



# VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

## FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

## ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

# SNÍŽENÍ EMISÍ SO<sub>2</sub> VE SPALINÁCH Z FLUIDNÍHO KOTLE

REDUCING EMISSIONS OF SO<sub>2</sub> IN THE FLUE GAS FROM THE FLUIDIZED BED BOILER

## DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

## AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Jan Tesař

## VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Ing. Vladimír Brummer

BRNO 2016



# Zadání diplomové práce

Ústav: Ústav procesního inženýrství  
Student: **Bc. Jan Tesař**  
Studijní program: Strojní inženýrství  
Studijní obor: Procesní inženýrství  
Vedoucí práce: **Ing. Vladimír Brummer**  
Akademický rok: 2015/16

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

## **Snížení emisí SO<sub>2</sub> ve spalínách z fluidního kotle**

### **Stručná charakteristika problematiky úkolu:**

Práce je zaměřená na snižování oxidu siřičitého ve spalínách z fluidního kotle. I když fluidní kotel svou podstatou je schopen při spoludávkování sorbenu s palivem snížení těchto emisí je z důvodu přísných emisních limitů nutné další dočištění spalin. Student se seznámí s problematikou čištění spalin od polutantů SO<sub>2</sub> a navrhne vhodnou technologii pro odsíření fluidního kotle.

### **Cíle diplomové práce:**

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

### **Seznam literatury:**

Budaj,F.: Parní kotle, podklady pro tepelný výpočet, skriptum VUT

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

Mánek, O. – Julínek, P. – Slezák, P. Metoda souběžného odsiřování spalin.

Energie z biomasy VII. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Odbor energetického inženýrství, 2007

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2015/16

V Brně, dne

L. S.

---

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

---

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

## **ABSTRAKT**

Úkolem práce je navrhnout technologii odsíření spalin fluidního kotle. Současný stav technologie není schopen zajistit odsíření spalin na požadovanou úroveň. Z tohoto důvodu je potřeba vybudovat dodatečné odsiřovací zařízení. Teoretická část práce pojednává o emisních limitech oxidu siřičitého, dostupných odsiřovacích metodách a sorbentech vhodných pro odsiřování. V praktické části je pro zadaný zdroj vybrána metoda suché kondicionované sorpce, vypracován technologický a konstrukční návrh odsiřovacího zařízení včetně návrhu jednotlivých zařízení. Součástí práce je také dispoziční řešení technologie a prostorový model.

## **KLÍČOVÁ SLOVA**

spaliny, odsiřování, oxid siřičitý, emisní limity, sorbent, fluidní kotel

## **ABSTRACT**

Aim of this thesis is to design a technology of a flue gas desulphurization of fluidized bed boiler. Currently, the state of technology is not able to provide flue gas desulphurisation to required level. For this reason it is necessary to build additional device for the desulphurisation. Theoretical part of the thesis deals with the emission limits of sulphur dioxide, available methods of desulphurization and sorbents suitable for the desulfurization. In practical part conditioned dry sorption method is chosen for the specified source, technological and structural design for suggested desulphurization technology including design of all device is proposed. The thesis also includes a technology design and a 3D model.

## **KEYWORDS**

Flue gas, desulfurization, sulphur dioxide, emission limit, sorbent, fluidized bed boiler

#### BIBLIOGRAFICKÁ CITACE MÉ PRÁCE

TESAŘ, J. *Snížení emisí SO<sub>2</sub> ve spalinách z fluidního kotle*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2016. 95 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Vladimír Brummer.

## ČESTNÉ PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že předložená diplomová práce je původní a zpracoval jsem ji samostatně. Prohlašuji, že citace z použitých pramenů je úplná, že jsem ve své práci neporušil autorská práva (ve smyslu Zákona č. 121 / 2000 Sb., o právu autorském a o právech souvisejících s právem autorským).

V Brně dne 25. 5. 2016

---

Jan Tesař

## **PODĚKOVÁNÍ**

Velké poděkování patří panu Oldřichu Mánkovi za vedení mé práce a za informace a čas, který mi věnoval. Také za jeho velmi přínosné konzultace a rady, které se mi snažil předat. Dále bych chtěl poděkovat Ing. Vladimíru Brummerovi za vedení práce ve škole a jeho přínosné rady. Poděkování patří i všem z Ústavu procesního inženýrství za znalosti, které se mi snažili předat a díky kterým mohla vzniknout i tato práce.

