alpha = 4,6872 \cdot 1,3 = 6,0933 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem oxidu uhličitého ve spalinách:

$$O_{CO_2} = \frac{22,26}{12,01} \cdot C^r + 0,0003 \cdot O_{VS \min} = \frac{22,26}{12,01} \cdot 0,454 + 0,0003 \cdot 4,6134$$

$$O_{CO_2} = 0,8436 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem oxidu siřičitého ve spalinách

$$O_{SO_2} = \frac{21,89}{32,06} \cdot S^r = \frac{21,89}{32,06} \cdot 0,008 = 0,0057 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem dusíku ve spalinách:

$$O_{N_2} = \frac{22,4}{28,016} \cdot N^r + 0,7805 \cdot O_{VS \min} = \frac{22,4}{28,016} \cdot 0,005 + 0,7805 \cdot 4,6134$$

$$O_{N_2} = 3,6051 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem argonu ve spalinách:

$$O_{Ar} = 0,0092 \cdot O_{VS \min} = 0,0092 \cdot 4,6134 = 0,0424 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Minimální objem suchých spalin:

$$O_{SS \min} = O_{CO_2} + O_{SO_2} + O_{N_2} + O_{Ar} = 0,8436 + 0,0057 + 3,6051 + 0,0424$$

$$O_{SS \min} = 4,4969 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Přírůstek objemu suchých spalin pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{SS \alpha}^{\Delta V} = (\alpha - 1) \cdot O_{VV \min} = (1,3 - 1) \cdot 4,6872 = 1,4062 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Přírůstek objemu oxidu uhličitého ve spalinách:

$$O_{CO_2}^{\Delta V} = O_{SS \alpha}^{\Delta V} \cdot 0,0003 = 1,4062 \cdot 0,0003 = 0,0004 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem oxidu uhličitého v suchých spalinách pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{CO_2 \alpha}^{SS} = O_{CO_2} + O_{CO_2}^{\Delta V} = 0,8436 + 0,0004 = 0,8440 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem oxidu siřičitého v suchých spalinách pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{SO_2 \alpha}^{SS} = O_{SO_2} = 0,0057 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Přírůstek objemu dusíku ve spalínách:

$$O_{N_2}^{\Delta V} = O_{SS\alpha}^{\Delta V} \cdot 0,7805 = 1,4062 \cdot 0,7805 = 1,0975 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem dusíku v suchých spalínách pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{N_2\alpha}^{SS} = O_{N_2} + O_{N_2}^{\Delta V} = 3,6051 + 1,0975 = 4,7026 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Přírůstek objemu argonu ve spalínách:

$$O_{Ar}^{\Delta V} = O_{SS\alpha}^{\Delta V} \cdot 0,0092 = 1,4062 \cdot 0,0092 = 0,0129 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem argonu v suchých spalínách pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{Ar\alpha}^{SS} = O_{Ar} + O_{Ar}^{\Delta V} = 0,0424 + 0,0129 = 0,0554 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Přírůstek objemu kyslíku ve spalínách:

$$O_{O_2}^{\Delta V} = O_{SS\alpha}^{\Delta V} \cdot 0,21 = 1,4062 \cdot 0,21 = 0,2953 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem kyslíku v suchých spalínách pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{O_2\alpha}^{SS} = O_{O_2}^{\Delta V} = 0,2953 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Skutečné množství suchých spalín pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{SS\alpha} = O_{CO_2\alpha}^{SS} + O_{SO_2\alpha}^{SS} + O_{N_2\alpha}^{SS} + O_{Ar\alpha}^{SS} + O_{O_2\alpha}^{SS}$$

$$O_{SS\alpha} = 0,8440 + 0,0057 + 4,7026 + 0,0554 + 0,2953 = 5,9030 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem vodní páry v objemu $O_{VV\min}$:

$$O_{H_2O}^V = O_{VV\min} - O_{VS\min} = 4,6872 - 4,6134 = 0,0738 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Objem vlhkých spalín:

$$O_{H_2O}^S = \frac{44,8}{4,032} \cdot H^r + \frac{22,4}{18,016} \cdot W^r + O_{H_2O}^V$$

$$O_{H_2O}^S = \frac{44,8}{4,032} \cdot 0,035 + \frac{22,4}{18,016} \cdot 0,2900 + 0,0738$$

$$O_{H_2O}^S = 0,8251 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Celkový objem vlhkých spalín pro přebytek vzduchu α s hodnotou 1,3:

$$O_{SV\alpha} = O_{SS\alpha} + O_{H_2O}^S = 5,9030 + 0,8251 = 6,7282 \text{ m}_N^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

Procentuální zastoupení oxidu uhličitého ve vlhkých spalinách:

$$\omega_{CO_2}^{SV} = \frac{O_{CO_2}^{SS} \alpha}{O_{SV} \alpha} = \frac{0,8440}{6,7282} = 0,1254 = 12,54 \%$$

Procentuální zastoupení oxidu siřičitého ve vlhkých spalinách:

$$\omega_{SO_2}^{SV} = \frac{O_{SO_2}^{SS} \alpha}{O_{SV} \alpha} = \frac{0,0057}{6,7282} = 0,000852 = 0,0852\%$$

Procentuální zastoupení dusíku ve vlhkých spalinách:

$$\omega_{N_2}^{SV} = \frac{O_{N_2}^{SS} \alpha}{O_{SV} \alpha} = \frac{4,7026}{6,7282} = 0,6989 = 69,89 \%$$

Procentuální zastoupení argonu ve vlhkých spalinách:

$$\omega_{Ar}^{SV} = \frac{O_{Ar}^{SS} \alpha}{O_{SV} \alpha} = \frac{0,0554}{6,7282} = 0,0082 = 0,82 \%$$

Procentuální zastoupení kyslíku ve vlhkých spalinách:

$$\omega_{O_2}^{SV} = \frac{O_{O_2}^{SS} \alpha}{O_{SV} \alpha} = \frac{0,2953}{6,7282} = 0,0439 = 4,39 \%$$

Procentuální zastoupení vodních par ve vlhkých spalinách:

$$\omega_{H_2O}^{SV} = \frac{O_{H_2O}^S \alpha}{O_{SV} \alpha} = \frac{0,8251}{6,7282} = 0,1226 = 12,26 \%$$

5.2. Výpočet kotle

Ze zadaných parametrů bude stanovena odpovídající maximální velikost toku spalin. Je nutné tedy použít vztahy pro výrobní teplo páry, množství paliva přivedené do kotle a s tím související stanovení účinnost kotle.

5.2.1. Účinnost kotle

Účinnost kotle bude stanovena nepřímou metodou. Teplo přivedené do kotle na 1 kg paliva bude bráno jako výhřevnost paliva stanovená katalogem dovozce paliva. Výpočet redukované výhřevnosti není proveden z důvodu, že není blíže specifikována úprava paliva před vstupem do kotle. Obě hodnoty se od sebe výrazně neliší.

Koeficienty nutné pro výpočty tepelných ztrát byly voleny po odborné konzultaci. [14]

▪ Ztráta mechanickým nedopalem

Ztráta mechanickým nedopalem představuje ztrátu nespálenou hořlavinou v tuhých zbytcích popela, škváře či strusce. Koeficienty pro výpočet jsou zobrazeny v Tab. .

	Podíl hořlaviny			Podíl popela		
Škvára	C_s	6	[%]	X_s	62	[%]
Úlet	C_u	15	[%]	X_u	30	[%]

Tab. 6 - Rozdělení poměru nedopalu

Ztráta nedopalem ve škváře:

$$Z_{cs} = \frac{C_s}{1 - C_s} \cdot X_s \cdot \frac{A^r}{Q_{i\ red}} \cdot Q_{cs} = \frac{0,06}{1 - 0,06} \cdot 0,62 \cdot \frac{0,093}{17\ 000} \cdot 32\ 600 = 0,00706$$

Ztráta nedopalem v úletu:

$$Z_{cú} = \frac{C_u}{1 - C_u} \cdot X_u \cdot \frac{A^r}{Q_{i\ red}} \cdot Q_{cú} = \frac{0,15}{1 - 0,15} \cdot 0,30 \cdot \frac{0,093}{17\ 000} \cdot 32\ 600 = 0,00944$$

Celková ztráta mechanickým nedopalem:

$$Z_c = Z_{cs} + Z_{cú} = 0,00706 + 0,00944 = 0,0165 = 1,65 \%$$

▪ **Ztráta chemický nedopalem**

Ztráta chemickým nedopalem představuje ztrátu hořlavinou ve spalinách neboli teplo ztracené v důsledku přítomnosti nespálených plynů ve spalinách, především se kontroluje koncentrace oxidu uhelnatého.

$$Z_{CO} = \frac{0,2116 \cdot mgCO \cdot O_{SS\ min}}{(21 - O_{2\ ref}) \cdot Q_{i\ red}} = \frac{0,2116 \cdot 300 \cdot 4,4969}{(21 - 6) \cdot 17\ 000} = 0,00117 = 0,117 \%$$

▪ **Ztráta sáláním a vedením tepla do okolí**

Ztráta sáláním a vedením tepla do okolí se určuje podle jmenovitého parního výkonu kotle a stavbě kotle. Ztráta je odečtena z grafu dle odborné literatury.

$$Z_{sv} = 0,011 = 1,1 \%$$

▪ **Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků**

Tato ztráta je způsobena nevyžitím teplené energie v odchozích zbytcích.

Ztráta nedopalem ve škváře:

$$Z_{fs} = \frac{X_s}{1 - C_s} \cdot \frac{A^r}{Q_{i\ red}} \cdot c_s \cdot t_s = \frac{0,62}{1 - 0,06} \cdot \frac{0,093}{17\ 000} \cdot (0,71 + 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 600) \cdot 600$$

$$Z_f = Z_{fs} = 0,00219 = 0,219 \%$$

▪ **Ztráta citelným teplem spalin (tj. ztráta komínová)**

Tato ztráta nejvíce ovlivňuje celkovou účinnost kotle. Jedná se o teplo odcházející z kotle v kouřových plynech. Komínová ztráta závisí na teplotě spalin a přebytku vzduchu ve spalinách. Výpočet bude proveden pro výstupní teplotu spalin 140 °C, přebytek vzduchu roven 1,3 a teplotě okolního vzduchu 25 °C.

Pro zjištění tzv. komínové ztráty je nutné znát velikost entalpií spalin za kotlem a okolního vzduchu. Do vztahů byly dosazeny dříve vypočtené hodnoty a hodnoty měrných entalpií v kJ/Nm³ v závislosti na teplotě z Tab. 7 – Tabulka.

t [°C]	CO ₂	SO ₂	N ₂	Ar	H ₂ O	vzduch suchý	CO	O ₂	popílek [kJ/kg]
25	41,62	46,81	32,53	23,32	39,1	32,57	32,49	32,78	20,2
100	170,0	191,2	129,5	93,07	150,6	132,3	132,3	131,7	80,4
200	357,5	394,1	259,9	186,0	304,5	266,2	261,4	267,0	170,0

Tab. 7 – Tabulka měrných entalpií [18]

Výpočet entalpií:

Entalpie stechiometrických spalin (pro $\alpha = 1$ a $t = 100$ °C):

$$I_{S \min}^{t=100^{\circ}\text{C}} = O_{\text{CO}_2} \cdot i_{\text{CO}_2}^t + O_{\text{SO}_2} \cdot i_{\text{SO}_2}^t + O_{\text{N}_2} \cdot i_{\text{N}_2}^t + O_{\text{Ar}} \cdot i_{\text{Ar}}^t + O_{\text{H}_2\text{O}}^S \cdot i_{\text{H}_2\text{O}}^t + a_{\text{ú}} \cdot A^r \cdot i_{\text{pop}}^t$$

$$I_{S \min}^{t=100^{\circ}\text{C}} = 0,8436 \cdot 170,0 + 0,0057 \cdot 191,2 + 3,6051 \cdot 129,5 + 0,0424 \cdot 93,07 + 0,8251 \cdot 150,6 + 0,30 \cdot 0,093 \cdot 80,8$$

$$I_{S \min}^{t=100^{\circ}\text{C}} = 741,84 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Entalpie minimálního množství vzduchu při teplotě $t = 100$ °C:

$$I_{V \min}^{t=100^{\circ}\text{C}} = O_{V S \min} \cdot i_{V S}^t + O_{\text{H}_2\text{O}}^V \cdot i_{\text{H}_2\text{O}}^t = 4,6131 \cdot 132,3 + 0,0738 \cdot 150,6$$

$$I_{V \min}^t = 621,43 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Entalpie spalin o teplotě $t = 100$ °C, které vzniknou spálením 1 kg paliva s přebytkem vzduchu $\alpha = 1,3$:

$$I_S^{t=100^{\circ}\text{C},\alpha} = I_{S \min}^t + (\alpha - 1) \cdot I_{V \min}^t = 741,84 + (1,3 - 1) \cdot 621,43$$

$$I_S^{t=100^{\circ}\text{C},\alpha} = 928,26 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Entalpie stechiometrických spalin (pro $\alpha = 1$ a $t = 200$ °C):

$$I_{S \min}^{t=200^{\circ}\text{C}} = O_{\text{CO}_2} \cdot i_{\text{CO}_2}^t + O_{\text{SO}_2} \cdot i_{\text{SO}_2}^t + O_{\text{N}_2} \cdot i_{\text{N}_2}^t + O_{\text{Ar}} \cdot i_{\text{Ar}}^t + O_{\text{H}_2\text{O}}^S \cdot i_{\text{H}_2\text{O}}^t + a_{\text{ú}} \cdot A^r \cdot i_{\text{pop}}^t$$

$$I_{S \min}^{t=200^{\circ}\text{C}} = 0,8436 \cdot 357,5 + 0,0057 \cdot 394,1 + 3,6051 \cdot 259,9 + 0,0424 \cdot 186 + 0,8251 \cdot 304,5 + 0,30 \cdot 0,093 \cdot 170$$

$$I_{S \min}^{t=200^{\circ}\text{C}} = 1504,70 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Entalpie minimálního množství vzduchu při teplotě $t = 200$ °C:

$$I_{V \min}^{t=200^{\circ}\text{C}} = O_{V S \min} \cdot i_{V S}^t + O_{\text{H}_2\text{O}}^V \cdot i_{\text{H}_2\text{O}}^t = 4,6131 \cdot 266,2 + 0,0738 \cdot 304,5$$

$$I_{V \min}^{t=200^{\circ}\text{C}} = 1\,250,48 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Entalpie spalin o teplotě $t = 200\text{ °C}$, které vzniknou spálením 1 kg paliva s přebytkem vzduchu $\alpha = 1,3$:

$$I_S^{t=200\text{°C},\alpha} = I_{S\min}^t + (\alpha - 1) \cdot I_{V\min}^t = 1504,70 + (1,3 - 1) \cdot 1250,48$$

$$I_S^{t=200\text{°C},\alpha} = 1\,879,84\text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Entalpie spalin o teplotě $t = 140\text{ °C}$, které vzniknou spálením 1 kg paliva s přebytkem vzduchu $\alpha = 1,3$:

$$I_S^{t=140\text{°C},\alpha} = I_S^{t=200\text{°C},\alpha} - I_S^{t=100\text{°C},\alpha} \cdot \frac{t_{\text{vstup}} - 100}{100} + I_S^{t=100\text{°C},\alpha}$$

$$I_S^{t=140\text{°C},\alpha} = (1\,879,84 - 928,26) \cdot \frac{140 - 100}{100} + 928,26$$

$$I_S^{t=140\text{°C},\alpha} = 1\,308,90\text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Entalpie minimálního množství vzduchu při teplotě $t = 30\text{ °C}$:

$$I_{V\min}^{t=30\text{°C}} = O_{VS\min} \cdot c_p^{\text{vzduch}} = 4,6131 \cdot 1,32 \cdot 30 = 182,68\text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Komínová ztráta

$$Z_k = (1 - Z_c) \cdot \frac{I_S^{t=140\text{°C},\alpha} - \alpha_k \cdot I_{V\min}^{t=30\text{°C}}}{Q_i} = (1 - 0,00704) \cdot \frac{1\,308,90 - 1,3 \cdot 182,68}{17\,000}$$

$$Z_k = 0,06258 = 6,26\%$$

▪ Celková ztráta kotle

Po zjištění všech dílčích ztrát můžeme stanovit celkovou ztrátu kotle. Souhrn ztrát je v Tab. 8

Ztráta mechanickým nedopalem	0,0165
Ztráta chemický nedopalem	0,00117
Ztráta sáláním a vedením tepla do okolí	0,011
Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků	0,00219
Ztráta citelným teplem spalin	0,06258

Tab. 8 – Přehled ztrát kotle

$$Z = Z_c + Z_{CO} + Z_{sv} + Z_f + Z_k$$

$$Z = 0,0165 + 0,00117 + 0,011 + 0,00219 + 0,06258 = 0,0934 = 9,34\%$$

▪ Účinnost kotle

$$\eta_k = 1 - Z = 1 - 0,0934 = 0,9066 = 90,66\%$$

5.2.2. Výpočet toku spalin

Potřebný tok spalin lze určit z výrobního tepla páry. Výrobní teplo páry jinak označuje celkový tepelný výkon kotle a udává potřebné množství tepla pro ohřev páry na požadované parametry. Dle zadání vyplývá, že parní výkon kotle je 30 t/hod což je 8,3 kg/s. Ve výpočtech není odluh uvažován. Entalpie přehřáté páry při tlaku 6,5 MPa a teplotě 510 °C je 3441,1 kJ · kg⁻¹. Entalpie napájecí vody při teplotě 135 °C je 567,77 kJ · kg⁻¹. [19]

Výrobní teplo páry:

$$Q_v = M_{pp} \cdot (i_{pp} - i_{nv}) = 8,3 \cdot (3441,1 - 567,77) = 23\,944 \text{ kW} \cong 24 \text{ MW}$$

Množství paliva přivedeného do kotle:

$$M_{pal} = \frac{Q_r}{Q_{ired} \cdot \frac{\eta_k}{100}} = \frac{23\,944}{17\,000 \cdot \frac{90,66}{100}} = 1,554 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1} = 5\,593 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Výpočtové množství spáleného paliva:

$$M_{pv} = M_{pal} \cdot (1 - Z_c) = 1,554 \cdot (1 - 0,0165) = 1,528 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok spalin při maximálním výkonu kotle:

$$V_{VS} = M_{pal} \cdot O_{SV\alpha} = 5\,593 \cdot 6,7282 = 37\,630 \text{ m}_N^3 \cdot \text{hod}^{-1}$$

6. Bilanční výpočty

Nejprve bude proveden výpočet toku spalin a bilance síry, což je společné pro oba návrhy. Výpočty jsou prováděny pro různá procentuální zatížení bloku. Rozsah je určený maximálním a minimálním objemovým tokem spalin. Minimální procentuální zatížení bloku bylo stanoveno na 60 % jmenovitého výkonu. Těchto hodnot ovšem kotle dosahují zřídka, proto je také uváděna průměrná hodnota zatížení bloku a tedy i objemového toku spalin v průběhu roku. Na průměrné zatížení bude koncipována technologie odsíření a musí tedy být snahou provozovatele tuto průměrnou a zároveň nejčastější hodnotu objemového toku splnit, i za využití recirkulace.

6.1. Tok spalin

Tok vlhkých spalin při maximálním výkonu kotle:

$$\dot{V}_{VS}^{O_2 4,39\%} = 37\,630 \text{ m}_N^3 \cdot \text{hod}^{-1} = 10,45 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok vlhkých spalin při maximálním výkonu bloku a referenčním obsahu kyslíku 6 %:

$$\dot{V}_{VS}^{O_2 6\%} = \dot{V}_{VS}^{O_2 4,39\%} \cdot \frac{21 - \omega_{O_2}^{SV}}{21 - \omega_{O_2 ref}^{SV}} = 10,45 \cdot \frac{21 - 4,39}{21 - 6} = 11,57 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok suchých spalin při maximálním výkonu bloku:

$$\dot{V}_{SS}^{O_2 4,39\%} = \dot{V}_{VS}^{O_2 4,39\%} \cdot \frac{100 - \omega_{H_2O}^{SV}}{100} = 10,45 \cdot \frac{100 - 12,26}{100} = 9,17 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok suchých spalin při maximálním výkonu bloku a referenčním obsahu kyslíku 6 %:

$$\dot{V}_{SS}^{O_2 6\%} = \dot{V}_{VS}^{O_2 6\%} \cdot \frac{100 - \omega_{H_2O}^{SV}}{100} = 11,57 \cdot \frac{100 - 12,26}{100} = 10,16 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

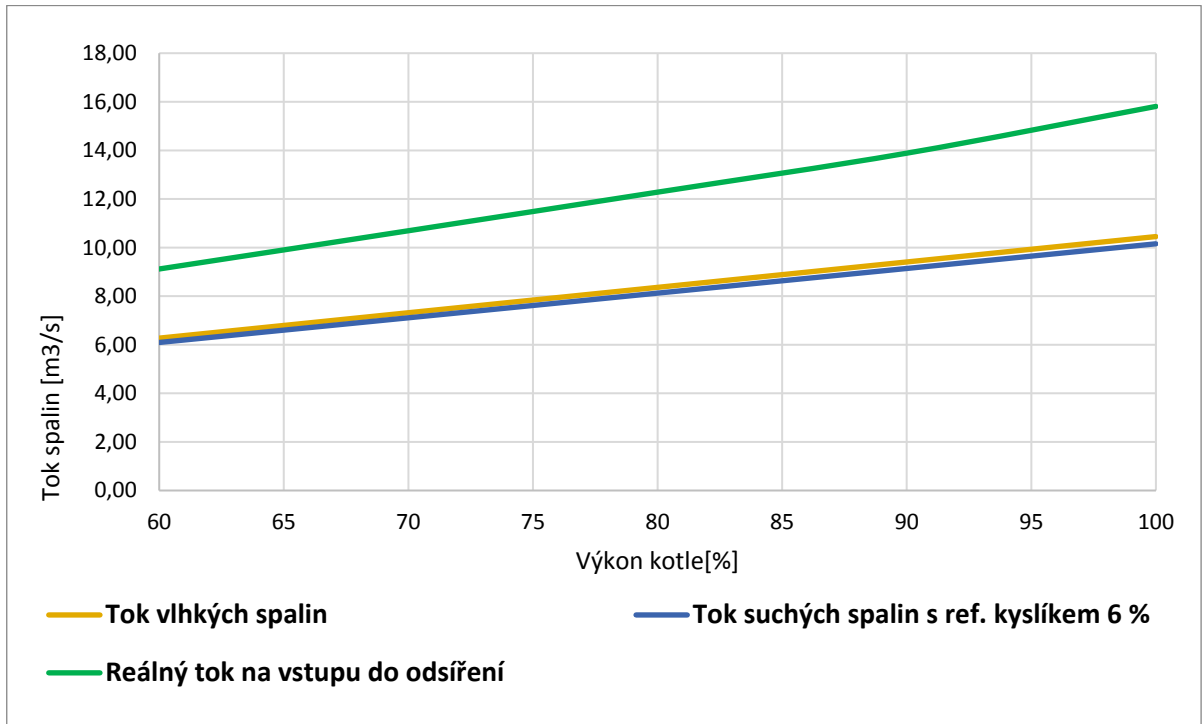
Reálný tok na vstupu do odsíření při teplotě 140°C:

$$\dot{V}_{VS, vstup}^{real} = \dot{V}_{VS}^{O_2 4,39\%} \cdot \frac{273,15 + t_{vstup}}{273,15} = 10,45 \cdot \frac{273,15 + 140}{273,15} = 15,81 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Reálný tok na výstupu z odsíření při teplotě 80°C:

$$\dot{V}_{VS, vystup}^{real} = \dot{V}_{VS}^{O_2 4,39\%} \cdot \frac{273,15 + t_{vstup}}{273,15} = 10,45 \cdot \frac{273,15 + 80}{273,15} = 13,51 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Na Obr. 10 je znázorněna závislost toku spalin na výkonu kotle.



Obr. 10 - Tok spalin v závislosti na výkonu zdroje

V Tab. 9 jsou číselně zobrazeny mezní hodnoty z Obr. 10.

Výkon bloku	Parametr	Hodnota	Jednotka
Maximální	Tok vlhkých spalin	10,45	$\text{m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$
	Tok suchých spalin při obsahu kyslíku 6 %	10,16	
	Reálný tok na vstupu do odsíření	15,81	
Průměrný	Tok vlhkých spalin	9,41	
	Tok suchých spalin při obsahu kyslíku 6 %	9,14	
	Reálný tok na vstupu do odsíření	13,88	
Minimální	Tok vlhkých spalin	6,27	
	Tok suchých spalin při obsahu kyslíku 6 %	6,09	
	Reálný tok na vstupu do odsíření	9,12	

Tab. 9 - Tok spalin v závislosti na výkonu zdroje

6.2. Bilance síry

Pro stanovení optimální metody odsíření a výběr vhodného sorbentu je nutné znát množství oxidů síry, které musí být v odsířovacím procesu ze spalin odstraněno. Vstupní koncentrace je dána stechiometrickým rozbohem. Výstupní koncentrace je určena požadavkem zadání.

Vstupní koncentrace oxidu siřičitého ve vlhkých spalinách:

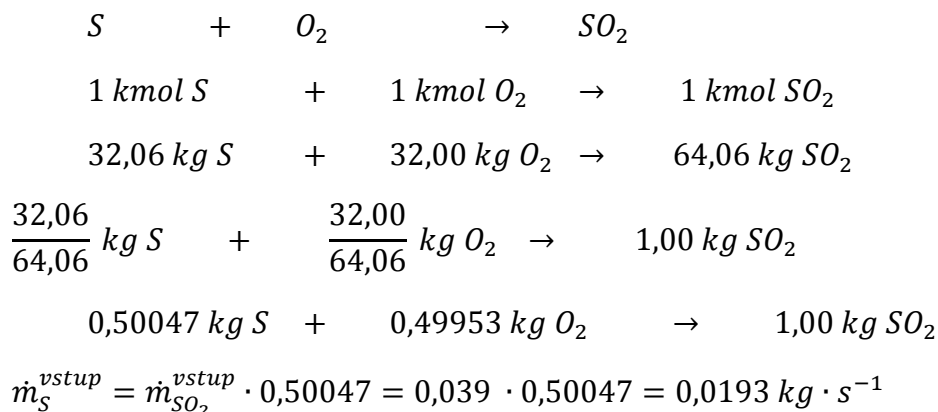
$$\rho_{SO_2} = \frac{A_r^{SO_2}}{N_v} = \frac{32,066 + 2 \cdot 15,9994}{22,414} = 2,858 \text{ kg} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

$$C_{SO_2}^{vstup} = \rho_{SO_2} \cdot \omega_{SO_2}^{SV} = 2,858 \cdot 0,000852 = 0,002436 \text{ kg} \cdot \text{m}_N^{-3} = 2\,436 \text{ mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Tok oxidu siřičitého vstupující do navrhované technologie odsíření:

$$\dot{m}_{SO_2}^{vstup} = C_{SO_2}^{vstup} \cdot \dot{V}_{VS,vstup}^{real} = 0,002436 \cdot 15,81 = 0,039 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok síry vstupující do navrhované technologie odsíření:



Výstupní koncentrace oxidu siřičitého ve spalinách s referenčním obsahem kyslíku 6 %:

$$C_{SO_2}^{výstup} = 1\,100 \text{ mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Tok oxidu siřičitého vystupující z navrhované technologie odsíření:

$$\dot{m}_{SO_2}^{výstup} = C_{SO_2}^{výstup} \cdot \dot{V}_{SS}^{O_2 6\%} = 0,001100 \cdot 10,16 = 0,0112 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok síry vystupující z navrhované technologie odsíření:

$$\dot{m}_S^{výstup} = \dot{m}_{SO_2}^{výstup} \cdot 0,50047 = 0,0112 \cdot 0,50047 = 0,0056 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Množství oxidu siřičitého účastnícího se reakce:

$$\dot{m}_{SO_2} = \dot{m}_{SO_2}^{vstup} - \dot{m}_{SO_2}^{výstup} = 0,039 - 0,0112 = 0,027 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

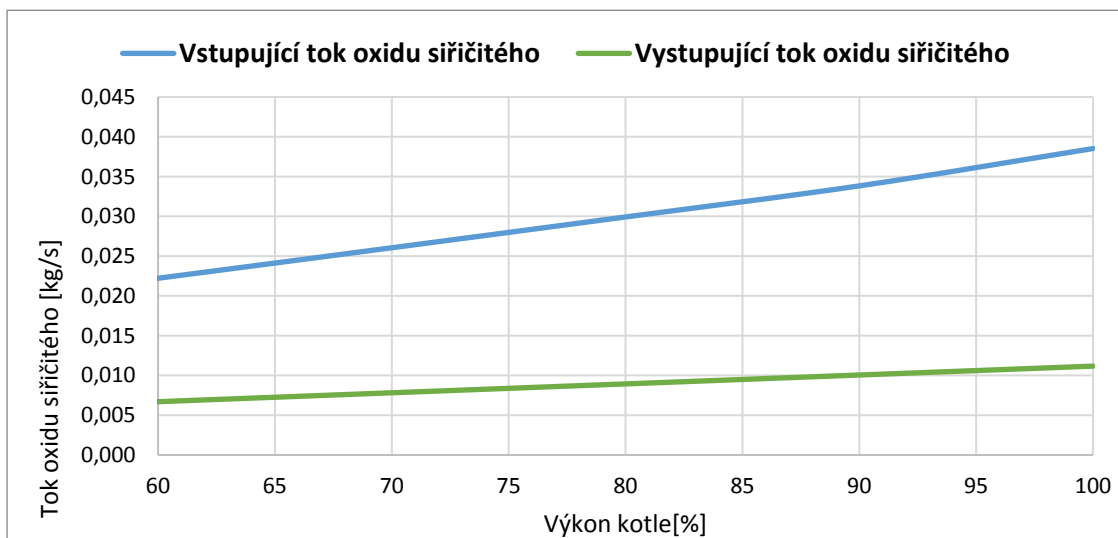
Množství síry účastnící se reakce:

$$\dot{m}_S = \dot{m}_S^{vstup} - \dot{m}_S^{výstup} = 0,0193 - 0,0056 = 0,0137 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Požadovaná účinnost procesu odsíření:

$$\eta = \frac{\dot{m}_{SO_2}^{vstup} - \dot{m}_{SO_2}^{výstup}}{\dot{m}_{SO_2}^{vstup}} = \frac{0,039 - 0,0112}{0,039} = 0,71 = 71 \%$$

Na Obr. 11 - Tok oxidu siřičitého v závislosti na výkonu zdroje znázorněna



Obr. 11 - Tok oxidu siřičitého v závislosti na výkonu zdroje

závislost toku oxidu siřičitého na výkonu kotle.

V Tab. 10 jsou číselně zobrazeny mezní hodnoty z Obr. 11.

Výkon bloku	Parametr	Hodnota	Jednotka
Maximální	Vstupující tok oxidu siřičitého	0,039	kg · s ⁻¹
	Vystupující tok oxidu siřičitého	0,0112	kg · s ⁻¹
	Účinnost procesu odsíření	71,0	%
Průměrný	Vstupující tok oxidu siřičitého	0,034	kg · s ⁻¹
	Vystupující tok oxidu siřičitého	0,0101	kg · s ⁻¹
	Účinnost procesu odsíření	70,3	%
Minimální	Vstupující tok oxidu siřičitého	0,022	kg · s ⁻¹
	Vystupující tok oxidu siřičitého	0,0067	kg · s ⁻¹
	Reálný tok na vstupu do odsíření	69,5	%

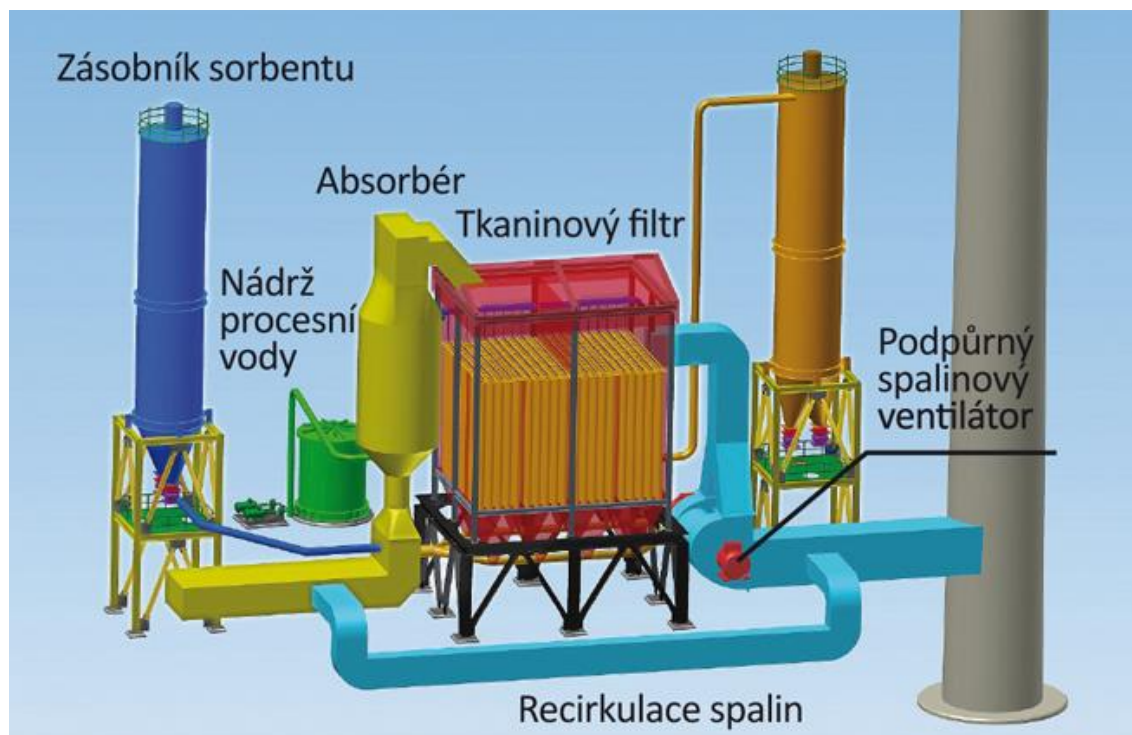
Tab. 10 - Tok oxidu siřičitého v závislosti na výkonu zdroje

7. Suché odsiřování s CFB absorbérem

Jako první možná metoda pro dodatečné odsíření spalin byla vybrána suchá metoda odsiřování s fluidním odsiřovacím reaktorem. Tato technologie byla zvolena po uvážení všech vstupních požadavků zařízení a svým procesem bez problému splňuje požadavek účinnosti odsíření spalin. Rovněž byla vybrána pro vysoký stupeň recyklace produktu odsíření, čímž je technologie schopná využít téměř všechny dávkovaný sorbent téměř bez zbytku.

Pro optimální funkčnost procesu je při návrhu zařízení a provozu zařízení nutné zabezpečit dostatečný čas kontaktu spalin v prostoru absorběru, kde dochází k reakcím s odsiřovacím sorbentem. Rovněž je nutné zajistit odpaření procesní vody na výstupu z reaktoru, tak aby teplota spalin byla přibližně rovna rosnému bodu spalin a byla tak zajištěna minimální spotřeba dávkovaného sorbentu při maximální účinnosti procesu. Pro spolehlivou dopravu a ukládání produktu odsíření musí být sorbent a recyklované produkty odsíření vysušeny na požadovanou vlhkost. Tím bude rovněž zajištěna možnost vysokého recyklování produktu odsíření a vysoká schopnost využití zbytkového nezreagovaného hydrátu v produktu odsíření. [15]

Schéma technologie je zobrazeno na Obr. 12.



Obr. 12 – Prostorový model procesu suchého odsiřování s CFB absorbérem [10]

Spaliny z kotlů vstupují do odsíření přes stávající elektrostatický odlučovač a do spodní zúžené oblasti fluidního absorběru, mající tvar Venturiho dýzy. Zde se vytváří

dynamická fluidní vrstva. Veškeré pevné částice (popílek a vápenný sorbent) jsou poté unášeny ve stálém vířivém pohybu cirkulujícího fluidního lože do horní rozšířené válcové části vysokého vertikálního absorbéru. V průběhu tohoto velmi dynamického vzájemného působení tuhých a plynných substancí ztrácí spaliny svoje ekologicky nežádoucí sirmaté škodliviny a vzniká suchý, sypký a ekologicky zcela nezávadný produkt odsíření.

Tento produkt, využitelný např. při stavbě pozemních komunikací, je chemicky zcela stabilní a původně plynné sirmaté škodliviny spalin v sobě trvale váže. Sypký vápenný sorbent je regulovaně přidáván před Venturiho dýzu absorbéru. Tímto se dosahuje a na konstantní hodnotě udržuje zvolená intenzita odsíření. Teplota cirkulujícího fluidního lože v absorbéru je udržována na konstantní, pro odsiřovací reakce, optimální hodnotě. Provádí se to regulovaným vstřikováním vody do výstupního kužele Venturiho dýzy. Do reaktoru je tedy rozprašována procesní voda, která odpařováním ochlazuje spaliny ze 140 °C na 80 °C. Tímto snížením teploty se zvyšuje účinnost procesu odsíření, ovšem také dochází k přiblížení k teplotě rosného bodu a tím vzniká riziko tvorby nálepu v reaktoru a dalších zařízeních, při nesprávném provozování. V reaktoru se vytváří hlavní regulační smyčky technologie, které řídí proces. Dochází k řízení teploty spalin na výstupu z reaktoru dávkováním procesní vody. Rovněž je řízena koncentrace SO₂ na výstupu z odsiřováním dávkováním čerstvého sorbentu a řízení toku recyklovaného produktu odsíření v závislosti na tlakové ztrátě fluidní vrstvy.

Vody je v absorbéru rozprašováno poměrně velké množství, tento tok je řízen otáčkami čerpadel prostřednictvím frekvenčního měniče. K rozprašení dojde v absorbéru prostřednictvím trysek, které mají významný podíl na kvalitě procesu. Je optimální dosáhnout rovnoměrné a potřebné velikostní spektrum kapiček rozprašované vody. Je nutné vyvarovat se zvýšené koncentraci větších kapiček a úkapů strhávaných do proudu spalin. Kvalitní rozprašení přispívá k minimalizace tvorby nálepu v reaktoru a dalších zařízeních.