Rád bych také poděkoval své rodině, která mi umožnila samotné studium na VUT a po celou dobu mě v něm podporovala. Svě sestře za to, že mi pomohla vždy, když jsem ji požádal. Děkuji i mé Kristýně za její pomoc, trpělivost a to, že mi ukázala spoustu možností, které studium skrývá. Ich möchte der Familie Meinels bedanken, dass sie mir das Asyl angeboten haben. Nakonec děkuji také všem kamarádům, se kterými jsme si studium pořádně užili.



# OBSAH

<b>1 Úvod</b> .....	<b>13</b>
<b>2 Aktuálně platná legislativa pro emise SO<sub>2</sub></b> .....	<b>14</b>
2.1 Emisní limity .....	14
2.2 Specifické emisní limity SO <sub>2</sub> .....	14
<b>3 Technologie snižování emisí SO<sub>2</sub></b> .....	<b>16</b>
3.1 Technologie odsiřování s využitím vápenatých sorbentů .....	16
3.1.1 Suché metody odsiřování .....	16
3.1.1.1 Spalování paliva s příměsí sorbentu .....	17
3.1.1.2 Horká sorpce - dávkování suchého sorbentu do různých úrovní kotle .....	17
3.1.1.3 Studená sorpce - dávkování suchého sorbentu do spalin za kotlem.....	19
3.1.1.4 Kombinovaná metoda .....	21
3.1.1.5 Kondicionovaná suchá sorpce .....	22
3.1.1.6 Suchá metoda odsiřování s cirkulujícím fluidním ložem (CFB).....	25
3.1.2 Polosuché metody odsiřování .....	26
3.1.2.1 Rozprašovací absorpce.....	26
3.1.1.5 Souběžné odsiřování .....	28
3.1.3 Mokrý metody odsiřování.....	29
3.1.3.1 Mokrý vápencová vypírka.....	29
3.2 Technologie odsiřování s využitím nevápenatých sorbentů.....	32
3.2.1 Suché metody odsiřování .....	32
3.2.1.1 Suchá metoda odsiřování pomocí hydrogenuhličitanu sodného .....	32
3.2.2 Mokrý metody odsiřování.....	32
3.2.2.1 Mokrý metoda odsiřování s využitím mořské vody .....	33
3.2.2.3 Mokrý metoda odsiřování s využitím oxidu hořečnatého .....	33
3.2.2.4 Mokrý metoda odsiřování s využitím čpavku .....	34
3.3 Návrh odsiřovací technologie nových zdrojů a provozovaných zdrojů .....	35
3.3.1 Návrh technologie odsiřování u nově vznikajícího zdroje .....	35
3.3.2 Návrh technologie odsiřování u již provozovaného zdroje.....	36
3.4 Srovnání metod odsiřování spalin .....	37
<b>4 Odsiřovací sorbenty</b> .....	<b>38</b>
4.1 Parametry ovlivňující kvalitu sorbentů .....	38
4.2 Srovnání sorbentů vhodných pro odsiřování .....	40

<b>5 Parametry zadaného stacionárního zdroje tepla .....</b>	<b>41</b>
5.1 Jmenovité parametry zdroje a technologie odsíření.....	41
5.2 Výběr technologie odsiřování.....	42
5.3 Požadavky technologie.....	42
5.4 Technologické schéma navrhovaného zařízení .....	43
<b>6. Bilanční výpočty procesu odsíření.....</b>	<b>44</b>
6.1 Tok spalin .....	44
6.2 Koncentrace a tok SO <sub>2</sub> ve spalinách .....	45
6.3 Spotřeba sorbentu.....	46
6.4 Spotřeba vody v procesu .....	49
6.5 Tvorba produktu odsíření .....	53
6.6 Spotřeba a tvorba procesních látek navržené technologie odsíření .....	56
6.6.1 Spotřeba sorbentu.....	56
6.6.2 Spotřeba procesní vody .....	56
6.6.3 Tvorba produktu odsíření .....	57
6.6.4 Množství vypuštěného SO <sub>2</sub> do ovzduší.....	57
6.6.4 Množství vypuštěných TZL do ovzduší.....	58
6.6.5 Souhrn provozních parametrů.....	58
<b>7 Návrh zařízení.....</b>	<b>59</b>
7.1 Rozměry kouřovodů.....	59
7.1.1 Úsek 1.....	60
7.1.2 Úsek 2.....	60
7.1.3 Úsek 3.....	61
7.1.4 Úsek 4.....	61
7.2 Rozměry absorberu .....	62
7.2 Rozměry tkaninového filtru.....	63
7.3 Tlakové ztráty odsiřovacího zařízení .....	65
7.3.1 Tlakové ztráty kouřovodů.....	65
7.3.2 Shrnutí tlakových ztrát v celém odsiřovacího zařízení .....	69
7.4 Návrh spalínového ventilátoru.....	70
<b>8 Model navržené technologie odsiřování.....</b>	<b>71</b>
8.1 Kouřovody.....	73
8.2 Absorbér .....	74
8.3 Technologie dávkování procesní vody.....	75
8.4 Technologie dávkování odsiřovacího sorbentu .....	76