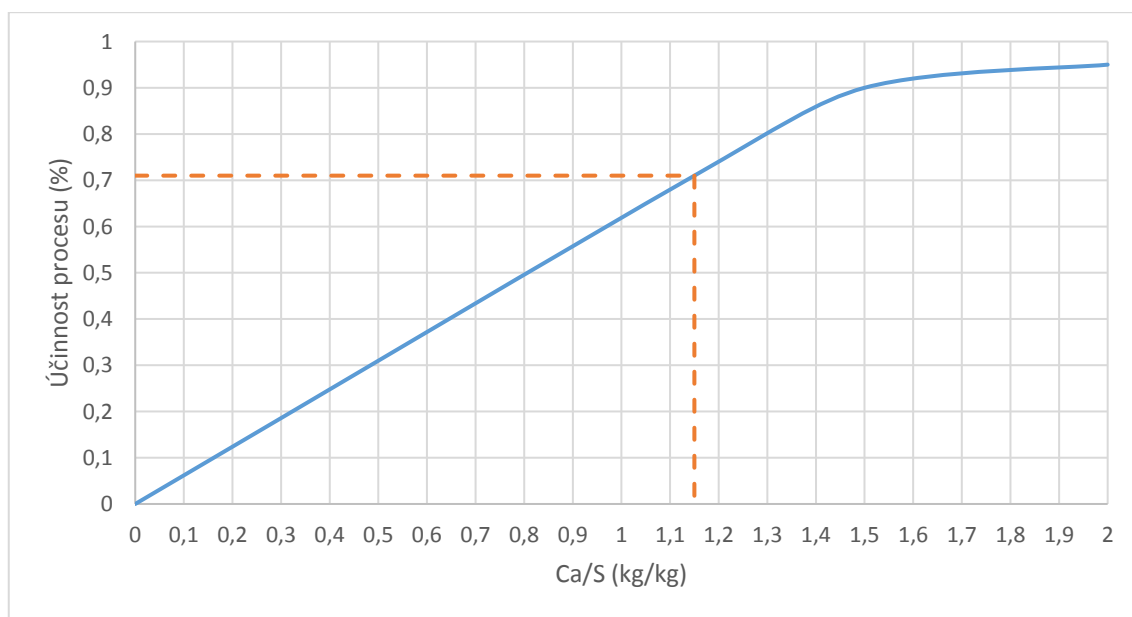
Z fluidního absorbéru je veškerá pevná hmota odnášena do tkaninového hadicového odlučovače. Zde je aplikováno pulzní pneumatické ofukování, spojující vysokou čisticí účinnost se šetrností vůči tkaninovým hadicím. Uvnitř tkaninového odlučovače pokračuje odsiřovací reakce ve filtračním koláči, usazeném na tkaninových hadicích. Tato skutečnost významně přispívá k vysoké účinnosti procesu. Správná síla filtračního koláče je udržována již zmíněným pneumatickým ofukováním. Z filtračních hadic sfouknuté sypké částice padají do výsypek tkaninového odlučovače, aniž by mohly být opět uneseny spalinovým proudem do komína. Z uvedených výsypek je část odloučených sypkých částic recyklována fluidními dopravníky zpět do fluidního absorbéru, kde tvoří cirkulující fluidní vrstvu. Úplně zreagované částice jsou pomocí pneumatické dopravy odváděny do zásobního sila. Tuhý produkt odsíření lze podle zadané receptury v míchacím centru smíchat s popílkem z kotlů a záměsovou vodou na tzv. stabilizát, který lze využít ve stavebnictví nebo na ekologicky nezávadné skládkování. Pro udržení rychlosti absorbérem proudících spalin v optimálním rozmezí jsou při poklesu dodávky surových spalin z kotlů recyklovány již očištěné výstupní spaliny z tkaninového odlučovače zpět před fluidní absorbér. Celý odsiřovací proces je řízen plně automaticky podle operátorem zadané koncentrace oxidu siřičitého ve výstupních spalinách v komíně. [15]

7.1. Bilance sorbentu

Množství sorbentu dávkovaného do technologie odsíření ovlivňuje účinnost samotného procesu. Pomocí měření lze získat závislost $\eta = \eta(\text{Ca/S})$. Jedná se tedy o závislost účinnosti odsiřovacího procesu na stechiometrickém poměru toku vápníku ku toku síry na vstupu do procesu. Pro lepší orientaci je tento poměr uváděn v jednotkách kg/kg. Účinnost procesu je zejména ovlivněna typem použitého sorbentu a vybranou technologií odsíření. [13]

Jako sorbent byl vybrán speciální odsiřovací sorbent s označením Sorbacal SP, jehož výrobcem je Vápenka Čertovy schody. Jde o vápenný hydrát $\text{Ca}(\text{OH})_2$ s čistotou větší než 95 %, měrným povrchem minimálně $45 \text{ m}^2/\text{g}$ a speciální úpravou povrchu na houbovitý charakter. Těmito svými vlastnostmi je určen pro výborné čištění spalin od nežádoucích kyselých složek.

Křivka průběhu účinnosti odsiřování není stále konstantní a mění se během aktuální provozní parametrů, velký vliv má složení spalin a jejich teplota. Závislost Ca/S by pro tuto technologii stanovena na základě údajů společnosti ZVVZ. Požadovaná účinnost na proces odsíření je 71 %. Dle závislosti poměru Ca/S na účinnosti z Obr. 13 je volena hodnota poměru Ca/S pro tuto účinnost 1,15. [14]



Obr. 13 – Závislost Ca/S na účinnosti pro suchou metodu [14]

Stechiometrický poměr $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{Ca}$:

$$\frac{M_{\text{Ca}(\text{OH})_2}}{M_{\text{Ca}}} = \frac{74,096}{40,08} = 1,849$$

$$M_{\text{Ca}(\text{OH})_2} = 1,849 \cdot M_{\text{Ca}}$$

Tok vápníku do procesu odsíření:

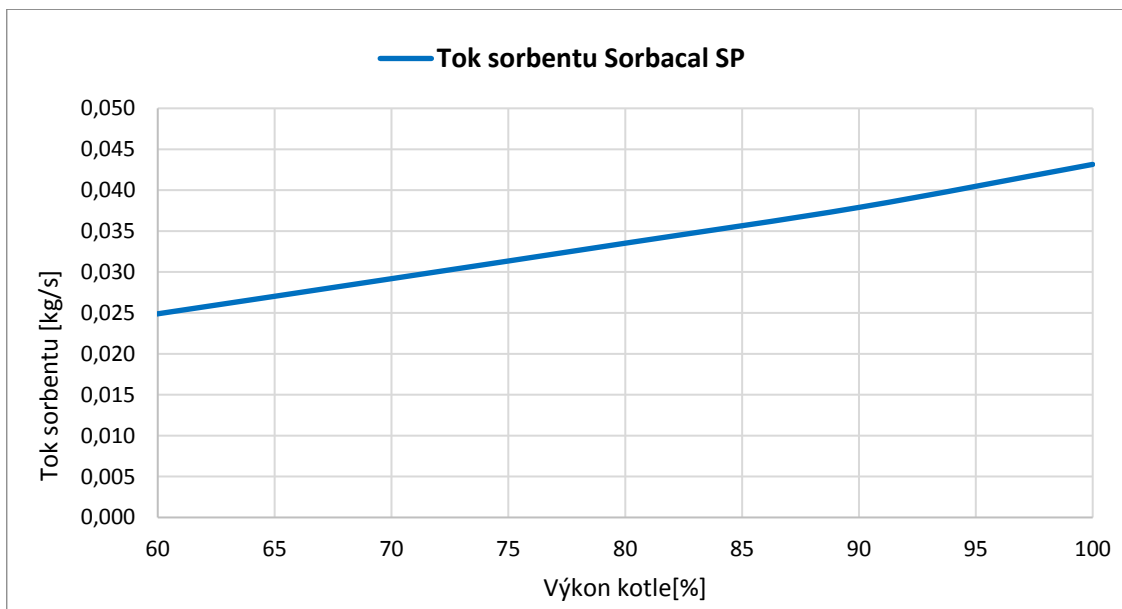
$$\frac{Ca}{S} = 1,15 \rightarrow Ca = 1,15 \cdot S$$

$$\dot{m}_{Ca} = 1,15 \cdot \dot{m}_S^{vstup} = 1,75 \cdot 0,0193 = 0,0222 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok sorbentu s čistotou 95 % do procesu odsíření

$$\dot{m}_{sorb} = 1,849 \cdot \frac{\dot{m}_{Ca}}{0,95} = 1,849 \cdot \frac{0,0222}{0,95} = 0,043 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Na Obr. 14 je znázorněna závislost toku sorbentu na výkonu kotle.



Obr. 14 - Suchá metoda - Tok sorbentu Sorbocal v závislosti na výkonu zdroje

V Tab. 11 jsou číselně zobrazeny mezní hodnoty z Obr. 14.

Výkon bloku	Parametr	Hodnota	Jednotka
Maximální	Tok sorbentu do procesu	0,043	kg · s ⁻¹
Průměrný	Tok sorbentu do procesu	0,038	
Minimální	Tok sorbentu do procesu	0,025	

Tab. 11 - Suchá metoda – Tok sorbentu Sorbocal v závislosti na výkonu zdroje

Tok sorbentu do procesu neovlivňuje jen velikost toku spalin, která je závislá na požadovaném výkonu energetického zařízení. Hodnota poměru Ca/S se mění i dle aktuálních provozních podmínek na základě koncentrace jednotlivých kyselých složek spalin, které reagují se sorbentem. V reálném provozu je tok dávkovaného sorbentu řízen automatickým řídicím systémem.

7.2. Bilance vody

Procesní voda je rozprašována v absorbéru z důvodu zvýšení vlhkosti spalin a snížení teploty spalin, jelikož obě hodnoty ovlivňují účinnost procesu. Voda je v absorbéru rozprašována na malé kapičky. Je tomu tak z důvodu zajištění co nejlepšího kontaktu se spalinami, které předají své teplo vodě, ta se ohřeje a vypaří. Je důležité zabezpečit vlhkost produktů odsíření do 4 % po proběhnutí odsířovacího procesu. U vyšší vlhkosti vzniká riziko nalepování produktu na stěny zařízení a ucpávání potrubních tras.

Teplota vody na vstupu do odsíření je dána možnostmi energetického bloku. Důležitá role připadá na teplotu spalin, která by se na výstupu z procesu měla pohybovat okolo 80 °C. S nižší teplotou spalin dochází k zvýšení účinnosti odsíření. Teplota spalin se snižuje nástřikem procesní vody do absorbéru a může tedy v důsledku přílišného ochlazování nastat nepatřičný nárůst vlhkosti sorbentu a produktů odsíření do takové míry, že dochází ke vzniku nálepů a usazenin v absorbéru. Množství vody, které musí spaliny předat vodě, lze dopočítat díky známému složení spalin pomocí tepelné bilance. [14]

Hustota spalin:

Složka	Objemové složení[%]	Hustota[kg · m ⁻³]
CO ₂	12,54	1,997
N ₂	69,89	1,250
Ar	0,82	1,784
H ₂ O	12,26	0,806
O ₂	4,39	1,429
SO ₂	0,0852	2,926

Tab. 12 - Hustota spalin [18]

Hustota spalin:

$$\rho_{sp} = \omega_{CO_2}^{SV} \cdot \rho_{CO_2} + \omega_{N_2}^{SV} \cdot \rho_{N_2} + \omega_{Ar}^{SV} \cdot \rho_{Ar} + \omega_{H_2O}^{SV} \cdot \rho_{H_2O} + \omega_{O_2}^{SV} \cdot \rho_{O_2} + \omega_{SO_2}^{SV} \cdot \rho_{SO_2}$$

$$\rho_{sp} = 0,1254 \cdot 1,997 + 0,6989 \cdot 1,250 + 0,0082 \cdot 1,784 + 0,1226 \cdot 0,806 +$$

$$+ 0,0439 \cdot 1,429 + 0,000852 \cdot 2,926$$

$$\rho_{sp} = 1,303 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

Hmotnostní tok spalin:

$$\dot{m}_{sp} = \dot{V}_{VS}^{O_2 4,39\%} \cdot \rho_{sp} = 10,45 \cdot 1,303 = 13,62 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Měrné entalpie spalin byly použity z Tab. 7 – Tabulka.

Entalpie spalin na vstupu do procesu odsíření:

$$i_{CO_2}^{vstup} = i_{CO_2}^{200^\circ C} - i_{CO_2}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{vstup} - 100}{100} + i_{CO_2}^{100^\circ C}$$

$$i_{CO_2}^{vstup} = (357,5 - 170,0) \cdot \frac{140 - 100}{100} + 170,0 = 245,0 \text{ kJ} \cdot m_N^{-3}$$

$$i_{N_2}^{vstup} = i_{N_2}^{200^\circ C} - i_{N_2}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{vstup} - 100}{100} + i_{N_2}^{100^\circ C}$$

$$i_{N_2}^{vstup} = (259,9 - 129,5) \cdot \frac{140 - 100}{100} + 129,5 = 181,7 \text{ kJ} \cdot m_N^{-3}$$

$$i_{Ar}^{vstup} = i_{Ar}^{200^\circ C} - i_{Ar}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{vstup} - 100}{100} + i_{Ar}^{100^\circ C}$$

$$i_{Ar}^{vstup} = (186,0 - 93,07) \cdot \frac{140 - 100}{100} + 93,07 = 130,2 \text{ kJ} \cdot m_N^{-3}$$

$$i_{H_2O}^{vstup} = i_{H_2O}^{200^\circ C} - i_{H_2O}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{vstup} - 100}{100} + i_{H_2O}^{100^\circ C}$$

$$i_{H_2O}^{vstup} = (304,5 - 150,6) \cdot \frac{140 - 100}{100} + 150,6 = 212,2 \text{ kJ} \cdot m_N^{-3}$$

$$i_{O_2}^{vstup} = i_{O_2}^{200^\circ C} - i_{O_2}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{vstup} - 100}{100} + i_{O_2}^{100^\circ C}$$

$$i_{O_2}^{vstup} = (267,0 - 131,7) \cdot \frac{140 - 100}{100} + 131,7 = 185,8 \text{ kJ} \cdot m_N^{-3}$$

$$i_{SO_2}^{vstup} = i_{SO_2}^{200^\circ C} - i_{SO_2}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{vstup} - 100}{100} + i_{SO_2}^{100^\circ C}$$

$$i_{SO_2}^{vstup} = (394,1 - 191,2) \cdot \frac{140 - 100}{100} + 191,2 = 272,4 \text{ kJ} \cdot m_N^{-3}$$

$$i_{spalin}^{vstup} = \omega_{CO_2}^{SV} \cdot i_{CO_2}^{vstup} + \omega_{N_2}^{SV} \cdot i_{N_2}^{vstup} + \omega_{Ar}^{SV} \cdot i_{Ar}^{vstup} + \omega_{H_2O}^{SV} \cdot i_{H_2O}^{vstup} + \omega_{O_2}^{SV} \cdot i_{O_2}^{vstup} + \omega_{SO_2}^{SV} \cdot i_{SO_2}^{vstup}$$

$$i_{spalin}^{vstup} = 0,1254 \cdot 245,0 + 0,6989 \cdot 181,7 + 0,0082 \cdot 130,2 + 0,1226 \cdot 212,2 + 0,0439 \cdot 185,8 + 0,000852 \cdot 272,4$$

$$i_{spalin}^{vstup} = 193,2 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Entalpie spalin na výstupu z procesu odsíření:

$$i_{CO_2}^{výstup} = i_{CO_2}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{výstup}}{100} = 170 \cdot \frac{80}{100} = 136,0 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

$$i_{N_2}^{výstup} = i_{N_2}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{výstup}}{100} = 129,5 \cdot \frac{80}{100} = 103,6 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

$$i_{Ar}^{výstup} = i_{Ar}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{výstup}}{100} = 93,7 \cdot \frac{80}{100} = 74,5 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

$$i_{H_2O}^{výstup} = i_{H_2O}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{výstup}}{100} = 150,6 \cdot \frac{80}{100} = 120,5 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

$$i_{O_2}^{výstup} = i_{O_2}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{výstup}}{100} = 131,7 \cdot \frac{80}{100} = 105,4 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

$$i_{SO_2}^{výstup} = i_{SO_2}^{100^\circ C} \cdot \frac{t_{výstup}}{100} + i_{SO_2}^{100^\circ C} = 191,2 \cdot \frac{80}{100} = 153,0 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

$$i_{spalin}^{výstup} = \omega_{CO_2}^{SV} \cdot i_{CO_2}^{výstup} + \omega_{N_2}^{SV} \cdot i_{N_2}^{výstup} + \omega_{Ar}^{SV} \cdot i_{Ar}^{výstup} + \omega_{H_2O}^{SV} \cdot i_{H_2O}^{výstup} + \omega_{O_2}^{SV} \cdot i_{O_2}^{výstup} + \omega_{SO_2}^{SV} \cdot i_{SO_2}^{výstup}$$

$$i_{spalin}^{výstup} = 0,1254 \cdot 136,0 + 0,6989 \cdot 103,6 + 0,0082 \cdot 74,5 + 0,1226 \cdot 120,5 + 0,0439 \cdot 105,4 + 0,000852 \cdot 153,0$$

$$i_{spalin}^{výstup} = 109,6 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Teplo odevzdané v 1 m_N^3 spalin:

$$Q_{spalin, m_N^3} = i_{spalin}^{vstup} - i_{spalin}^{výstup} = 193,2 - 109,6 = 83,6 \text{ kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Teplo odevzdané v 1 kg spalin:

$$Q_{spalin, kg} = \frac{Q_{spalin, m_N^3}}{\rho_{sp}} = \frac{83,6}{1,303} = 64,1 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

▪ Parametry procesní vody

Procesní voda má na vstupu do absorbéru teplotu 20 °C a tlak 101,325 kPa. Entalpie vody na vstupu je: $i_v = 83,955 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ [19]

Na výstupu z absorbéru má voda podobu syté páry a její teplota je 80 °C. Entalpie syté

vodní páry na výstupu je $i'' = 2643,01 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ [19]

Množství vody potřebné k ochlazení 1 kg spalin:

$$\dot{Q}_{vody} = Q_{spalin,kg} = \dot{m}_{vody} \cdot (i'' - i_v)$$

$$m_{vody} = \frac{Q_{spalin,kg}}{i'' - i_v} = \frac{64,1}{2643,01 - 83,955} = 0,0251 \text{ kg} \cdot \text{kg}_{spalin}^{-1}$$

Tok vody do procesu odsíření:

$$\dot{m}_{vody} = m_{vody} \cdot \dot{m}_{sp} = 0,0251 \cdot 13,62 = 0,341 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Vstupující množství vody ve spalinách vztažené na 1 m_N^3 spalin:

$$m_{H_2O,spaliny} = \omega_{H_2O}^{sv} \cdot \rho_{H_2O} = 0,1226 \cdot 0,806 = 0,099 \text{ kg} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Vstupující množství vody vztažené na 1 m_N^3 spalin:

$$m_{H_2O,proces} = m_{vody} \cdot \rho_{sp} = 0,0251 \cdot 1,303 = 0,033 \text{ kg} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

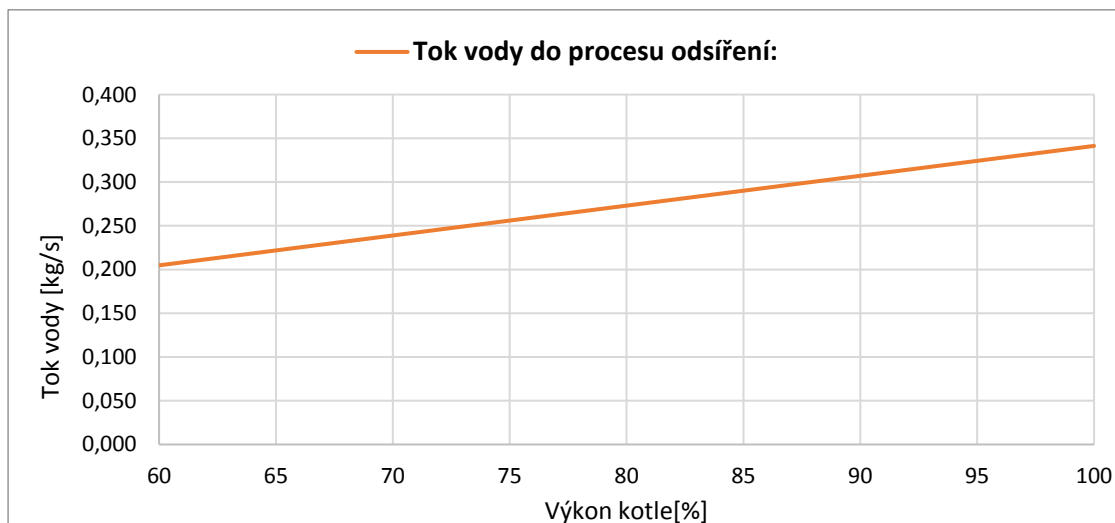
Vystupující množství vody vztažené na 1 m_N^3 spalin:

$$m_{H_2O,výstup} = m_{H_2O,spaliny} + m_{H_2O,proces} = 0,099 + 0,033 = 0,131 \text{ kg} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Objem vodní páry vystupující z procesu vztažené na 1 m_N^3 spalin:

$$\varphi_{H_2O}^{výstup} = \frac{m_{H_2O,výstup}}{\rho_{H_2O}} = \frac{0,131}{0,806} = 0,163 \text{ m}^3 \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Na Obr. 15 je znázorněna závislost toku procesní vody na výkonu kotle.



Obr. 15 - Suchá metoda - Tok vody v závislosti na výkonu energetického bloku

V Tab. 13 jsou číselně zobrazeny mezní hodnoty z Obr. 15.

Výkon bloku	Parametr	Hodnota	Jednotka
Maximální	Tok vody do procesu	0,341	kg · s ⁻¹
Průměrný	Tok vody do procesu	0,307	
Minimální	Tok vody do procesu	0,205	

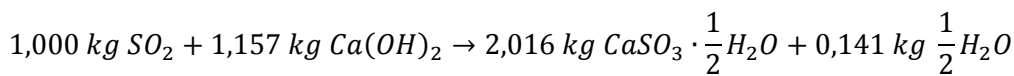
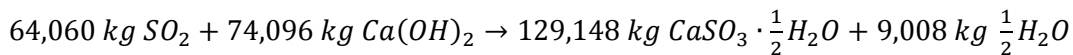
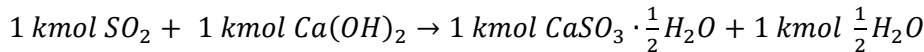
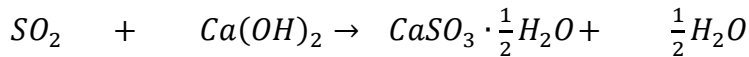
Tab. 13 - Suchá metoda - Tok vody v závislosti na výkonu energetického bloku

Jedná se o základní bilanční výpočet, ve kterém byla zanedbána voda obsažená ve zbytkové vlhkosti produktu, voda z chemické reakce SO₂ a Ca(OH)₂. Energie chemických reakcí byla také zanedbána. Nepřesnost vzniklá touto odlišností by neměla být velká.

V reálném provozu je množství vody určeno řídicím systémem, který na základě skutečné změřené teploty v procesu upraví množství vody tak, aby bylo dosaženo požadované teploty.

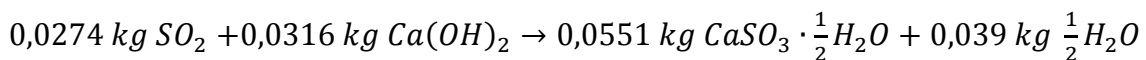
7.3. Bilance produktů odsíření:

Jako produkty odsíření se souhrnně označují látky, které vznikly v důsledku reakce spalin se sorbentem. Hmotnostní toky hlavních produktů odsíření lze získat pomocí stechiometrické bilance z rovnice reakce oxidu siřičitého s vápenným hydrátem.



Množství oxidu siřičitého účastnícího se reakce:

$$\dot{m}_{SO_2} = 0,0274 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$



Hlavní složkou produktu odsíření je siřičitan vápenatý $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$, případně ve formě $CaSO_4 \cdot 2H_2O$. Mimo něj vznikají i další vápenné soli jako CaF_2 a $CaCl_2$. Tyto soli jsou velmi rozpustné, čímž ovlivňují výluhovost produktu a uvolnění těžkých kovů do vody. Jejich množství je udáno množstvím kyselých složek spalin. Z hlediska velmi malé koncentrace těchto látek, bude jejich bilance zanedbána. [10]

Tok vzniklého $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$ v procesu odsíření:

$$\dot{m}_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O} = 0,0551 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Z důvodu předávkování sorbentu je v produktu odsíření také nezreagovaná část vápenného hydrátu, která působí jako stabilizující prvek v produktu a snižuje jeho výluhovost.

Tok nezreagovaného vápenného hydrátu v procesu odsíření:

$$\dot{m}_{Ca(OH)_2} = \dot{m}_{sorb} \cdot 0,95 - 0,0316 = 0,043 \cdot 0,95 - 0,0316 = 0,00935 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Se sorbentem rovněž vstoupil do procesu podíl balastních látek, které proces neovlivňují, jelikož se jedná o nereagující příměsí. Jedná se o látky, které zůstaly v sorbentu po výrobě z původní suroviny a nebyly odstraněny.

Tok balastních příměsí v sorbentu:

$$\dot{m}_{balast} = \dot{m}_{sorb} \cdot (1 - 0,95) = 0,043 \cdot (1 - 0,95) = 0,0022 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Koncentrace popílku ve spalinách je určena elektrostatickým odlučovačem dle zadání. [14]

Koncentrace popílku na výstupu z filtru:

$$C_{popílek}^{výstup} = 20 \text{ mg} \cdot \text{m}^{-3}$$

Tok popílku ve spalinách:

$$\dot{m}_{popílek} = C_{popílek}^{výstup} \cdot \dot{V}_{SS}^{O_2 6\%} = 0,000020 \cdot 10,16 = 0,00020 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

V produktech odsíření je rovněž obsažena zbytková vlhkost jako důsledek neodpařené procesní vody. Je nutné, aby bylo dosaženo co nejmenší zbytkové vlhkosti, neboť zvyšuje lepidlost produktu odsíření, čímž negativně ovlivňuje jeho dopravu a ukládání.

Tok suchého produktu odsíření:

$$\dot{m}_{such \text{ prod}} = \dot{m}_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O} + \dot{m}_{Ca(OH)_2} + \dot{m}_{balast} + \dot{m}_{popílek}$$

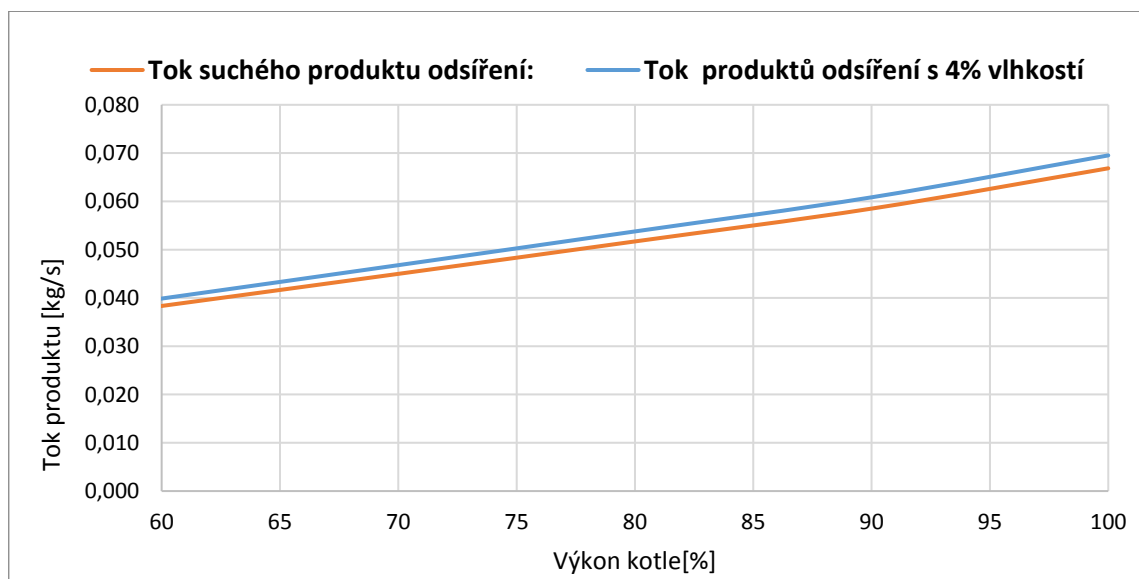
$$\dot{m}_{such \text{ prod}} = 0,0551 + 0,00935 + 0,0022 + 0,00020$$

$$\dot{m}_{such \text{ prod}} = 0,0669 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok všech produktů odsíření s dovolenou 4% vlhkostí:

$$\dot{m}_{vlhk \text{ prod}} = \dot{m}_{such \text{ prod}} \cdot (1 + 0,04) = 0,0669 \cdot (1 + 0,04) = 0,0695 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Na Obr. 16 je znázorněna závislost toku produktů odsíření na výkonu kotle.



Obr. 16- Suchá metoda - Tok produktu odsíření v závislosti na výkonu energetického bloku

V Tab. 14 jsou číselně zobrazeny mezní hodnoty z Obr. 10.

Výkon bloku	Parametr	Hodnota	Jednotka
Maximální	Tok suchého produktu odsíření	0,067	kg · s ⁻¹
	Tok produktu odsíření s 4% vlhkostí	0,070	
Průměrný	Tok suchého produktu odsíření	0,059	
	Tok produktu odsíření s 4% vlhkostí	0,061	
Minimální	Tok vody do procesu	0,038	
	Tok produktu odsíření s 4% vlhkostí	0,040	

Tab. 14 - Suchá metoda - Tok produktu odsíření v závislosti

▪ **Podíl produktů odsíření**

Podíl $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$ v produktu odsíření:

$$w_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O} = \frac{\dot{m}_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}}{\dot{m}_{such\ prod}} = \frac{0,0551}{0,0669} = 0,825 = 82,5 \%$$

Podíl nezreagovaného vápenného hydrátu v produktu odsíření:

$$w_{Ca(OH)_2} = \frac{\dot{m}_{Ca(OH)_2}}{\dot{m}_{such\ prod}} = \frac{0,0094}{0,0669} = 0,140 = 14,0 \%$$

Podíl balastních příměsí v produktu odsíření:

$$w_{balast} = \frac{\dot{m}_{balast}}{\dot{m}_{such\ prod}} = \frac{0,0022}{0,0669} = 0,032 = 3,2 \%$$

Podíl popílku v produktu odsíření:

$$w_{popilek} = \frac{\dot{m}_{popilek}}{\dot{m}_{such\ prod}} = \frac{0,00020}{0,0669} = 0,003 = 0,3 \%$$

▪ **Bilance TZL**

Po proběhnutí odsiřovací reakce v absorbéru spaliny putují do tkaninového filtru, který musí upravit koncentraci TZL pod povolenou emisní hodnotu. Tato hodnota je $20 \text{ mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$. [10]

Povolená koncentrace TZL na výstupu z odsíření v suchých spalinách při referenčním obsahu kyslíku 6 %:

$$C_{TZL}^{výstup} = 20 \text{ mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Tok TZL ve spalinách vystupujících do atmosféry:

$$\dot{m}_{TZL} = C_{TZL}^{výstup} \cdot \dot{V}_{SS}^{O_2 6\%} = 0,000020 \cdot 10,16 = 0,00020 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Celkový tok zachycených produktů odsíření:

$$\dot{m}_{prod\ zachyt} = \dot{m}_{vlhk\ prod} - \dot{m}_{TZL} = 0,0695 - 0,00020 = 0,0693 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

7.4. Roční vyhodnocení

Pro vyhodnocení provozu technologie odsíření je potřebné stanovit spotřebu dodaného sorbentu a vody, množství oxidu siřičitého vypuštěného do atmosféry a množství vytvořených produktů odsíření. Tyto hodnoty jsou velmi závislé na provozu a výkonu energetického bloku, který odpovídá aktuální potřebě tepla. Pro co nejrealističtější vyhodnocení údajů budeme vycházet z průměrného vytížení energetického bloku. Počet provozních hodin za rok byl stanoven na 4 000.

▪ **Spotřeba odsiřovacího sorbentu**

Hodinová spotřeba:

$$m_{sorb}^{hod} = \dot{m}_{sorb} \cdot 3\,600 = 0,038 \cdot 3\,600 = 136,8 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční spotřeba:

$$m_{sorb}^{rok} = m_{sorb}^{hod} \cdot 4\,000 = 136,8 \cdot 4\,000 = 547,2 \text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$$

Závislost účinnosti procesu na potřebném množství dávkovaného sorbentu je značně nelineární. Pokud dojde v provozu k nutnosti zvýšit účinnost odsíření, bude vyžadován výrazně vyšší hmotnostní tok sorbentu do procesu. [10]

▪ Spotřeba procesní vody

Procesní voda vstupuje do fluidního reaktoru, kde je rozprašována a následně teplem spalin odpařena. Slouží k ochlazení spalin z teploty 140 °C na 80 °C.

Hodinová spotřeba:

$$m_{vody}^{hod} = \frac{\dot{m}_{vody}}{\rho_{vody}} \cdot 3\,600 = \frac{0,307}{998} \cdot 3\,600 = 1,11 \text{ m}^3 \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční spotřeba:

$$m_{vody}^{rok} = m_{vody}^{hod} \cdot 4\,000 = 1,11 \cdot 4\,000 = 4\,430 \text{ m}^3 \cdot \text{rok}^{-1}$$

Tok vody do procesu odsíření je lineárně závislý na velikosti toku spalin, které procházejí zařízením. Menší odchylku může způsobit voda vznikající reakcí oxidu síry s vápenatým hydrátem a zlomky krystalické vody v produktu odsíření.

▪ Produkty odsíření:

Hodinová produkce:

$$m_{prod}^{hod} = \dot{m}_{such\ prod} \cdot 3\,600 = 0,0669 \cdot 3\,600 = 240,84 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční produkce:

$$m_{prod}^{rok} = m_{prod}^{hod} \cdot 4\,000 = 240,84 \cdot 4\,000 = 963,4 \text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$$

Produkty odsíření jsou zachyceny v látkovém filtru, z něhož odcházejí dvěma toky. První tok produktů odsíření směřuje do zásobníku produktu odsíření. Zbytek produktů odsíření je z látkového filtru odváděn k recirkulaci zpět do fluidního lože absorbéru. Poměr mezi těmito toky je určen aktuální provozní potřebou v absorbéru a jeho vlastnostmi.

▪ TZL do atmosféry:

Hodinová produkce:

$$m_{TZL}^{hod} = \dot{m}_{TZL} \cdot 3\,600 = 0,00020 \cdot 3\,600 = 0,72 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční produkce:

$$m_{TZL}^{rok} = m_{TZL}^{hod} \cdot 4\,000 = 0,72 \cdot 4\,000 = 2\,880 \text{ kg} \cdot \text{rok}^{-1}$$

▪ Oxid siřičitý do atmosféry:

Hodinová produkce:

$$m_{SO_2}^{hod} = \dot{m}_{SO_2}^{výstup} \cdot 3\,600 = 0,0112 \cdot 3\,600 = 40,32 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční produkce:

$$m_{SO_2}^{rok} = m_{SO_2}^{hod} \cdot 4\,000 = 40,32 \cdot 4\,000 = 161,28 \text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$$

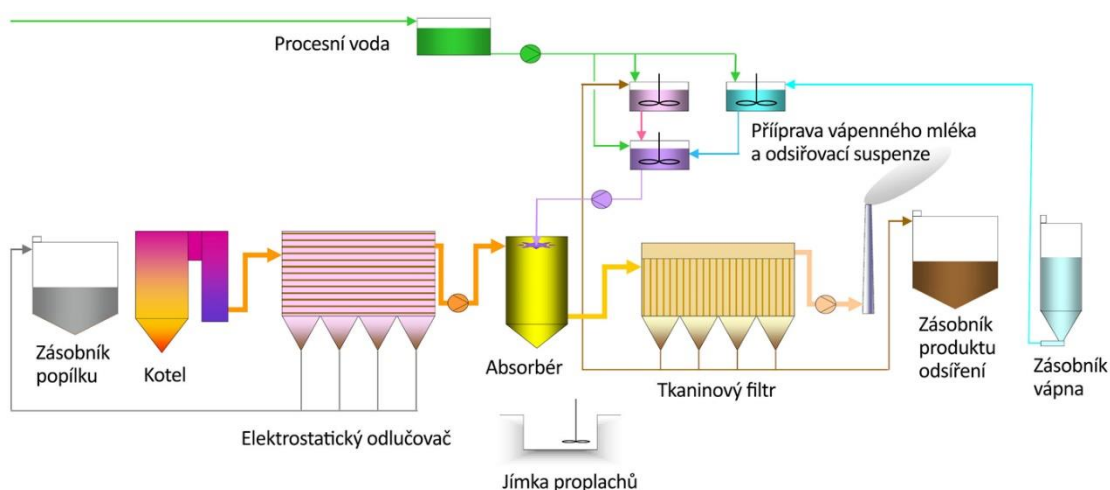
8. Polosuché odsiřování s rozprašováním suspenze

Jako druhá metoda byla vybrána technologie polosuchého odsiřování s rozprašováním suspenze v absorbéru. Jedná se o kompromis mezi suchými a mokkými metodami odsiřování. Tato technologie je schopna splnit požadavek na potřebnou účinnost procesu. U této technologie je rozprašována vodní suspenze hydroxidu vápenatého a recyklovaných produktů odsíření. Suspenze v absorbéru reaguje s oxidy síry, kde dojde k následnému vysušení a výsledné produkty odsíření jsou odstraněny v látkovém filtru. Samotný odsiřovací proces probíhá na mokré částici sorbentu. Technologie neprodukuje žádné odpadní vody, neboť veškerá procesní voda je teplem spalin odpařena z procesu. Z tohoto důvodu je tok odsiřovací suspenze do procesu limitován tepelnou kapacitou spalin, čímž představuje procesní strop účinnosti procesu.

Odsiřovací suspenze je připravována v soustavě míchaných nádrží, v kterých probíhá invenzivní recirkulace. Vápenná suspenze se připravuje hašením vápna vodou v nádrži pro přípravu suspenze. Po připravení suspenze je přivedena do absorbéru, kde je rotačním atomizérem či tryskami rozprašena do spalin. Ochlazené spaliny poté reagují se suspenzí, kterou představují vlhké částice hydroxidu vápenatého. Pro optimální průběh odsíření je potřebné, aby částice setrvaly v absorbéru 10 až 15 vteřin. Poté dojde k vysušení suspenze na jemný prach, který je dopraven do tkaninového filtru. Tam je zachycen a odchází do zásobníku produktu odsíření. [8]

Rizikem této metody je větší možnost zalepení technologií mokřým sorbentem. Proces musí být navržen a provozován tak, aby došlo k minimalizaci tohoto rizika. [10]

Schéma technologie je zobrazeno na Obr. 17.

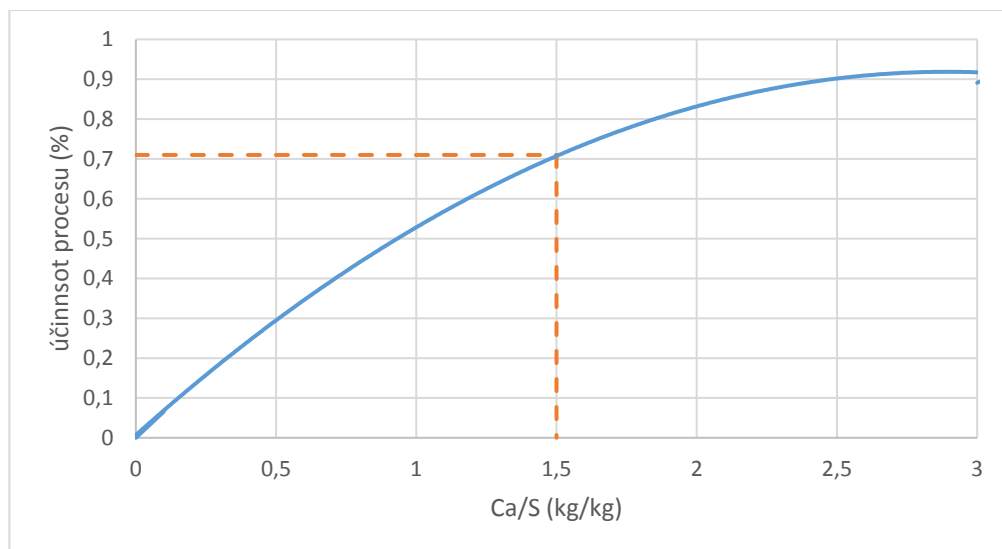


Obr. 17 - Schéma polosuché metody – Rozprašovací absorpce [10]

Roprašovací absorbér je vyroben z konstrukční oceli a uvnitř je chráněn polyesterovými nátěry proti korozi. Kontakt spalin s vápannou suspenzí je zajištěn pomocí rotujícího kotouče s otvory pro nástřik vápenné suspenze do proudu splain. Spaliny jsou přiváděny nejen v horní části reaktoru, ale také spodní částí. Tímto dojde k vyšší turbulenci spalin v reatoru a intenzivnějšímu odparu vody z vápenné suspenze. Obvyklý poměr mezi přívodem vrchní hlavní přívodem a spodní je 80 ku 20. Rozprašovací dolní kotouč abrosbéru dosahuje 5 000 otáček za minutu a rozprašuje kapičky řádově o velikosti $20\mu m$. Je nutné, aby se výstupní teplota spalin co nejvíce blížila rosnému bodu vody ve spalinách. Tím dojde tak k odpaření vody a snížení vlhkosti částic, tak aby došlo k snížení rizika nalepování na plochy absorbéru a spalinovodů. Nejvyšší účinnosti odsíření se docílí, pokud rozdíl mezi teplotou spalin a rosným bodem bude přibližně $5\text{ }^{\circ}\text{C}$. Pokud je teplotní rozdíl vyšší než $10\text{ }^{\circ}\text{C}$, dochází k poklesu účinnosti odsíření. Rozstříkové trysky musí splňovat vysoké normy na kvalitu konstantního rozstříku, být schopny odolat korozi a musí mít nízkou tlakovou ztrátu a minimální riziko ucpávání. Polosuché odsířování je navrženo tak, aby se veškerá procesní voda odpařila a výsledný produkt měl podobu suchého prášku. Možností kvalitního rozprášení suspenze v prostoru absorbéru je limitována koncentrace sušiny v suspenzy na přibližně 35 %. Tím je zajištěno možné rozprášení na jemné kapičky, tak aby jejich velikost byla co nejvíce kontantní a nedocházelo k utrnutí většího proudu suspenze. Absorpci velmi ovlivňuje teplota a vlhkost spalin, velikost kapek suspenze a koncentrace SO_2 . Maximální účinnosti odsíření je dosaženo v případě, že teplota spalin na výstupu z absorbéru je blízká teplotě sytosti vodních par.