8.5 Tkaninový filtr .....	78
8.6 Technologie ukládání produktu odsíření.....	79
8.7 Spalinový ventilátor .....	80
<b>9 Závěr .....</b>	<b>81</b>
<b>Seznam použité literatury .....</b>	<b>83</b>
<b>Seznam obrázků .....</b>	<b>87</b>
<b>Seznam tabulek.....</b>	<b>89</b>
<b>Seznam použitých zkratk a symbolů.....</b>	<b>90</b>
<b>Seznam příloh .....</b>	<b>95</b>



# 1 Úvod

Provozování stacionárních spalovacích zdrojů je neodmyslitelnou součástí energetického průmyslu. V České republice se pomocí těchto zdrojů vyrábí převážná část tepelné a elektrické energie [1]. Negativním důsledkem provozu spalovacích zdrojů na tuhá, kapalná či plynná paliva je tvorba škodlivých emisí. Emise jsou při spalování vypouštěny do ovzduší a znečišťují tím životní prostředí. Životní prostředí je neodmyslitelnou součástí pro fungování naší společnosti a jeho ochrana se pro nás postupně stává prioritou. K předcházení nebo alespoň snižování úrovně znečištění jsou vytvářena ochranná opatření.

Ochranná opatření jsou stanovena především právními předpisy. Právní předpisy upravují podmínky provozu stacionárních spalovacích zdrojů. Jednou z podmínek je dodržení emisních limitů znečišťujících látek. Emisní limity stanovují množství látek, které je při provozu zdroje přípustné vypustit do ovzduší. S vývojem technologií a znalostí životního prostředí se vyvíjí také náš pohled na úroveň znečištění. Stále proto dochází k úpravám právních předpisů za účelem snížení znečišťování. Zpřísňují se tak podmínky provozu i emisní limity. Provoz spalovacích zdrojů je nutné těmto změnám přizpůsobit.

Mezi látky znečišťující ovzduší mimo jiné patří oxid siřičitý (SO<sub>2</sub>). Ten vzniká při spalování paliva s obsahem síry. Pokud je koncentrace oxidu siřičitého ve spalinách vyšší, než je dovoleno emisním limitem, je nutné koncentraci snížit na požadovanou úroveň. Tomu problému se věnují takzvané odsiřovací metody. Metody jsou založeny na reakci kyselých látek obsažených ve spalinách se zásaditými sorbenty. Výsledkem reakce je produkt odsíření a spaliny zbavené nežádoucího SO<sub>2</sub>. Existuje řada odsiřovacích metod a různých technologií odsíření. Dělí se například podle druhu použitého sorbentu či vlastností produktu.

Práce se zabývá návrhem nové odsiřovací technologie spalin stacionárního spalovacího zdroje provozu teplárny Mondi Štětí. Zdrojem emisí je fluidní kotel spalující hnědé uhlí, který není schopen plnit aktuálně platné emisní limity SO<sub>2</sub>. Návrhu předchází podrobný průzkum a zpracování dostupných odsiřovacích metod a popis sorbentů vhodných pro odsířování. Na základě těchto informací je vybrána vhodná metoda pro snížení koncentrace oxidů siřičitého ve spalinách. Vybranou metodou je kondicionovaná suchá sorpce, u které se do spalin dávkuje suchý vápenný sorbent a voda. Návrh obsahuje technologické a konstrukční řešení včetně prostorového modelu technologie odsíření s ohledem na stávající podmínky provozu.

## 2 Aktuálně platná legislativa pro emise SO<sub>2</sub>

Legislativní opatření mají za úkol chránit životní prostředí, v tomto případě ovzduší. Ochronou se rozumí předcházení a snižování úrovně znečišťování. V České republice je aktuálně platný zákon 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší [2], dále jen zákon. Ten upravuje jak práva a povinnosti provozovatelů zdrojů, tak přípustné úrovně znečištění, způsob jejich posuzování, vyhodnocení a také nástroje ke snižování znečištění. Zároveň tento zákon zapracovává příslušné předpisy Evropské unie do českého právního systému [2].