8.1. Bilance sorbentu

Křivka průběhu účinnosti odsířování není stále konstantní a mění se během aktuální provozní parametrů, velký vliv má složení spalín a jejich teplota. Závislost Ca/S by pro tuto technologii stanovena na základě údajů společnosti ZVVZ. Požadovaná účinnost na proces odsíření je 71 %. Dle závislosti poměru Ca/S na účinnosti z Obr. 18 je volena hodnota poměru Ca/S pro tuto účinnost 1,5. [14]



Obr. 18 - Závislost Ca/S na účinnosti pro polosuchou metodu[14]

Stechiometrický poměr CaO/Ca :

$$\frac{M_{CaO}}{M_{Ca}} = \frac{40,08 + 15,99}{40,08} = 1,374$$

$$M_{CaO} = 1,374 \cdot M_{Ca}$$

Tok vápníku do procesu odsíření:

$$\frac{Ca}{S} = 1,5 \rightarrow Ca = 1,5 \cdot S$$

$$\dot{m}_{Ca} = 1,5 \cdot \dot{m}_S^{vstup} = 1,5 \cdot 0,0193 = 0,0289 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

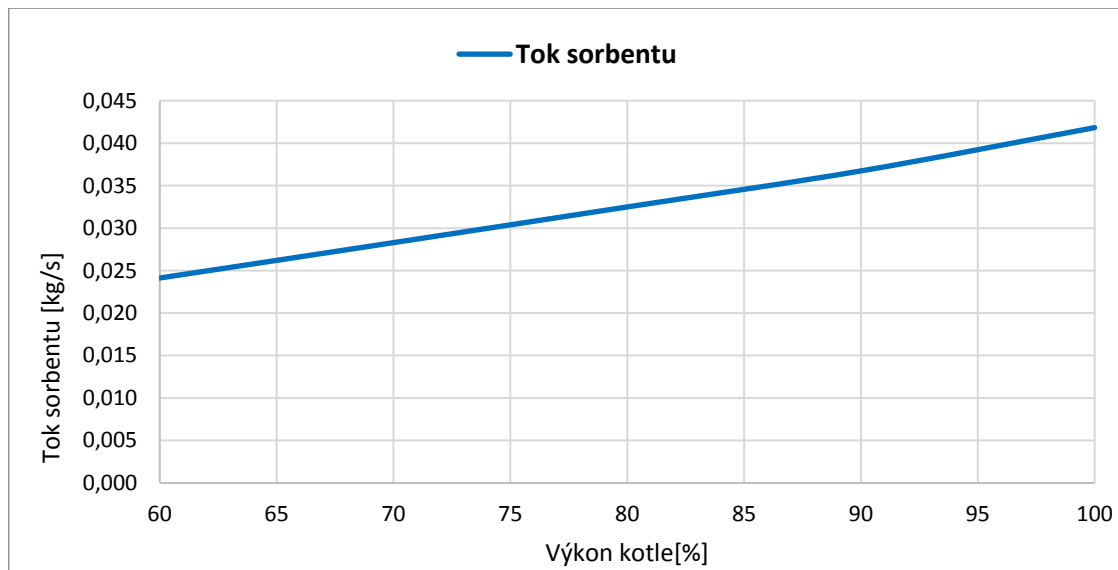
Tok sorbentu s čistotou 95 % do procesu odsíření:

$$\dot{m}_{sorb} = 1,374 \cdot \frac{\dot{m}_{Ca}}{0,95} = 1,849 \cdot \frac{0,0289}{0,95} = 0,042 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tento vstupní sorbent bude v přípravných nádržích hašen na vápenný hydrát, který bude poté ve formě vápenného mléka rozstříkován v absorbéru, kde malé kapky této

vodní suspenze sorbentu budou reagovat v odsiřovací reakci s proudem spalin. Suspenze, která se dává do absorberu, musí být kvalitně rozprášena. Z toho důvodu je limitován obsah sušiny v suspenzi přibližně na 35 %. [15]

Na Obr. 19 je znázorněna závislost toku sorbentu na výkonu kotle.



Obr. 19 - Polosuchá metoda - Tok sorbentu v závislosti na výkonu kotle

V Tab. 15 jsou číselně zobrazeny mezní hodnoty z Obr. 19.

Výkon bloku	Parametr	Hodnota	Jednotka
Maximální	Tok sorbentu do procesu	0,042	kg · s ⁻¹
Průměrný	Tok sorbentu do procesu	0,037	
Minimální	Tok sorbentu do procesu	0,024	

Tab. 15 - Polosuchá metoda - Tok sorbentu v závislosti na výkonu kotle

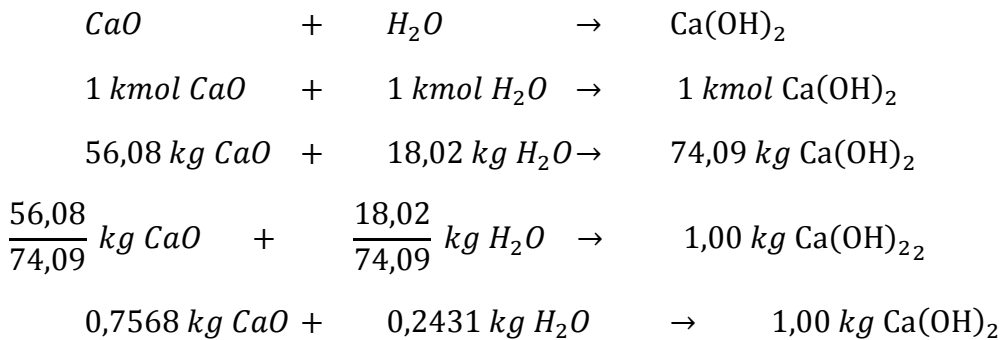
8.2. Bilance vody

U této metody platí pro bilanci vody stejné podmínky jako u metody suchého odsiřování s CFB reaktorem. Teplota vody na vstupu do odsíření je dána možnostmi energetického bloku. Rovněž jako u metody suchého odsiřování i zde je nutné, aby teplota výstupních spalin byla přibližně 80°C. Je dána požadavkem, aby na výstupu z absorberu byla vlhkost částic natolik nízká, že nedochází k nalepování částic na plochy zařízení. Zároveň je nutné, aby se tato teplota co nejvíce přiblížila teplotě rosného bodu vody, obsažené ve spalinách. Nejvyšší účinnost odsíření je tedy v případě splnění obou těchto podmínek. Výstupní teplota vody je tedy určena technologickými požadavky zařízení na 80°C. Výsledek je tedy stejný jako u varianty suchého odsíření. [14]

Tok vody do procesu odsíření:

$$\dot{m}_{vody} = 0,341 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Jelikož jako sorbent je použit oxid vápenatý, je nutné do procesu dodat potřebné množství vody pro tzv. hašení a vznik $\text{Ca}(\text{OH})_2$.



$$\dot{m}_{\text{vody_haš}} = \dot{m}_{\text{sorb}} \cdot 0,2431 = 0,042 \cdot 0,2431 = 0,0102 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

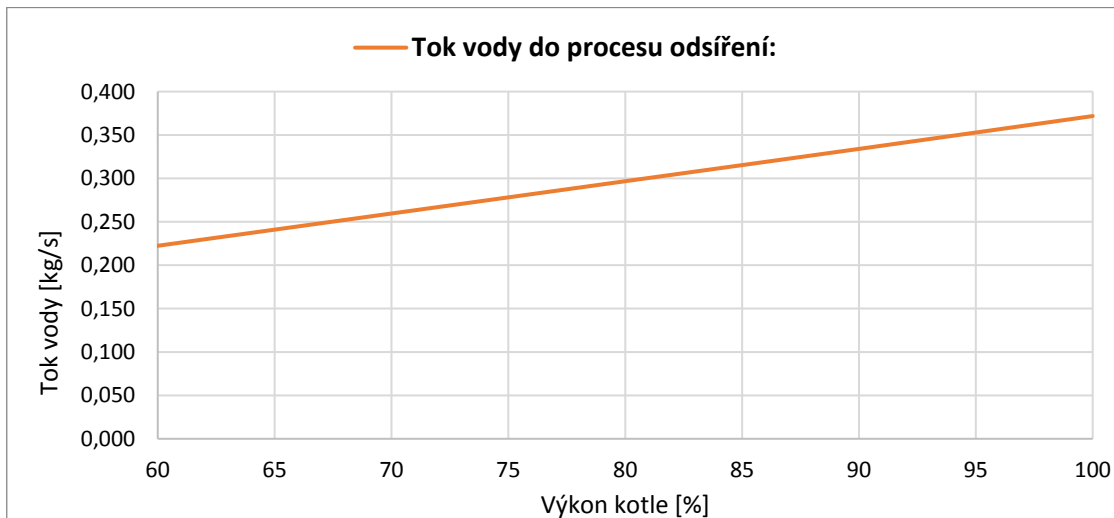
Pro vytvoření požadované suspenze, která bude rozstříkována v absorberu, je nutné dodat další vodu. V praxi se obvykle používá množství vody na hašení znásobené přebytkem s hodnotou 3.

$$\dot{m}_{\text{vody_haš}}^r = \dot{m}_{\text{vody_haš}} \cdot 3 = 0,0102 \cdot 3 = 0,0305 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Celkové množství vody dodané do procesu je tedy:

$$\dot{m}_{\text{vody_celk}} = \dot{m}_{\text{vody}} + \dot{m}_{\text{vody_haš}}^r = 0,341 + 0,0305 = 0,372 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Na Obr. 20 je znázorněna závislost toku procesní vody na výkonu kotle.



Obr. 20 - Polosuchá metoda - Tok vody v závislosti na výkonu energetického bloku

V Tab. 16 jsou číselně zobrazeny mezní hodnoty z Obr. 20.

Výkon bloku	Parametr	Hodnota	Jednotka
Maximální	Celkový tok vody do procesu	0,372	kg · s ⁻¹
Průměrný	Celkový tok vody do procesu	0,334	
Minimální	Celkový tok vody do procesu	0,222	

Tab. 16 - Polosuchá metoda - Tok vody v závislosti na výkonu energetického bloku

Jde o základní bilanční výpočet, spotřeba vody je tedy pouze orientační. V reálném provozu je množství vody určeno řídicím systémem, který na základě skutečné změřené teploty v procesu upraví množství vody tak, aby bylo dosaženo požadované teploty spalin a optimální přípravy suspenze.

8.3. Bilance produktů odsíření:

Pro výpočet bilance produktů odsíření bylo použito stejné metody výpočtu jako u možnosti suchého odsíření spalin. Vychází se tedy ze stechiometrické bilance z rovnice reakce oxidu siřičitého s vápenným hydrátem.

Tok vzniklého $\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ v procesu odsíření:

$$\dot{m}_{\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}} = 0,055 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok nezreagovaného vápenného hydrátu v procesu odsíření:

$$\dot{m}_{\text{Ca(OH)}_2} = \dot{m}_{\text{sorb}} \cdot 0,95 - 0,03164 = 0,042 \cdot 0,95 - 0,03164 = 0,0081 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok balastních příměsí v sorbentu:

$$\dot{m}_{\text{balast}} = \dot{m}_{\text{sorb}} \cdot (1 - 0,95) = 0,042 \cdot (1 - 0,95) = 0,0021 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok popílku ve spalinách:

$$\dot{m}_{\text{popílek}} = C_{\text{popílek}}^{\text{výstup}} \cdot \dot{V}_{\text{SS}}^{O_2 6\%} = 0,000020 \cdot 10,16 = 0,0002 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok suchého produktu odsíření:

$$\dot{m}_{\text{such prod}} = \dot{m}_{\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}} + \dot{m}_{\text{Ca(OH)}_2} + \dot{m}_{\text{balast}} + \dot{m}_{\text{popílek}}$$

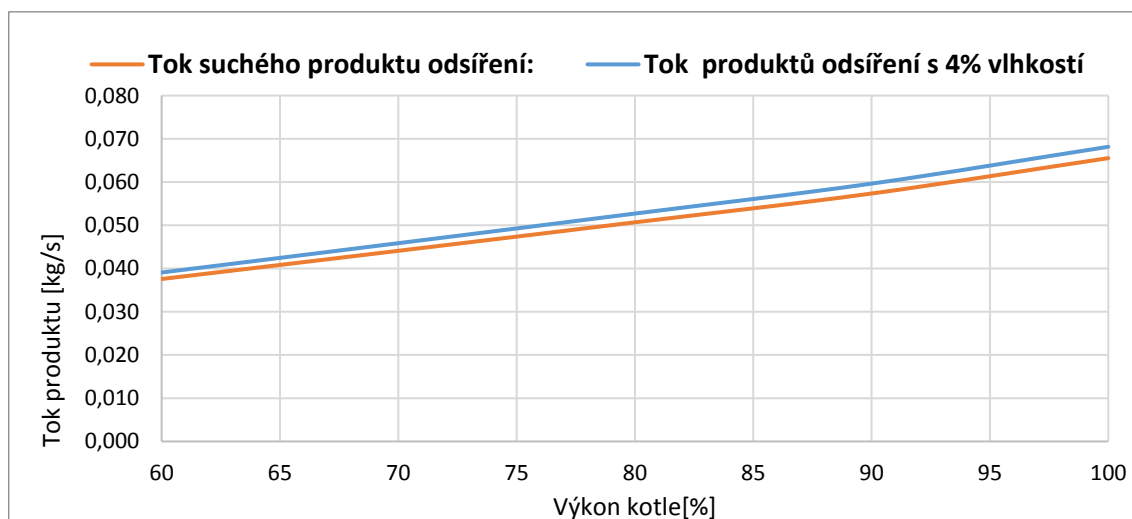
$$\dot{m}_{\text{such prod}} = 0,055 + 0,0081 + 0,0021 + 0,0002$$

$$\dot{m}_{\text{such prod}} = 0,0655 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Tok všech produktů odsíření s dovolenou 4% vlhkostí:

$$\dot{m}_{\text{vlhk prod}} = \dot{m}_{\text{such prod}} \cdot (1 + 0,04) = 0,0655 \cdot (1 + 0,04) = 0,0681 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Na Obr. 21 je znázorněna závislost toku spalin na výkonu kotle.



Obr. 21 - Polosuchá metoda - Tok produktů odsíření v závislosti na výkonu kotle

V Tab. 17 jsou číselně zobrazeny mezní hodnoty z Obr. 21.

Výkon bloku	Parametr	Hodnota	Jednotka
Maximální	Tok suchého produktu odsíření	0,066	kg · s ⁻¹
	Tok produktu odsíření s 4% vlhkostí	0,068	
Průměrný	Tok suchého produktu odsíření	0,057	
	Tok produktu odsíření s 4% vlhkostí	0,060	
Minimální	Tok vody do procesu	0,038	
	Tok produktu odsíření s 4% vlhkostí	0,039	

Tab. 17 - Polosuchá metoda - Tok produktů odsíření v závislosti na výkonu kotle

Výsledný produkt odsíření se nachází v suchém stavu, aby nezálepoval další technologická zařízení, kterými prochází. Ve své práškové podobě bývá opět zamícháván do suspenze vápenného hydrátu a dochází k jeho recyklaci.

▪ **Podíl produktů odsíření**

Podíl $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$ v produktu odsíření:

$$w_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O} = \frac{\dot{m}_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}}{\dot{m}_{such\ prod}} = \frac{0,055}{0,066} = 0,842 = 84,2\%$$

Podíl nezreagovaného vápenného hydrátu v produktu odsíření:

$$w_{Ca(OH)_2} = \frac{\dot{m}_{Ca(OH)_2}}{\dot{m}_{such\ prod}} = \frac{0,0081}{0,066} = 0,123 = 12,3\%$$

Podíl balastních příměsí v produktu odsíření:

$$w_{balast} = \frac{\dot{m}_{balast}}{\dot{m}_{such\ prod}} = \frac{0,0021}{0,066} = 0,032 = 3,2\%$$

Podíl popílku v produktu odsíření:

$$w_{popilek} = \frac{\dot{m}_{popilek}}{\dot{m}_{such\ prod}} = \frac{0,0002}{0,066} = 0,003 = 0,3\%$$

▪ **Bilance TZL**

Povolená koncentrace TZL na výstupu z odsíření:

$$C_{TZL}^{výstup} = 20 \text{ mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$$

Tok TZL ve spalínách vystupujících do atmosféry:

$$\dot{m}_{TZL} = C_{TZL}^{výstup} \cdot \dot{V}_{SS}^{O_2 6\%} = 0,000020 \cdot 10,16 = 0,0002 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Celkový tok zachycených produktů odsíření:

$$\dot{m}_{prod\ zachyt} = \dot{m}_{vlhk\ prod} - \dot{m}_{TZL} = 0,0681 - 0,0002 = 0,0679 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

8.4. Roční vyhodnocení

Pro roční vyhodnocení platí stejné provozní podmínky jako u předchozí varianty. Jedná se tedy o hodnoty, kterých by bylo dosaženo při průměrném vytížení energetického bloku a počtu provozních hodin s hodnotou 4 000.

▪ Spotřeba odsiřovacího sorbentu

Hodinová spotřeba:

$$m_{sorb}^{hod} = \dot{m}_{sorb} \cdot 3\,600 = 0,037 \cdot 3\,600 = 133,2 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční spotřeba:

$$m_{sorb}^{rok} = m_{sorb}^{hod} \cdot 4\,000 = 133,2 \cdot 4\,000 = 532,8 \text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$$

▪ Spotřeba procesní vody

Hodinová spotřeba:

$$m_{vody}^{hod} = \frac{\dot{m}_{vody}}{\rho_{vody}} \cdot 3\,600 = \frac{0,334}{998} \cdot 3\,600 = 1,20 \text{ m}^3 \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční spotřeba:

$$m_{vody}^{rok} = m_{vody}^{hod} \cdot 4\,000 = 1,20 \cdot 4\,000 = 4\,819 \text{ m}^3 \cdot \text{rok}^{-1}$$

▪ Produkty odsíření:

Hodinová produkce:

$$m_{prod}^{hod} = \dot{m}_{such\ prod} \cdot 3\,600 = 0,060 \cdot 3\,600 = 216 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční produkce:

$$m_{prod}^{rok} = m_{prod}^{hod} \cdot 4\,000 = 216 \cdot 4\,000 = 864 \text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$$

▪ TZL do atmosféry:

Hodinová produkce:

$$m_{TZL}^{hod} = \dot{m}_{TZL} \cdot 3\,600 = 0,0002 \cdot 3\,600 = 0,72 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční produkce:

$$m_{TZL}^{rok} = m_{TZL}^{hod} \cdot 4\,000 = 0,72 \cdot 4\,000 = 2\,880 \text{ kg} \cdot \text{rok}^{-1}$$

▪ Oxid siřičitý do atmosféry:

Hodinová produkce:

$$m_{SO_2}^{hod} = \dot{m}_{SO_2}^{výstup} \cdot 3\,600 = 0,0112 \cdot 3\,600 = 40,32 \text{ kg} \cdot \text{hod}^{-1}$$

Roční produkce:

$$m_{SO_2}^{rok} = m_{SO_2}^{hod} \cdot 4\,000 = 40,32 \cdot 4\,000 = 161,28 \text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$$

9. Návrh zařízení

Pro představu u velikosti stavby uvažovaných technologií bude proveden zjednodušený návrh dílčích zařízení, které dané technologie tvoří.

Nová technologie odsíření se napojuje na již stávající technologii zdroje. Cílem je nikterak nezměnit provozní chod již postavených zařízení. Stávající základ zařízení tvoří kotel s ohništěm Invefluid, z kterého putují spaliny do elektrostatického odlučovače, za kterým jsou umístěny spalínové ventilátory, které mají za cíl pokrýt tlakovou ztrátu vzniklou v kotli, odlučovači a kouřovodech. Nová technologie bude napojena právě za tuto větev. A rozdělení proudu spalin do odsíření není uvažováno. Dosáhlo by se tím sice větší spolehlivosti, ovšem zcela jistě by došlo k zvýšení investičních nákladů. A jelikož tok spalin není příliš vysoký, není nutné rozdělovat tok spalin.

U obou technologií jsou některá zařízení totožná nebo ve zjednodušené rovině velice srovnatelná. Jde o tkaninový filtr, podpůrný spalínový ventilátor a systém kouřovodů. Rozdílné jsou odsiřovací absorbéry a systémy přípravy odsiřovacího sorbentu.

9.1. Rozměry kouřovodů

Kouřovody jsou na každém úseku tvořeny potrubím o čtvercovém průřezu. Optimální rychlost spalin byla stanovena na 20 m/s. Při této rychlosti by nemělo docházet k usazování tuhých částic v kouřovodech a ani ke zbytečnému opotřebení kouřovodů abrazí částic. Zvýšená rychlost má rovněž vliv na zvýšení spotřeby elektrické energie pro chod ventilátoru. Kouřovody mají být rovněž v místech změny směru proudění opatřeny vnitřní vestavbou pro snížení tlakové ztráty a pro zrovnoměnění rychlostního pole.

▪ Úsek mezi stávající technologií a absorbérem

Reálný tok na vstupu do odsíření při teplotě 140°C:

$$\dot{V}_{VS,vstup}^{real} = 15,81 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Požadovaná rychlost:

$$v_{1*} = 20 \text{ m/s}$$

Rozměr kouřovodu:

$$V_k = S_1 \cdot v_{1*} = a_{1*}^2 \cdot v_{1*} \rightarrow a_{1*} = \sqrt{\frac{\dot{V}_{VS,vstup}^{real}}{v_{1*}}} = \sqrt{\frac{15,81}{20}} = 0,89 \text{ m}$$

Navržený rozměr:

$$a_1 = 0,9 \text{ m}$$

Reálná rychlost spalin:

$$v_1 = \frac{\dot{V}_{VS,vstup}^{real}}{a_1^2} = \frac{15,81}{0,9^2} = 19,52 \text{ m/s}$$

Výsledný návrh:

Navržený rozměr kouřovodu je 0,9 x 0,9 metru.

▪ **Úsek mezi stávající absorbérem a komínem**

Reálný tok na výstupu z odsíření při teplotě 80°C:

$$\dot{V}_{VS,vystup}^{real} = 13,51 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Požadovaná rychlost:

$$v_{1*} = 20 \text{ m/s}$$

Rozměr kouřovodu:

$$V_k = S_1 \cdot v_{1*} = a_{1*}^2 \cdot v_{1*} \rightarrow a_{1*} = \sqrt{\frac{\dot{V}_{VS,vstup}^{real}}{v_{1*}}} = \sqrt{\frac{13,51}{20}} = 0,82 \text{ m}$$

Navržený rozměr:

$$a_1 = 0,8 \text{ m}$$

Reálná rychlost spalin:

$$v_1 = \frac{\dot{V}_{VS,vstup}^{real}}{a_1^2} = \frac{15,81}{0,8^2} = 21,1 \text{ m/s}$$

Výsledný návrh:

Navržený rozměr kouřovodu je 0,8 x 0,8 metru.

9.2. Rozměry absorbérů

Pro představu o rozměrech absorbérů bude proveden jejich zjednodušený návrh. I přes velké konstrukční odlišnosti, budou oba absorbéry pro různé technologie odsíření zjednodušeně v tomto návrhu vnímány jako válcové nádoby.

9.2.1. Návrh CFB absorbέρu

Pro správnou funkci tohoto absorbέρu je nutné zabezpečení dlouhé doby setrvání částic spalin v prostoru absorbέρu. Tato doba byla stanovena na 20 vteřin.

Reálný tok na vstupu do odsíření při teplotě 140°C:

$$\dot{V}_{VS,vstup}^{real} = 15,81 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Požadovaná doba zadržení:

$$t_{1*} = 20 \text{ s}$$

Potřebný objem:

$$V_{abs-1}^* = \dot{V}_{VS,vstup}^{real} \cdot t_{1*} = 15,81 \cdot 20 = 316,2 \text{ m}^3/\text{s}$$

Navržená výška:

$$h_{abs-1} = 11 \text{ m}$$

Průměr absorbéru:

$$V_{abs-1}^* = S_{abs-1} \cdot h_{abs-1} = \frac{\pi \cdot d_{abs-1}^2}{4} \cdot h_{abs-1}$$

$$d_{abs-1} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{abs-1}^*}{\pi \cdot h_{abs-1}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 316,2}{\pi \cdot 11}}$$

$$d_{abs-1} = 6,0 \text{ m}$$

Reálná doba zádrže spalin:

$$t_1 = \frac{V_{abs}}{\dot{V}_{VS,vstup}^{real}} = \frac{\frac{\pi \cdot d_{abs-1}^2}{4} \cdot h_{abs-1}}{\dot{V}_{VS,vstup}^{real}} = \frac{\frac{\pi \cdot 6^2}{4} \cdot 11}{15,81} = 19,7 \text{ m/s}$$

Výsledný návrh:

Navržený rozměr CFB absorbéru je výška 11 metrů a průměr 6 metrů.

9.2.2. Návrh rozprašovacího absorbéru

Pro správnou funkci tohoto absorbéru je nutné zabezpečení určité doby setrvání částic spalin v prostoru absorbéru. Tato doba byla stanovena na 15 vteřin.

Reálný tok na vstupu do odsíření při teplotě 140°C:

$$\dot{V}_{VS,vstup}^{real} = 15,81 \text{ m}_N^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Požadovaná doba zadržení:

$$t_{1*} = 15 \text{ s}$$

Potřebný objem:

$$V_{abs-1}^* = \dot{V}_{VS,vstup}^{real} \cdot t_{1*} = 15,81 \cdot 15 = 237,2 \text{ m}^3/\text{s}$$

Navržená výška:

$$h_{abs-1} = 10 \text{ m}$$

Průměr absorbéru:

$$V_{abs-1}^* = S_{abs-1} \cdot h_{abs-1} = \frac{\pi \cdot d_{abs-1}^2}{4} \cdot h_{abs-1}$$

$$d_{abs-1} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{abs-1}^*}{\pi \cdot h_{abs-1}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 237,2}{\pi \cdot 10}}$$

$$d_{abs-1} = 5,5 \text{ m}$$

Reálná doba zadržetí spalin:

$$t_1 = \frac{V_{abs}}{\dot{V}_{VS,vstup}^{real}} = \frac{\frac{\pi \cdot d_{abs-1}^2}{4} \cdot h_{abs-1}}{\dot{V}_{VS,vstup}^{real}} = \frac{\frac{\pi \cdot 5,5^2}{4} \cdot 10}{15,81} = 15,0 \text{ m/s}$$

Výsledný návrh:

Navržený rozměr CFB absorbéru je výška 10 metrů a průměr 5,5 metru.

9.3. Rozměr nádrže procesní vody

Součástí systému procesní vody je zásobní nádrž, čerpadlo a potrubí s armaturami, které vedou procesní vodu do absorbéru. U polosuché metody je rovněž tento systém propojen s technologií přípravy odsířovací suspenze, kterou tvoří kombinace směšovací nádrží s míchadly.

Základní návrh rozměrů vychází z předpokladu, že nádrž musí mít dostatečný objem pro zachycení denní spotřeby procesní vody, která je pro obě technologie velmi srovnatelná.

Denní spotřeba procesní vody:

$$V_{vody}^{den} = m_{vody}^{hod} \cdot 24 = 3,34 \cdot 24 = 80,16 \text{ m}^3 \rightarrow 85 \text{ m}^3$$

Navržená výška:

$$h_{vod} = 5,5 \text{ m}$$

Průměr nádrže:

$$V_{vody}^{den} = S_{vod} \cdot h_{vod} = \frac{\pi \cdot d_{vod}^2}{4} \cdot h_{vod}$$

$$d_{vod} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{vody}^{den}}{\pi \cdot h_{vod}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 85}{\pi \cdot 10}}$$

$$d_{abs-1} = 4,4 \text{ m}$$

Výsledný návrh:

Nádrž procesní vody byla navržena výška 5,5 m, průměr 4,4 m a celkový objem 83 m^3 .

9.4. Rozměr sila sorbentu

Odsiřovací sorbent obou metod je nejprve uložen zásobní silu, odkud je s ním dále nakládáno. Ze zásobního sila je sorbent dopravován pomocí pneumatického komorového podavače a systému armatur. Doprava sorbentu je nepřetržitá a aktuální množství je automaticky regulováno řídicím systémem, který vyhodnocuje data z měření koncentrace SO_2 na výstupu do komína.

Základní návrh rozměrů vychází z předpokladu, že silo musí mít dostatečný objem pro zachycení týdenní spotřeby sorbentu, která je pro obě technologie velmi srovnatelná. Ovšem rozdíl nastává v hustotě sorbentu.

▪ Silo pro sorbent Sorbacal SP

Týdenní spotřeba sorbentu:

$$m_{sorb}^{tyden} = m_{sorb}^{hod} \cdot 24 \cdot 7 = 136,8 \cdot 24 \cdot 7 = 22\,982 \text{ kg}$$

Sypná hmotnost sorbentu Sorbacal SP: [16]

$$\rho_{sorbacal} = 2\,300 \text{ kg/m}^3$$

Týdenní spotřeba sorbentu:

$$V_{sorb}^{tyden} = \frac{m_{sorb}^{hod}}{\rho_{sorbacal}} = \frac{22\,982}{2\,300} = 9,9 \text{ m}^3 \rightarrow 10 \text{ m}^3$$

Navržená výška:

$$h_{vod} = 5,5 \text{ m}$$

Průměr nádrže:

$$V_{vody}^{den} = S_{vod} \cdot h_{vod} = \frac{\pi \cdot d_{vod}^2}{4} \cdot h_{vod}$$

$$d_{vod} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{vody}^{den}}{\pi \cdot h_{vod}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 70}{\pi \cdot 5,5}}$$

$$d_{abs-1} = 1,5 \text{ m}$$

Výsledný návrh:

Silu pro sorbent Sorbacal SP byla navržena výška 5,5 m, průměr 1,5 m a celkový objem 10 m³.

▪ Silo pro sorbent CaO

Týdenní spotřeba sorbentu:

$$m_{sorb}^{tyden} = m_{sorb}^{hod} \cdot 24 \cdot 7 = 133,2 \cdot 24 \cdot 7 = 22\,378 \text{ kg}$$

Sypná hmotnost sorbentu CaO: [21]

$$\rho_{CaO} = 3\,370 \text{ kg/m}^3$$

Týdenní spotřeba sorbentu:

$$V_{sorb}^{tyden} = \frac{m_{sorb}^{hod}}{\rho_{CaO}} = \frac{22\,378}{3\,370} = 6,7 \text{ m}^3 \rightarrow 7 \text{ m}^3$$

Navržená výška:

$$h_{vod} = 4 \text{ m}$$

Průměr nádrže:

$$V_{vody}^{den} = S_{vod} \cdot h_{vod} = \frac{\pi \cdot d_{vod}^2}{4} \cdot h_{vod}$$

$$d_{vod} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{vody}^{den}}{\pi \cdot h_{vod}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7}{\pi \cdot 4}}$$

$$d_{abs-1} = 1,5 \text{ m}$$

Výsledný návrh:

Silu pro sorbent CaO byla navržena výška 4 m, průměr 1,5 m a celkový objem 7 m³.

9.5. Rozměr sila produktů odsíření

Produkt, který je odloučen v tkaninovém filtru se z výsypek tkaninového filtru dopravuje do sila produktu pomocí pneumatických komorových podavačů. Podavače jsou řízeny tak, aby byl produkt dopravován v pravidelných střídavých intervalech. Velikost sila závisí na způsobu nakládání s produkty odsíření a možné četnosti jejich odvozu. Pro tento případ bude ideální, aby bylo možné v silu uložit přibližně třídění produkci z odsíření. Pro toto silo bude volen podobný rozměr jako pro zásobníky sorbentu.

Výsledný návrh:

Rozměry sila pro produkty odsíření byly navržena s výškou 5,5 m, průměrem 1,5 m a celkovým objemem 10 m³.

9.6. Rozměry tkaninového filtru

Spaliny obsahující pevné znečišťující částice vstupují do výsypky nebo do boční části skříně látkového filtru, kde dochází vlivem poklesu rychlosti a změně směru proudu spalin k prvnímu odloučení hrubých částic nečistot. Znečištěné spaliny pak dále postupují vzhůru k vertikálně zavěšeným filtračním hadicím. Na vnějším povrchu filtračních hadic dojde k oddělení zbývajících tuhých částic a následně spaliny prochází do komory čistého plynu a vystupují z látkového filtru a putují do sila produktu. Na vnějším povrchu filtračních hadic prachové částice vytvářejí souvislou vrstvu prachu, která se pravidelně odstraňuje pulsní regenerací. Vlastní regenerace se provádí krátkými pulsy stlačeného vzduchu, který je vháněn do filtrační hadice z otvorů proplachové trubky přes venturiho trubici. Účinkem pulsů stlačeného vzduchu na vnitřní stranu filtrační hadice dojde k odtržení usazené vrstvy prachu od vnějšího povrchu hadice. Prach postupně padá do výsypky a odtud je tlakovým uzávěrem odváděn mimo prostor látkového filtru. Řídící jednotka ovládá četnost pulsů a celý provoz tak, aby byla na filtračních hadicích stálá vrstva prachu tzv. filtrační koláč, který zvyšuje filtrační účinek látkového filtru.

Pro zjednodušený návrh tkaninového filtru je směrodatná filtrační rychlost a rozměr hadic. Filtr je rozvržen do čtyř komor, s hadicemi kruhového průřezu, které jsou uspořádány do čtverce. Pro tento případ byla doporučena filtrační rychlost 0,7 m/s, délka hadice 4 m a průměr hadice 100 mm.

Povrch hadice:

$$S_{HF} = \pi \cdot d_{HF} \cdot L_{HF} = \pi \cdot 100 \cdot 10^{-3} \cdot 4\,000 \cdot 10^{-3} = 1,26 \text{ m}^2$$

Povrch potřebný k odprášení:

$$S_{odpr} = \frac{\dot{V}_{VS,vystup}^{real}}{v_{F*}} = \frac{13,51}{\frac{0,8}{60}} = 1\,013,25 \text{ m}^2$$

Teoretický počet hadic:

$$n_{HF*} = \frac{S_{odpr}}{S_{HF}} = \frac{1\,013,25}{1,26} \cong 805 \text{ ks}$$

Při čtvercovém rozvržení se tedy v jedné komoře nachází 202 hadic umístěných v 15 řadách po 15 hadicích. Skutečný počet hadic je tedy 900 hadic.

Skutečná filtrační rychlost:

$$v_F = \frac{60 \cdot \dot{V}_{VS,vystup}^{real}}{n_{HF} \cdot S_{HF}} = \frac{60 \cdot 13,51}{900 \cdot 1,26} = 0,715 \text{ m/s}$$

9.7. Návrh ventilátoru

Pro návrh výkonu ventilátoru je nutné provést výpočet tlakové ztráty celé technologie odsíření. Nová technologie je vložena za stávající technologii a komín, musí nově navržený sekundární spalínový ventilátor pokrýt tlakové ztráty pouze na tomto úseku. Cílem tedy je, aby na výstupu byl stejný tlak jako na vstupu odsíření. Umístění ventilátoru bude před vstupem spalin do komína. Ventilátor bude udržovat trvalý podtlak, což je výhodnější, jelikož v případě netěsnosti je vzduchu z okolí přisáván a nedojde k úniku spalin. Tlaková ztráta, kterou musí ventilátor pokrýt se skládá ze ztráty v kouřovodech, různých absorbérech a tkaninovém filtru. Referenční tlak pro výpočet na vstupu do komína je atmosférický tlak. Nejedná se o podtlak ani přetlak, proto bude ve výpočtu roven nule.

▪ Tlaková ztráta kouřovodů

Jelikož se jedná o modelový příklad a není určeno přesné rozložení a trasa kouřovodů, bude úsek rozdělen pouze na dvě části. První část od stávajícího napojení po absorbér s délkou kouřovodů 10 metrů. A druhou část od absorbéru po komín s délkou 25 metrů. Pro tuto teoretickou aplikaci rovněž není možné stanovit místní tlakové ztráty, jejich velikost se bude rovnou 2,5násobku vypočtené tlakové ztráty třením.

Pro výpočet je nutné znát kinematickou viskozitu spalin, která je uvedena v Tab. 18.

Teplota [°C]	Kinem. viskozita $\nu \cdot 10^6$ [m ² /s]
0	11,9
100	20,8
200	31,6

Tab. 18 - Kinematická viskozita spalin v závislosti na teplotě [18]

▪ **Úsek mezi stávající technologií a absorbérem**

Ekvivalentní průměr:

$$d_{e1} = a_1 = 0,9 \text{ m}$$

Kinematická viskozita spalín při teplotě 140 °C:

$$v^{140^\circ\text{C}} = (v^{200^\circ\text{C}} - v^{100^\circ\text{C}}) \cdot \frac{140 - 100}{100} + v^{100^\circ\text{C}} = (31,6 - 20,8) \cdot \frac{140 - 100}{100} + 20,8$$

$$v^{140^\circ\text{C}} = 25,12 \text{ m}^2/\text{s}$$

Reynoldsovo číslo:

$$Re_1 = \frac{v_1 \cdot d_{e1}}{v^{140^\circ\text{C}}} = \frac{19,52 \cdot 0,9}{25,12} = 699\,363 \rightarrow \textit{turbulentní proudění}$$

Třecí součinitel dle Jakimonoova vztahu:

$$\lambda_1 = \frac{0,857}{\log(Re_1)^{2,4}} = \frac{0,857}{\log(699\,363)^{2,4}} = 0,0124$$

Tlaková ztráta třením:

$$\Delta p_{t1} = \lambda_1 \cdot \frac{L_1}{d_{e1}} \cdot \frac{v_1^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,0124 \cdot \frac{10}{0,9} \cdot \frac{19,52^2}{2} \cdot 1,303 = 34,1 \text{ Pa}$$

Tlaková ztráta místní:

$$\Delta p_{m1} = \Delta p_{t1} \cdot 2,5 = 34,1 \cdot 2,5 = 85,4 \text{ Pa}$$

Celková tlaková ztráta:

$$\Delta p_{c1} = \Delta p_{t1} + \Delta p_{m1} = 34,1 + 85,4 = 119,5 \text{ Pa}$$

▪ **Úsek mezi stávající absorbérem a komínem**

Ekvivalentní průměr:

$$d_{e2} = a_2 = 0,8 \text{ m}$$

Kinematická viskozita spalín při teplotě 80 °C:

$$v^{80^\circ\text{C}} = (v^{200^\circ\text{C}} - v^{0^\circ\text{C}}) \cdot \frac{80}{100} + v^{0^\circ\text{C}} = (20,8 - 11,9) \cdot \frac{80}{100} + 11,9$$

$$v^{80^\circ\text{C}} = 19,02 \text{ m}^2/\text{s}$$

Reynoldsovo číslo:

$$Re_2 = \frac{v_1 \cdot d_{e1}}{v^{140^\circ\text{C}}} = \frac{21,1 \cdot 0,8}{19,02} = 887\,487 \rightarrow \textit{turbulentní proudění}$$

Třecí součinitel dle Jakimonova vztahu:

$$\lambda_2 = \frac{0,857}{\log(Re_2)^{2,4}} = \frac{0,857}{\log(887\,487)^{2,4}} = 0,0119$$

Tlaková ztráta třením:

$$\Delta p_{t2} = \lambda_2 \cdot \frac{L_2}{d_{e2}} \cdot \frac{v_2^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,0119 \cdot \frac{25}{0,8} \cdot \frac{21,1^2}{2} \cdot 1,303 = 107,6 \text{ Pa}$$

Tlaková ztráta místní:

$$\Delta p_{m2} = \Delta p_{t2} \cdot 2,5 = 107,6 \cdot 2,5 = 269,0 \text{ Pa}$$

Celková tlaková ztráta:

$$\Delta p_{c2} = \Delta p_{t2} + \Delta p_{m2} = 107,6 + 269,0 = 376,6 \text{ Pa}$$

▪ Tlaková ztráta absorbérů

Tlaková ztráta CFB absorbéru:

$$\Delta p_{A-CFB} = 500 \text{ Pa}$$

Tlaková ztráta rozprašovacího absorbéru:

$$\Delta p_{A-roz} = 400 \text{ Pa}$$

▪ Tlaková ztráta tkaninového filtru

Tlaková ztráta tkaninového filtru:

$$\Delta p_{fil.tkan} = 700 \text{ Pa}$$

9.7.1. Ventilátor pro suchou metodu odsíření

Celková tlaková ztráta:

$$\Delta p_{celk-1} = \Delta p_{c1} + \Delta p_{A-CFB} + \Delta p_{c2} + \Delta p_{fil.tkan} = 119,5 + 500 + 376,6 + 700$$

$$\Delta p_{celk-1} = 1696 \text{ Pa}$$

K pokrytí tlakových ztrát je použit podpůrný spalínový ventilátor. Účinnost ventilátoru je zvolena 75 %. Jedná se o sníženou účinnost kvůli zaručení výkonové rezervy, kterou by bylo možné využít při reálném provozu.