### 2.1 Emisní limity

Aktuální emisní limity stanovuje vyhláška 415/2012 Sb., o přípustné úrovni znečišťování a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší [3], dále jen vyhláška. Podle této vyhlášky došlo od 1. ledna 2016 u spalovacích stacionárních zdrojů ke zpřísnění specifických emisních limitů [3], které musí zdroj dodržet. Zákon byl však benevolentní a dovolil provozovatelům získat výjimku v podobě zařazení zdroje do tzv. Přejížděného národního plánu [2]. Tuto možnost využil i provozovatel teplárny Mondí Štětí u řešeného zdroje, kotle K11. Přejížděný národní plán totiž bere ohled na zdroje s blížící se dobou ukončení provozu, na zdroje s provozní dobou natolik malou, že by se případná investice do nových technologií nevyplatila, ale i na zdroje s uvedením do provozu před 27. listopadem 2002 [2], kam právě patří kotel teplárny Mondí. Díky této výjimce bylo uděleno povolení provozu za podmínek dodržení specifických emisních limitů platných do 31. prosince 2015 a zajištění takových opatření, které nejpozději od 1. července 2020 zajistí plnění limitů platných do 1. ledna 2016 [2].

Kromě emisních limitů existuje i nástroj ke snižování znečištění, který nutí provozovatele přijmout opatření ke snížení produkce emisí. Nástrojem je povinnost platit poplatek za množství vypouštěných emisí do ovzduší [2]. Zákon v tomto případě již benevolentní nebyl a rostoucí poplatky za množství vypuštěných emisí jsou povinni platit provozovatelé bez rozdílu, zda jejich zdroj byl či nebyl zařazen do Přejížděného národního plánu [2].

### 2.2 Specifické emisní limity SO<sub>2</sub>

Podle vyhlášky jsou specifickými emisemi oxid siřičitý (SO<sub>2</sub>), oxidy dusíku (NO<sub>x</sub>), oxid uhelnatý CO a tuhé znečišťující látky (TZL) [2]. Náplní práce je pouze snížení emisí SO<sub>2</sub>. Při návrhu nové odsiřovací technologie není brán ohled na limity NO<sub>x</sub> a CO, protože souvisí zejména s režimem spalování a spalovacím zařízením samotným, pro návrh odsiřování nejsou tím pádem relevantní. Dodržení emisního limitu TZL také není náplní práce. Avšak s návrhem odsiřovací technologie přímo souvisí, neboť v procesu odsiřování je filtrační zařízení zachytávající tuhé částice důležitou součástí. Je tedy nutné během návrhu technologie myslet na volbu takového filtračního zařízení, které zajistí dodržení emisních limitů SO<sub>2</sub> i TZL.

Pro zadaný fluidní kotel, který je dle legislativy nazýván spalovací stacionární zdroj spalující pevné palivo [3], jsou v Tab. 1 uvedeny aktuálně platný i dřívější emisní limit SO<sub>2</sub>. Přestože jmenovitý výkon kotle K11 je 175 MW musí plnit specifické emisní limity platné pro zdroje se jmenovitým tepelným příkonem vyšším jak 300 MW. Způsobeno to je tím, že v areálu teplárny se nachází další spalovací zdroj a spaliny z obou kotlů odchází společně do jednoho komína. Součtový výkon zdrojů tím přesahuje zmíněných 300 MW.

**Tab. 1, Specifické emisní limity<sup>1</sup> SO<sub>2</sub> [mg·m<sup>-3</sup>] pro spalovací stacionární zdroje o celkovém jmenovitém tepelném příkonu 300 MW a vyšším spalující pevná paliva ve fluidním loži [3][4]**

<b>Datum uvedení zdroje do provozu</b>	<b>před 27. listopadem 2003</b>	<b>mezi 27. listopadem 2003 a 7. lednem 2014</b>	<b>po 7. lednu 2014</b>
<b>Platnost limitu</b>			
od 1. ledna 2008 do 7. ledna 2013	500	200	200
od 7. ledna 2013 do 31. prosince 2015	400	200	200
od 1. ledna 2016	200	200	200

K prvním právním úpravám emisních limitů pro spalovací stacionární zdroje s příkonem nad 50 MW došlo již po revoluci přijetím zákona 309/1991 Sb., o ochraně ovzduší před znečišťujícími látkami [5]. Emisní limity stávajících zdrojů tehdy vycházely z minima dosažitelných emisí na daných technických zařízení při správně vedené technologii a u nových zdrojů musely emise dosahovat hodnoty, odpovídající nejlepšímu dosažitelným výsledkům [5]. Emisní limity zdroje stanovila a dohlížela nad nimi Česká životní inspekce [5] [6]. Tato právní úprava přiměla provozovatele k renovaci zdrojů.