Příkon spalínového ventilátoru:

$$P_{vent-1} = \frac{\dot{V}_{VS,vystup}^{real} \cdot \Delta p_{celk-1}}{\eta_v} = \frac{13,51 \cdot 1696}{0,75} = 305,5 \text{ kW}$$

9.7.2. Ventilátor pro polosuchou metodu odsíření

Celková tlaková ztráta:

$$\Delta p_{celk-1} = \Delta p_{c1} + \Delta p_{A-roz} + \Delta p_{c2} + \Delta p_{fil.tkan} = 119,5 + 400 + 376,6 + 700$$

$$\Delta p_{celk-1} = 1596 \text{ Pa}$$

K pokrytí tlakových ztrát je použit podpurný spalínový ventilátor. Účinnost ventilátoru je zvolena 75 %. Jedná se o sníženou účinnost kvůli zaručení výkonové rezervy, kterou by bylo možné využít při reálném provozu.

Příkon spalínového ventilátoru:

$$P_{vent-1} = \frac{\dot{V}_{VS,vystup}^{real} \cdot \Delta p_{celk-1}}{\eta_v} = \frac{13,51 \cdot 1596}{0,75} = 287,5 \text{ kW}$$

9.7.3. Přehled zařízení

Přehled zařízení k jednotlivým technologiím a jejich navrhovaným rozměrům je znázorněn v Tab. 19.

Suché odsíření	Polosuché odsíření
Kouřovody <i>0,9x0,9 a 0,8x0,8 metru</i>	Kouřovody <i>0,9x0,9 a 0,8x0,8 metru</i>
CFB absorber <i>výška 11 metrů a průměr 6 metrů</i>	Rozprašovací absorber <i>výška 10 metrů a průměr 5,5 metru</i>
Nádrž procesní vody <i>výška 5,5 m a průměr 4,4 m</i>	Nádrž procesní vody <i>výška 5,5 m a průměr 4,4 m</i>
Silo sorbentu <i>výška 5,5 m a průměr 1,5 m</i>	Silo sorbentu <i>výška 4 m a průměr 1,5 m</i>
Silo produktu odsíření <i>výškou 5,5 m a průměr 1,5 m</i>	Silo produktu odsíření <i>výškou 5,5 m a průměr 1,5 m</i>
Tkaninový filtr <i>900 hadic</i>	Tkaninový filtr <i>900 hadic</i>
Ventilátor <i>Příkon 305,5 kW</i>	Ventilátor <i>287,5 kW</i>

Tab. 19 - Přehled navrhovaných rozměrů zařízení

10. Srovnání variant

V rozhodování o výběru vhodné technologie odsířování je nutné vycházet z provozních parametrů energetického zdroje a požadavku na výstupní úroveň emisí ze zařízení. Navržená technologie odsíření nesmí ovlivňovat provoz energetického zdroje. Rozhodující při výběru optimální technologie odsíření je správná kombinace daných provozních parametrů zdroje s vlastnostmi navrhovaného odsíření. Obě navržené technologie tyto vlastnosti splňují. Důležitým prvkem pro rozhodování jsou investiční a provozní náklady odsířovací technologie. Výběr vhodné technologie také ovlivní možný prostor pro instalaci zařízení, způsob nakládání s produktem odsíření a dostupnost vhodného sorbentu.

10.1. Parametry technologie

Pro srovnání obou technologií byly ze základních bilancí stanoveny přibližné spotřeby odsířovacího sorbentu, procesní vody, množství vzniklých produktů odsíření a množství vypuštěných emisí. Tyto údaje se mohou od skutečného stavu v provozu lišit, pro porovnání jsou ovšem dostačující. Výkon kotle se v průběhu času přizpůsobuje aktuální potřebě, čímž je také ovlivněna odsířovací technologie.

Bylo provedeno hodinové a roční určení spotřeby a tvorby procesních látek. Vycházelo se z průměrného zatížení zdroje a rozsah ročních provozních hodin byl stanoven na 4 000 hodin. Výsledný souhrn je v Tab. 20

Parametr	Suchá metoda	Polosuchá metoda	Jednotka
Spotřeba odsířovacího sorbentu			
Hodinová	136,8	133,2	$kg \cdot hod^{-1}$
Roční	547,2	532,8	$t \cdot rok^{-1}$
Spotřeba procesní vody			
Hodinová	1,11	1,2	$m^3 \cdot hod^{-1}$
Roční	4 430	4 819	$m^3 \cdot hod^{-1}$
Tvorba produktů odsíření:			
Hodinová	241	216	$kg \cdot hod^{-1}$
Roční	963	864	$t \cdot rok^{-1}$
TZL do atmosféry			
Hodinová	0,72		$kg \cdot hod^{-1}$
Roční	2880		$kg \cdot rok^{-1}$
Oxid siřičitý do atmosféry:			
Hodinová	40,3		$kg \cdot hod^{-1}$
Roční	161,3		$t \cdot rok^{-1}$

Tab. 20 - Srovnání parametrů technologií

Spotřeba sorbentu u obou metod vychází prakticky totožně. Suchá metoda má nižší poměr $Ca/S = 1,15$ než polosuchá s $Ca/S = 1,5$, což by směřovalo k nižší potřebě sorbentu. Ovšem u polosuché metody byl jako vstupní sorbent použit oxid vápenatý, který má nižší stechiometrický poměr $CaO/Ca = 1,374$ než sorbent použitý u suché metody odsíření $Ca(OH)_2/Ca = 1,849$. Souhra těchto faktorů zapříčinila, že potřebný tok sorbentu do procesu je u obou metod velice podobný.

Spotřeba vody u polosuché metody je větší, neboť mimo vody potřebné k chlazení spalin je do procesu nutné dodávat vodu pro hašení CaO a vznik vodní suspenze hydroxidu vápenatého.

Množství TZL a oxidu siřičitého je výsledkem požadavku emisních limitů a je proto pro obě technologie stejné.

10.2. Náklady

Obě navržené technologie budou porovnány z ekonomického hlediska. Jelikož bylo provedeno pouze bilanční zhodnocení a zjednodušený návrh jednotlivých zařízení, ekonomické výsledky jsou pouze orientační a slouží jako možná ukázka reálného provozu. Uvedené ceny jsou bez DPH.

10.2.1. Investiční náklady

Jelikož předmětem práce nebyl detailní návrh technologie, je určení a následné porovnání investičních nákladů velmi obtížnou záležitostí. Na základě potřebných zařízení v souvislosti s velikostí odsiřovaného zdroje byly ceny zařízení kvalifikovaně odhadnuty. Jako podklad pro tento odhad sloužil zjednodušený návrh rozměrů jednotlivých zařízení. Do ceny obou technologií museli tedy být rovněž zahrnuty náklady na nově vzniklé kouřovody, armatury, spodní stavby, ocelové konstrukce, elektrozařízení s automatizovaným systémem řízení technologických procesů a potřebné izolace a nátěry. [14]

▪ Suchá metoda s CFB absorbérem

Suchá metoda s CFB absorbérem se skládá z následujících hlavních zařízení:

Položka	Cena v milionech Kč
Absorbér CFB	22
Tkaninový filtr	13
Nádrž procesní vody	3,5
Zásobník produktu odsíření	5
Zásobník vápenného hydrátu	6,5
Ventilátor	5
Čerpadlo	2
Kouřovody	8
Celková strojná cena	65

Tab. 21 - Cena zařízení - suchá metoda [14]

Ovšem mimo samotné pořizovací strojní ceny za jednotlivá zařízení je nutné zohlednit také další náklady související s instalací nové odsiřovací technologie, které jsou zobrazeny v Tab. 22.

Jednotlivé části nákladů	Cena v milionech Kč
Strojní	65
Elektro + ASŘTP	18
Izolace	13
Nátěry	1
Montáž	23
Pozemní stavba	26
Celková cena	146

Tab. 22 - Celkové náklady - suchá metoda [14]

Cena instalace suché metody s CFB absorbérem byla v tomto rozsahu odhadnuta na 146 miliónu Kč.

▪ **Polosuchá metoda s rozprašovacím absorbérem:**

Polosuchá metoda s rozprašovacím absorbérem se skládá z následujících hlavních zařízení:

Položka	Cena v milionech Kč
Rozprašovací absorbér	15
Tkaninový filtr	13
Nádrž procesní vody	3,5
Zásobník produktu odsíření	5
Zásobník vápna	6,5
Nádrž a systém pro přípravu suspenze	10
Ventilátor	5
Systém čerpadel	10
Kouřovody	8
Celková strojní cena	76

Tab. 23 - Cena zařízení - polosuchá metoda [14]

V Tab. 24 jsou zobrazeny ceny dalších spojených nákladů.

Jednotlivé části nákladů	Cena v milionech Kč
Strojní	75
Elektro + ASŘTP	21
Izolace	15
Nátěry	1
Montáž	27
Pozemní stavba	30
Celková cena	169

Tab. 24 - Celkové náklady - posuchá metoda [14]

Cena instalace polosuché metody s rozprašovacím absorbérem byla v tomto rozsahu odhadnuta na 169 miliónu Kč.

10.2.2. Provozní náklady

Návrh odsiřovací technologie neprobíhá na konkrétní zařízení, je velmi obtížné správně kvalifikovat jednotlivé provozní náklady. Budeme proto vycházet z kvalifikovaných odhadů a průměrných cen na trhu.

▪ Náklady na elektrickou energii

Náklady na elektrickou energii se dají vzhledem k rozsahu práce velmi těžko kvalifikovat. Při určování těchto hodnot bylo vycházeno z odborné konzultace.

Bylo zjištěno, že potřebné nové spalínové ventilátory mají pro obě technologie přibližně stejnou spotřebu elektrické energie okolo 300 kWh. Látkový filtr a systém na odnos produktů odsíření dosahuje spotřeby přibližně 100 kWh. Čerpadlo procesní vody požaduje 50 kWh. U suché metody zásobování vápenného sorbentu je spotřeba okolo 50 kWh. Pro polosuchou metodu je náročnější příprava odsiřovacího sorbentu, proto její přibližná spotřeba je 150 kWh. U obou technologií další systémy dosahují spotřebují přibližně dalších 100 kWh.

Spotřeba elektrické energie zařízení pro suché odsiřování je přibližně 600 kWh/hod a 700 kWh/hod pro polosuché odsiřování. Obě hodnoty jsou velmi podobné a byly stanoveny na základě rozboru a zkušeností pro tyto technologie. Spotřeba polosuché metody je vyšší, vzhledem k přípravě suspenze, a tedy příkonu nutnému pro míchadla v nádržích a jeho dopravu. Cena je uvažována 1 750 Kč/MWh. [14]

Metoda suchého odsiřování:

$$N_{el}^I = T_{provoz} \cdot c_{el} \cdot P_I = 4\,000 \cdot 1\,750 \cdot 0,600 = 4\,200\,000 \text{ Kč/rok}$$

Metoda polosuchého odsiřování:

$$N_{el}^{II} = T_{provoz} \cdot c_{el} \cdot P_{II} = 4\,000 \cdot 1\,750 \cdot 0,700 = 4\,900\,000 \text{ Kč/rok}$$

▪ Náklady na dávkování sorbentu

Pro minimalizaci nákladů je pro skutečný provoz potřeba nejen zhodnotit cenu sorbentu, ale také cenu přepravy sorbentu. Pro variantu suchého odsíření je použit sorbent typu Sorbacal SP, jehož cena je 4 500 Kč/tuna. U varianty polosuchého odsíření je jako sorbent použito CaO, jehož cena je 3 500 Kč/tuna. U obou cen je zahrnuta uvažovaná cena dopravy. Vzdálenost a typ přepravy mají zásadní vliv na tuto položku. Do ceny samozřejmě také velice zasahuje konkrétní dodavatel sorbentu, nabídky různých výrobců se mohou velmi lišit. [14]

Metoda suchého odsířování:

$$N_{sorb}^I = c_{sorb} \cdot m_{sorb}^{rok} = 4\,500 \cdot 547,2 = 2\,462\,400 \text{ Kč/rok}$$

Metoda polosuchého odsířování:

$$N_{sorb}^{II} = c_{sorb} \cdot m_{sorb}^{rok} = 3\,500 \cdot 532,8 = 1\,864\,800 \text{ Kč/rok}$$

Jelikož u obou variant je hmotnostní tok sorbentu do odsíření prakticky totožný, o velikosti nákladů rozhoduje cena sorbentu. Cena nehaseného vápna je výrazně nižší než cena speciálního sorbentu Sorbacal SP.

▪ Náklady na procesní vodu

Pro variantu suchého odsíření je voda použita pro ochlazování spalin. U polosuché metody je nutné mimo chlazení spalin také hasit vápno. Cena vody je uvažována 6 Kč/m³. [14]

Metoda suchého odsířování:

$$N_{voda}^I = c_{voda} \cdot m_{voda}^{rok} = 6 \cdot 4\,430 = 26\,580 \text{ Kč/rok}$$

Metoda polosuchého odsířování:

$$N_{voda}^{II} = c_{voda} \cdot m_{voda}^{rok} = 6 \cdot 4\,819 = 28\,914 \text{ Kč/rok}$$

▪ Náklady na likvidaci produktu odsíření

Náklady spojené s produktem odsíření jsou výsledkem rozvahy provozovatele, jaké má možnosti nakládání s těmito produkty. Tyto možnosti se liší region od regionu. Podle složení produktů dojde k zatřídění, tvorbě stabilizátu, čímž vznikají možnosti odstranění produktů. Stabilizát může být určen do výsypek dolů, pro násypy a zásypy při úpravě reliéfu krajiny.

Stabilizát je stavební směs s vápenným pojivem vyráběná ve směšovacím zařízení. Je dodáván odběratelům na výstupu z centrálního mísicího zařízení jako zavlhá směs s optimální vlhkostí vhodnou k okamžitému zpracování.

Pokud by produkty odsíření nebyly upraveny pro další zpracování a byly pouze uskladněny na skládku, náklady na tuto likvidaci by byly 900 Kč za tunu. [14]

Metoda suchého odsířování:

$$N_{prod}^I = c_{prod} \cdot m_{prod}^{pro} = 900 \cdot 963 = 866\,700 \text{ Kč/rok}$$

Metoda polosuchého odsířování:

$$N_{prod}^{II} = c_{prod} \cdot m_{prod}^{rok} = 900 \cdot 864 = 777\,600 \text{ Kč/rok}$$

▪ Celkové provozní náklady

Metoda suchého odsířování:

$$N^I = N_{el}^I + N_{sorb}^I + N_{voda}^I + N_{prod}^I = 4\,200\,000 + 2\,462\,400 + 26\,580 + 866\,700$$

$$N^I = 7\,555\,680 \text{ Kč/rok}$$

Metoda polosuchého odsířování:

$$N^{II} = N_{el}^{II} + N_{sorb}^{II} + N_{voda}^{II} + N_{prod}^{II} = 4\,900\,000 + 1\,864\,800 + 28\,914 + 777\,600$$

$$N^{II} = 7\,571\,314 \text{ Kč/rok}$$

Největší podíl na velikosti provozních nákladů má u obou variant položka nákladů na potřeba elektrické energie, která je u polosuché metody vyšší než u suché. Další významnou složkou provozních nákladů je odsířovací sorbent, který je vyšší u suché metody kvůli vyšší pořizovací ceně. Náklady na procesní vodu jsou minimální. Náklady na zacházení s produkty odsíření jsou mírně vyšší u polosuchého odsíření. Celkové provozní náklady jsou tudíž prakticky totožné.

10.3. Zhodnocení

Při porovnání provozních parametrů navržených technologií bylo zjištěno, že pro požadované vstupní a výstupní parametry odsíření obě navržené metody dosahují prakticky stejných potřeb velikosti toku odsiřovacího sorbentu, spotřeby procesní vody a produktů odsíření. Obě varianty také dosahují přibližně stejných provozních nákladů přibližně 7,5 miliónů korun na rok. Rozdíl nastává u investičních nákladů, kde dle odhadu je suchá metoda levnější až o 23 miliónů korun.

Pro výběr optimální metody pro odsíření energetického zdroje budou proto rozhodující požadavky a možnosti konkrétního zařízení, které je nutné odsířit. U polosuché metody je nevýhodou příprava a aplikace sorpční suspenze, čímž je technologie složitější, což může přinášet určité provozní problémy. Tato suspenze je také rizikem pro ucpání rozprašovacích trysek absorbéru a dalšího zalepování a ucpávání technologie.

Což je výhoda suchého odsíření s CFB absorbérem, neboť u něj není pracováno se suspenzemi a sorbent je v absorbéru rozprašován v suchém stavu. Provoz procesu se snadno udržuje, neboť nepotřebuje velkou údržbu strojních zařízení, tedy čerpadel odolných k abrazi suspenze, míchaček, rotačních rozprašovačů a zařízení k odvodňování suspenze. Vápenný sorbent je dopravován pod Venturiho dýzy absorbéru v práškové formě. Zcela tím odpadají provozní problémy se skladováním, dopravou, vstřikováním a čištěním tras vápenné suspenze. Provozní nevýhodou této metody může být udržení stabilní fluidní vrstvy, která je ovšem dobře říditelná tryskami. Metoda je kompromisem mezi mokrou metodou, vyznačující se vysokou účinností odsíření a suchou metodou, pro niž je charakteristická jednoduchá technologie a bezproblémovost provozu. Z výše uvedených důvodů je v současné době často upřednostňována právě proti metodě polosuchého odsiřování s rozprašováním suspenze. [14]

Obě metody dosahují velice podobných bilančních výsledků.

11. Závěr

Cílem této práce bylo navrhnout odsiřovací jednotku pro energetický zdroj, kterým je kotel o parním výkonu 30 tun páry za hodinu, spalující palivo Bílina hruboprach 1 v ohništi typu Invetlfluid. Emisní limit byl stanoven na $1\,100\text{ mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$.

V úvodu práce byla popsána základní charakteristika oxidů síry a jejich vliv na životní prostředí. Dále bylo pojednáno o platných emisních limitech pro oxid siřičitý v České republice. Poté byla provedena rešerše jednotlivých technologií na odsíření spalin. Technologie byly rozděleny dle fáze, při které dojde k zachycení oxidu siřičitého na suché, polosuché a mokré metody. U každé technologie byl popsán princip, na kterém pracuje a její provozní požadavky. Poté proběhlo stručné porovnání odsiřovacích metod a byly zmíněny požadavky na vápenný sorbent.

V praktické části byly provedeny základní bilanční výpočty toku spalin, síry, odsiřovacího sorbentu a produktů odsíření v závislosti na výkonu energetického bloku. Pro zadané palivo byl nejprve proveden stechiometrický výpočet. Na základě parametrů kotle byl proveden výpočet toku spalin a zjištění výrobního tepla pára na přibližně 24 MW. Dílčím krokem tohoto výpočtu bylo určení účinnosti kotle na 90,66 %. Tok spalin při maximální výkonu kotle byl vypočten na $37\,630\text{ m}_N^3 \cdot \text{hod}^{-1}$. Ze stechiometrického výpočtu bylo získáno složení spalin, ze kterého byla určena koncentrace oxidu siřičitého. Koncentrace oxidu siřičitého ve spalinách na vstupu do procesu odsíření byla vypočtena na $2\,436\text{ mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$. Z této hodnoty vyplynula požadovaná účinnost odsiřovacího procesu 71 %. Jako možné varianty odsíření spalin pro tento energetický zdroj byly navrženy technologie suchého odsiřování spalin s CFB absorbérem a technologie polosuchého odsiřování spalin s rozprašovacím absorbérem. Pro obě varianty byly provedeny základní bilanční výpočty. Dále uváděné vypočtené hodnoty jsou platné pro maximální tok spalin.

U suché metody odsiřování spalin s CFB absorbérem byl jako sorbent použit vápenný hydrát s označení Sorbacal. Tok tohoto sorbentu byl vypočten na $0,043\text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$. Byl vypočten tok vody, nutný pro chlazení spalin na požadovanou úroveň, která zabezpečuje optimální odsiřovací proces, tento tok vody je $0,341\text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$. Rovněž bylo stanoveno množství produktů odsíření s hodnotou $0,067\text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$.