V roce 2002 byl zákon 309/1991 Sb. [5] nahrazen zákonem 86/2002 Sb., o ochraně ovzduší [7]. Podle tohoto zákona nebylo nutno stavět nové odsiřovací zařízení, vystačilo stávající odsiřování postavené během renovace zdroje. Na základě zákona 86/2002 Sb., o ochraně ovzduší [6] však vyšlo nařízení vlády 352/2002 Sb., kterým se stanoví emisní limity a další podmínky provozování spalovacích stacionárních zdrojů znečišťování ovzduší [4] a v něm byly prvně stanoveny specifické emisní limity všech zdrojů, v Tab. 1 jsou uvedeny na prvním řádku.

Zadaný fluidní kotel byl uveden do provozu před 27. listopadem 2003. V Tab. 1 se tedy řadí do prvního sloupce a je patrné, že schválením aktuálně platné legislativy u něj došlo ke dvěma změnám emisního limitu SO<sub>2</sub>. K první změně došlo samotným vydáním vyhlášky 415/2012 Sb., [3] a emisní limit SO<sub>2</sub> se od 7. ledna 2013 zpřísnil z 500 mg·m<sup>-3</sup> na 400 mg·m<sup>-3</sup> [3]. Zásah do stávající technologie si ale vyžádala až druhá změna, kdy od 1. ledna 2016 musí zadaný zdroj plnit emisní limit 200 mg·m<sup>-3</sup> SO<sub>2</sub> [3]. V souladu s touto změnou je nutné navrhnout vhodnou technologii pro odsíření fluidního kotle, pomocí které bude možné emisní limit dodržet.

<sup>1</sup> Emisní limity jsou podle zákona vztaženy na normální stavové podmínky (101,325 kPa a 0 °C) a suché spaliny při referenčním obsahu kyslíku 6 % (dále jen: referenční spaliny) [3].

## 3 Technologie snižování emisí SO<sub>2</sub>

Technologie odstraňování emisí SO<sub>2</sub> z odpadních spalin spalovacích zdrojů je založena na reakci zásaditých látek s kyselými složkami spalin. Zásadité látky bývají v procesu odsiřování jednotně nazývány sorbenty a podle typu použitého sorbentu je i možné technologie dělit. Příkladem jsou technologie:

- s využitím vápenatých sorbentů
- s využitím hydrogenuhličitanu sodného
- s využitím čpavku
- s využitím oxidu hořečnatého
- s využitím mořské vody

Sorbenty během reakce neutralizují kyselé složky spalin SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub>, HCl a HF. Jelikož koncentrace SO<sub>2</sub> ve spalinách z uhlí přesahuje řádově podíl ostatních složek, je možné přítomnost ostatních kyselých složek zanedbat i při návrhu technologií odsiřování těchto spalin.

### 3.1 Technologie odsiřování s využitím vápenatých sorbentů

Odsiřování pomocí vápenatých sorbentů je světově nejrozšířenější a v rámci České republiky i nejdostupnější a nejlevnější [8]. Způsobeno je to především nízkou cenou a dobrou dostupností vápencových hornin na území ČR a tradicí českých projekčních společností, které se návrhu odsiřovací technologie věnují [8]. Z tohoto důvodu je výběr vhodné odsiřovací technologie pro zadaný zdroj omezen jen na metody využívající vápenatých sorbentů. Příkladem vápenatého sorbentu je uhličitan vápenatý (CaCO<sub>3</sub> – vápenec), hydroxid vápenatý (Ca(OH)<sub>2</sub> – hašené vápno/vápenný hydrát) a oxid vápenatý (CaO – pálené vápno) [9].