Pro polosuchou metodu odsiřování spalin s rozprašovacím absorbérem bylo jako vstupní látka použito CaO, které bylo zpracováno hašením na hydroxid vápenatý, z kterého byla vytvořena vápená suspenze rozprašovaná v absorbéru. Tok CaO na vstupu do procesu byl vypočten na $0,042\text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$. I v této technologii bylo nutné spaliny chladit na stejnou úroveň jako je tomu v procesu s CFB absorbérem. Ovšem tok vody byl zvětšen kvůli hašení vápna a tvorbě vápenné suspenze na hodnotu $0,372\text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$. Množství produktů odsíření bylo vypočteno na hodnotu $0,066\text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$.

Poté bylo provedeno roční vyhodnocení při provozu o průměrném vytížení energetického bloku, které bylo zjištěno a počtu provozních hodin s hodnotou 4 000. Spotřeba sorbentu byla u suché metody $547\text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$, u polosuché $533\text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$. Tvorba produktu odsíření u suché metody $963\text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$, u polosuché $864\text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$.

Do atmosféry bylo spaliny po průchodu odsiřovacími jednotkami vypuštěno $2\,880\text{ kg} \cdot \text{rok}^{-1}$ TZL a $161,3\text{ t} \cdot \text{rok}^{-1}$ oxidu siřičitého.

Dále byla provedena zjednodušená bilance provozních a investičních nákladů. Pro kvalifikovaný odhad cen byly navrženy základní parametry všech dílčích zařízení obou technologií. U provozních nákladů došlo k rozboru a přiblížení velikosti provozních nákladů. Náklady na provozování suché metody odsíření s CFB absorbérem byly stanoveny na 7,5 milionu Kč ročně a investiční náklady až 146 milionů Kč. Pro polosuchou metodu s rozprašovacím absorbérem byly stanoveny provozní náklady také na 7,5 milionu Kč ročně a investiční náklady až 169 milionů Kč.

Jako lepší varianta byla zvolena suchá metoda odsíření s CFB absorbérem. Bylo tak vybráno z důvodu lepší provozní spolehlivosti technologie.

12. Seznam použitých zdrojů

- [1] Referenční dokument o nejlepších dostupných technikách pro velká spalovací zařízení [online]. 2006 [cit. 2016-12-09]. Dostupné z: <http://www.ippc.cz/dokumenty/DC0068>
- [2] Zákon č. 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší. [online]. [cit. 2016-12-09]. Dostupné z: <http://www.psp.cz/sqw/sbirka.sqw?cz=201&r=2012>
- [3] Vyhláška č. 415/2012 Sb., o přípustné úrovni znečišťování a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší. [online]. [cit. 2017-01-09]. Dostupné také z: <http://www.psp.cz/sqw/sbirka.sqw?r=2012&cz=415>.
- [4] SLAVEX INDUSTRIAL FILTERS [online]. [cit. 2016-12-10]. Dostupné z: www.slavex.cz
- [5] VEJVODA, Josef, Pavel MACHAČ a Petr BURYAN. *Technologie ochrany ovzduší a čištění odpadních plynů*. Praha: Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2003. ISBN 80-708-0517-X.
- [6] HENZEL, D. S. *Handbook for flue gas desulfurization scrubbing with limestone*. Park Ridge, N.J.: Noyes Data, 1982. ISBN 978-0815509127.
- [7] MACEK, L., RAAB, P. *Omezování emisí oxidu siřičitého*. 1.vyd. Praha: Státní zemědělské nakladatelství, 1985.
- [8] SKÁLA, Zdeněk. *Ekologie v energetice*. Brno: PC-DIR, 1994. ISBN 80-214-0477-9.
- [9] *The Problems of sulphur*. Boston: Published by Butterworths on behalf of IEA Coal Research, 1989. ISBN 978-0408040419.
- [10] TENZA, a.s. Zařízení pro čištění spalin [online]. [cit. 2016-12-09]. Dostupné z: <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/technologie/zarizeni-pro-cistení-spalin>
- [11] MÁNEK, O., SLEZÁK, P. a JULÍNEK, P. Vybrané možnosti snižování emisí SO₂ u stávajících uhelných zdrojů. *Energie z biomasy VIII*. Brno : Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Odbor energetického inženýrství, 200Ř. stránky 79-84. ISBN 978-80-214-3803-3.
- [12] MÁNEK, O. – JULÍNEK, P. – SLEZÁK, P. Metoda souběžného odsířování 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.
- [13] IBLER, Zdeněk. *Technický průvodce energetika: sbor- 1. díl*. Praha: BEN - technická literatura, 2002. ISBN 80-730-0026-1.

- [14] Informace získané z podkladů a konzultací poskytnutých pracovníky ze společnosti ZVVZ - Enven Engineering a.s., 2016.
- [15] Čištění spalin. *Marketingový materiál*. Milevsko: ZVVZ - Enven Engineering a.s, 2014
- [16] Material Safety Data Sheet [online]. [cit. 2017-03-14]. Dostupné z: http://www.lhoist.com/sites/lhoist/files/lna_msd_sorbacal_sp_2012-2.pdf
- [17] Severočeské doly - katalog uhlí [online]. [cit. 2016-12-12]. Dostupné z: http://www.sd-bilinskeuhli.cz/dokumenty/Katalog_2017.pdf
- [18] DLOUHÝ, Tomáš. Výpočty kotlů a spalinových výměníků. 3. vyd. Praha: Nakladatelství ČVUT Praha. 2007. 212 s. ISBN 978-80-01-03757-7.
- [19] X Steam [počítačový program]. Version 2.6. IAPWS IF97 Excel Steam Tables by Magnus Holmgren, 2008. Dostupné z: <http://www.x-eng.com>
- [20] ČERNÝ, Václav. Parní kotle a spalovací zařízení: vysokošk. učebnice pro strojní fakulty. Praha: SNTL, 1975. Řada strojírenské literatury.
- [21] Bezpečnostní list - Oxid vápenatý [online]. [cit. 2017-03-14]. Dostupné z: http://www.pentachemicals.eu/bezp_listy/o/bezplist_527.pdf

13. Seznam použitých symbolů a zkratk

$O_{O_2 \min}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Minimální objem kyslíku potřebného pro dokonalé spálení 1 kg paliva
$O_{VS \min}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Minimální objem suchého vzduchu potřebného k dokonalému spálení 1 kg paliva
$O_{VS \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objem suchého vzduchu pro přebytek vzduchu α
$O_{VV \min}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Minimální objem vlhkého vzduchu potřebného k dokonalému spálení 1 kg paliva
$O_{VV \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objem vlhkého vzduchu pro přebytek vzduchu α
O_{CO_2}	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objem oxidu uhličitého ve spalinách
O_{SO_2}	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objem oxidu siřičitého ve spalinách
O_{N_2}	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objem dusíku ve spalinách
O_{Ar}	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objem argonu ve spalinách
$O_{SS \min}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Minimální objem suchých spalin
$O_{SS \alpha}^{\Delta V}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Přírůstek objemu suchých spalin pro přebytek vzduchu α
$O_{CO_2}^{\Delta V}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Přírůstek objemu oxidu uhličitého ve spalinách
$O_{CO_2}^{SS \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objemu oxidu uhličitého v suchých spalinách pro přebytek vzduchu α
$O_{SO_2}^{SS \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objemu oxidu siřičitého v suchých spalinách pro přebytek vzduchu α
$O_{N_2}^{\Delta V}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Přírůstek objemu dusíku ve spalinách
$O_{N_2}^{SS \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objemu dusíku v suchých spalinách pro přebytek vzduchu α
$O_{Ar}^{\Delta V}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Přírůstek objemu argonu
$O_{Ar}^{SS \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objemu argonu v suchých spalinách pro přebytek vzduchu α
$O_{O_2}^{\Delta V}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Přírůstek objemu kyslíku ve spalinách
$O_{O_2}^{SS \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objemu kyslíku v suchých spalinách pro přebytek vzduchu α
$O_{SS \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Skutečné množství suchých spalin pro přebytek vzduchu α
$O_{H_2O}^V$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objem vodní páry v objemu $O_{VV \min}$
$O_{H_2O}^S$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Objem vlhkých spalin
$O_{SV \alpha}$	$m_N^3 \cdot kg^{-1}$	Celkový objem vlhkých spalin pro přebytek vzduchu α
$\omega_{CO_2}^{SV}$	%	Procentuální zastoupení oxidu uhličitého ve vlhkých spalinách

$\omega_{\text{SO}_2}^{\text{SV}}$	%	Procentuální zastoupení oxidu siřičitého ve vlhkých spalinách
$\omega_{\text{N}_2}^{\text{SV}}$	%	Procentuální zastoupení dusíku ve vlhkých spalinách
$\omega_{\text{Ar}}^{\text{SV}}$	%	Procentuální zastoupení argonu ve vlhkých spalinách
$\omega_{\text{O}_2}^{\text{SV}}$	%	Procentuální zastoupení kyslíku ve vlhkých spalinách
$\omega_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{SV}}$	%	Procentuální zastoupení vodních par ve vlhkých spalinách
Z_{CS}	-	Ztráta nedopalem ve škváře
$Z_{\text{cú}}$	-	Ztráta nedopalem v úletu
Z_{CO}	-	Ztráta chemickým nedopalem
Z_{sv}	-	Ztráta sáláním a vedením tepla
Z_{fs}	-	Ztráta nedopalem ve škváře
Z_{k}	-	Komínová ztráta
Z	-	Celková ztráta kotle
η_{k}	-	Účinnost kotle
Q_{v}	MW	Výrobní teplo páry
M_{pal}	kg · hod ⁻¹	Množství paliva přivedeného do kotle
M_{pv}	kg · s ⁻¹	Výpočtové množství spáleného paliva
V_{VS}	m _N ³ · hod ⁻¹	Tok spalin při maximálním výkonu kotle
$\dot{V}_{\text{VS}}^{\text{O}_2 4,39\%}$	m _N ³ · s ⁻¹	Tok vlhkých spalin při maximální výkonu bloku
$\dot{V}_{\text{VS}}^{\text{O}_2 6\%}$	m _N ³ · s ⁻¹	Tok vlhkých spalin při maximální výkonu bloku a referenčním obsahu kyslíku 6 %
$\dot{V}_{\text{SS}}^{\text{O}_2 4,39\%}$	m _N ³ · s ⁻¹	Tok suchých spalin při maximální výkonu bloku
$\dot{V}_{\text{SS}}^{\text{O}_2 6\%}$	m _N ³ · s ⁻¹	Tok suchých spalin při maximální výkonu bloku a referenčním obsahu kyslíku 6 %
$\dot{V}_{\text{VS,vstup}}^{\text{real}}$	m _N ³ · s ⁻¹	Reálný tok na vstupu do odsíření při teplotě 140°C
$C_{\text{SO}_2}^{\text{vstup}}$	mg · m _N ⁻³	Vstupní koncentrace oxidu siřičitého ve vlhkých spalinách
$\dot{m}_{\text{SO}_2}^{\text{vstup}}$	kg · s ⁻¹	Tok oxidu siřičitého vstupující do navrhované technologie odsíření
$\dot{m}_{\text{S}}^{\text{vstup}}$	kg · s ⁻¹	Tok síry vstupující do navrhované technologie odsíření:
$C_{\text{SO}_2}^{\text{výstup}}$	mg · m _N ⁻³	Výstupní koncentrace oxidu siřičitého ve spalinách s referenčním obsahem kyslíku 6 %
$\dot{m}_{\text{SO}_2}^{\text{výstup}}$	kg · s ⁻¹	Tok oxidu siřičitého vystupující z navrhované technologie odsíření
$\dot{m}_{\text{S}}^{\text{výstup}}$	kg · s ⁻¹	Tok síry vystupující z navrhované technologie odsíření
\dot{m}_{SO_2}	kg · s ⁻¹	Množství oxidu siřičitého účastnícího se reakce
\dot{m}_{S}	kg · s ⁻¹	Množství síry účastnící se reakce
η	%	Požadovaná účinnost procesu odsíření
\dot{m}_{Ca}	kg · s ⁻¹	Tok vápníku do procesu odsíření

\dot{m}_{sorb}	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok sorbentu s čistotou 95 % do procesu odsíření
ρ_{sp}	$\text{kg} \cdot \text{m}_N^{-3}$	Hustota spalin
\dot{m}_{sp}	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Hmotností tok spalin
$i_{\text{xx}}^{\text{vstup}}$	$\text{kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$	Entalpie jednotlivých složek spalin na vstupu do procesu odsíření
$i_{\text{xx}}^{\text{výstup}}$	$\text{kJ} \cdot \text{m}_N^{-3}$	Entalpie jednotlivých složek spalin na vstupu do procesu odsíření
m_{vody}	$\text{kg} \cdot \text{kg}_{\text{spalin}}^{-1}$	Množství vody potřebné k ochlazení 1 kg spalin
\dot{m}_{vody}	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok vody do procesu odsíření
$m_{\text{H}_2\text{O},\text{výstup}}$	$\text{kg} \cdot \text{m}_N^{-3}$	Vystupující množství vody vztažené na 1 m_N^3 spalin
$\varphi_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{výstup}}$	$\text{m}^3 \cdot \text{m}_N^{-3}$	Objem vodní páry vystupující z procesu vztažené na 1 m_N^3 spalin
$\dot{m}_{\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}}$	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok vzniklého $\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ v procesu odsíření
$\dot{m}_{\text{Ca(OH)}_2}$	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok nezreagovaného vápenného hydrátu v procesu odsíření
\dot{m}_{balast}	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok balastních příměsí v sorbentu:
$C_{\text{popílek}}^{\text{výstup}}$	$\text{mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$	Koncentrace popílku na výstupu z filtru
$\dot{m}_{\text{popílek}}$	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok popílku ve spalinách
$\dot{m}_{\text{such prod}}$	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok suchého produktu odsíření:
$\dot{m}_{\text{vlhk prod}}$	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok všech produktů odsíření s dovolenou 4% vlhkostí
$W_{\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}}$	%	Podíl $\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ v produktu odsíření
$W_{\text{Ca(OH)}_2}$	%	Podíl nezreagovaného vápenného hydrátu v produktu odsíření
W_{balast}	%	Podíl balastních příměsí v produktu odsíření
$W_{\text{popílek}}$	%	Podíl popílku v produktu odsíření
$C_{\text{TZL}}^{\text{výstup}}$	$\text{mg} \cdot \text{m}_N^{-3}$	Koncentrace TZL na výstupu z odsíření v suchých spalinách při referenčním obsahu kyslíku 6 %:
\dot{m}_{TZL}	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Tok TZL ve spalinách vystupujících do atmosféry
$\dot{m}_{\text{prod zachyt}}$	$\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	Celkový tok zachycených produktů odsíření:
$m_{\text{sorb}}^{\text{hod}}$	$\text{kg} \cdot \text{hod}^{-1}$	Hodinová spotřeba sorbentu
$m_{\text{sorb}}^{\text{rok}}$	$\text{t} \cdot \text{rok}^{-1}$	Roční spotřeba sorbentu
$m_{\text{vody}}^{\text{hod}}$	$\text{m}^3 \cdot \text{hod}^{-1}$	Hodinová spotřeba vody
$m_{\text{vody}}^{\text{rok}}$	$\text{m}^3 \cdot \text{rok}^{-1}$	Roční spotřeba vody
$m_{\text{prod}}^{\text{hod}}$	$\text{kg} \cdot \text{hod}^{-1}$	Hodinová produkce produktů odsíření
$m_{\text{prod}}^{\text{rok}}$	$\text{t} \cdot \text{rok}^{-1}$	Roční produkce produktů odsíření
$m_{\text{TZL}}^{\text{hod}}$	$\text{kg} \cdot \text{hod}^{-1}$	Hodinová produkce TZL
$m_{\text{TZL}}^{\text{rok}}$	$\text{kg} \cdot \text{rok}^{-1}$	Roční produkce TZL
$m_{\text{SO}_2}^{\text{hod}}$	$\text{kg} \cdot \text{hod}^{-1}$	Hodinová produkce oxidu siřičitého

$m_{\text{SO}_2}^{\text{rok}}$	$\text{t} \cdot \text{rok}^{-1}$	Roční produkce oxidu siřičitého
v_{1*}	m/s	Požadovaná rychlost
a_1	m	Rozměr kouřovodu
v_1	m/s	Reálná rychlost spalin
t_{1*}	s	Požadovaná doba zadržení
$V_{\text{abs}-1}^*$	m^3/s	Potřebný objem
$h_{\text{abs}-1}$	m	Navržená výška
$d_{\text{abs}-1}$	m	Průměr absorbéru
t_1	m/s	Reálná doba zádrže spalin
N_{el}^x	Kč/rok	Náklady na elektrickou energii
N_{sorb}^x	Kč/rok	Náklady na sorbent
N_{voda}^x	Kč/rok	Náklady na vodu
N^x	Kč/rok	Celkové provozní náklady

14. Seznam obrázků

Obr. 1 - Schéma suchého odsířování spalin – Injektáž sorbentu do topeniště [10].....	14
Obr. 2 – Schéma suchého odsířování spalin – Injektáž sorbentu do kouřovodu [10]	15
Obr. 3 - Schéma suchého odsířování spalin – Kombinovaná injektáž [10]	15
Obr. 4 - Schéma suchého odsířování spalin – CFB absorbér [10]	16
Obr. 5 - Schéma polosuché metody – Rozprašovací absorpce [10].....	17
Obr. 6- Schéma polosuché metody – Souběžné odsířování [10]	19
Obr. 7 - Schéma mokré vápencové metody [10].....	20
Obr. 8 - Schéma mokré čpavkové metody [1]	23
Obr. 9 - Schéma metody vypírání mořskou vodou [1].....	24
Obr. 10 - Tok spalin v závislosti na výkonu zdroje	38
Obr. 11 - Tok oxidu siřičitého v závislosti na výkonu zdroje	40
Obr. 12 – Prostorový model procesu suchého odsířování s CFB absorbérem [10]	41
Obr. 13 – Závislost Ca/S na účinnosti pro suchou metodu [14]	43
Obr. 14 - Suchá metoda - Tok sorbentu Sorbacal v závislosti na výkonu zdroje	44
Obr. 15 - Suchá metoda - Tok vody v závislosti na výkonu energetického bloku.....	49
Obr. 16- Suchá metoda - Tok produktu odsíření v závislosti na výkonu energetického bloku .	51
Obr. 17 - Schéma polosuché metody – Rozprašovací absorpce [10].....	55
Obr. 18 - Závislost Ca/S na účinnosti pro polosuchou metodu[14]	57
Obr. 19 - Polosuchá metoda - Tok sorbentu v závislosti na výkonu energetického bloku	58
Obr. 20 - Polosuchá metoda - Tok vody v závislosti na výkonu energetického bloku	60
Obr. 21 - Polosuchá metoda - Tok produktů odsíření v závislosti na výkonu kotle	62

15. Seznam tabulek

Tab. 1 - Specifické emisní limity platné do 31. 12. 2017 [3].....	11
Tab. 2 - Specifické emisní limity platné po 31. 12. 2017 [3].....	11
Tab. 3- Jmenovité parametry zdroje a technologie odsíření	27
Tab. 4 - Složení paliva	27
Tab. 5 - Výsledný přepoččet paliva	28
Tab. 6 - Rozdělení poměru nedopalu	32
Tab. 7 – Tabulka měrných entalpií [18].....	34
Tab. 8 – Přehled ztrát kotle	35
Tab. 9 - Tok spalin v závislosti na výkonu zdroje	38
Tab. 10 - Tok oxidu siřičitého v závislosti na výkonu zdroje	40
Tab. 11 - Suchá metoda – Tok sorbentu Sorbacal v závislosti na výkonu zdroje.....	44
Tab. 12 - Hustota spalin [18].....	45
Tab. 13 - Suchá metoda - Tok vody v závislosti na výkonu energetického bloku.....	49
Tab. 14 - Suchá metoda - Tok produktu odsíření v závislosti.....	52
Tab. 15 - Polosuchá metoda - Tok sorbentu v závislosti na výkonu energetického bloku	58
Tab. 16 - Polosuchá metoda - Tok vody v závislosti na výkonu energetického bloku	60
Tab. 17 - Polosuchá metoda - Tok produktů odsíření v závislosti na výkonu kotle	62
Tab. 18 - Kinematická viskozita spalin v závislosti na teplotě [18]	72
Tab. 19 - Přehled navrhovaných rozměru zařízení	75
Tab. 20 - Srovnání parametrů technologií.....	76
Tab. 21 - Cena zařízení - suchá metoda [14].....	77
Tab. 22 - Celkové náklady - suchá metoda [14]	78
Tab. 23 - Cena zařízení - polosuchá metoda [14]	78
Tab. 24 - Celkové náklady - posuchá metoda [14]	79