#### 3.1.1 Suché metody odsiřování

Suché metody odsiřování spočívají v dávkování suchého sorbentu do paliva nebo do spalin v libovolné fázi spalovacího procesu [10]. Patří k nim:

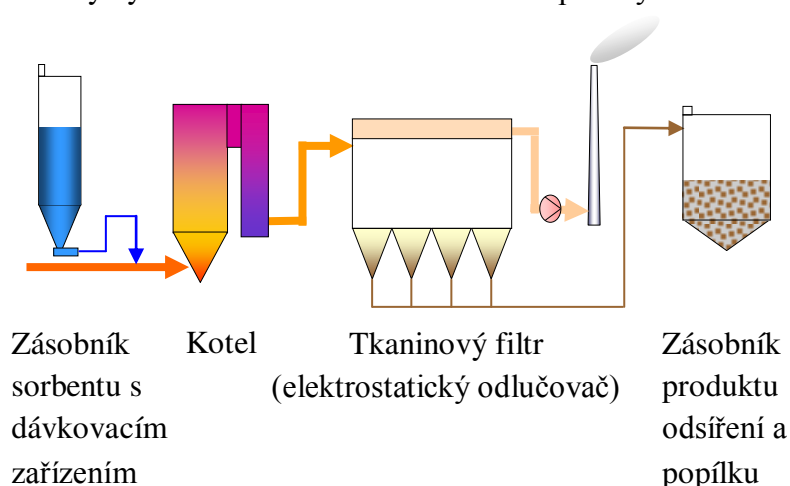
- Spalování paliva s příměsí sorbentu
- Horká sorpce - dávkování suchého sorbentu do různých úrovní kotle
- Studená sorpce - dávkování suchého sorbentu do spalin za kotlem
- Kombinovaná metoda - kombinace horké a studené sorpce
- Kondicionovaná suchá sorpce - dávkování suchého sorbentu a vody do spalin za kotlem
- Suchá odsiřovací metoda s cirkulujícím fluidním ložem (CFB)



Suché metody fungují na principu chemické reakce a adsorpce SO<sub>2</sub> na povrchu suchého sorbentu [9]. Jejich účinnost je ovlivněna řadou faktorů: teplotou a vlhkostí spalin, čistotou a fyzikální strukturou sorbentu, dobou zadržky sorbentu ve spalinách, přítomností dalších látek a dalšími faktory [11]. Pro zvýšení účinnosti tak byly první tři metody postupně modifikovány. Významného zvýšení účinnosti lze dosáhnout ochlazením spalin pomocí nástřiku procesní vody a prodloužením kontaktu sorbentu se spalinami [10]. Tyto modifikace jsou využívány u kondicionované i CFB metody a výrazně přispívají i k úsporám sorbentu [10].

### 3.1.1.1 Spalování paliva s příměsí sorbentu

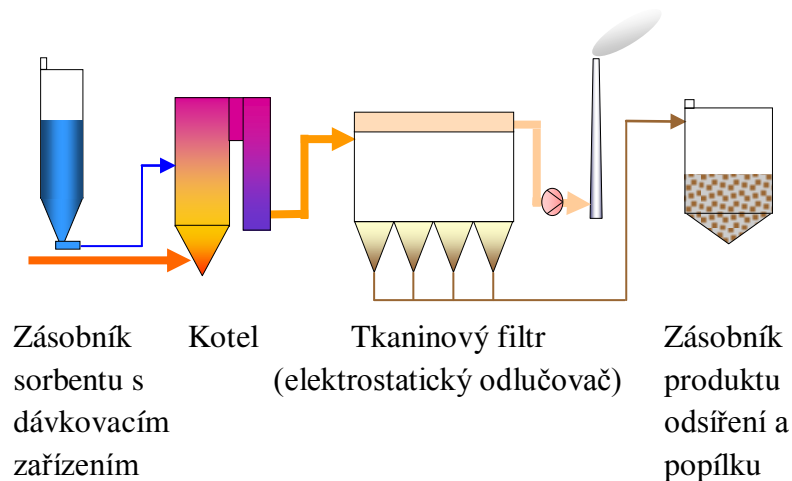
Způsob dávkování sorbentu je velice jednoduchý a technologicky nenáročný. Do paliva se během jeho přípravy dávkuje vápenec nebo hašené vápno, které na sebe váže vzniklé SO<sub>2</sub>. Účinnost odsiřování závisí na obsahu síry v palivu a množství přidaného sorbentu. Ve srovnání s ostatními suchými metodami je však účinnost nejnižší [8]. Při dávkování je potřeba dodržet rovnoměrné promísení síry a sorbentu. To je ale v provozu velmi obtížné, protože koncentrace síry v palivu není konstantní. Sorbent tak bývá dávkován v nadbytku a tím se zvyšuje i jeho spotřeba. Využití metody bývá často v kombinaci s dalšími způsoby odsiřování [8].



Obr. 1, Schéma spalování paliva s příměsí sorbentu [10]

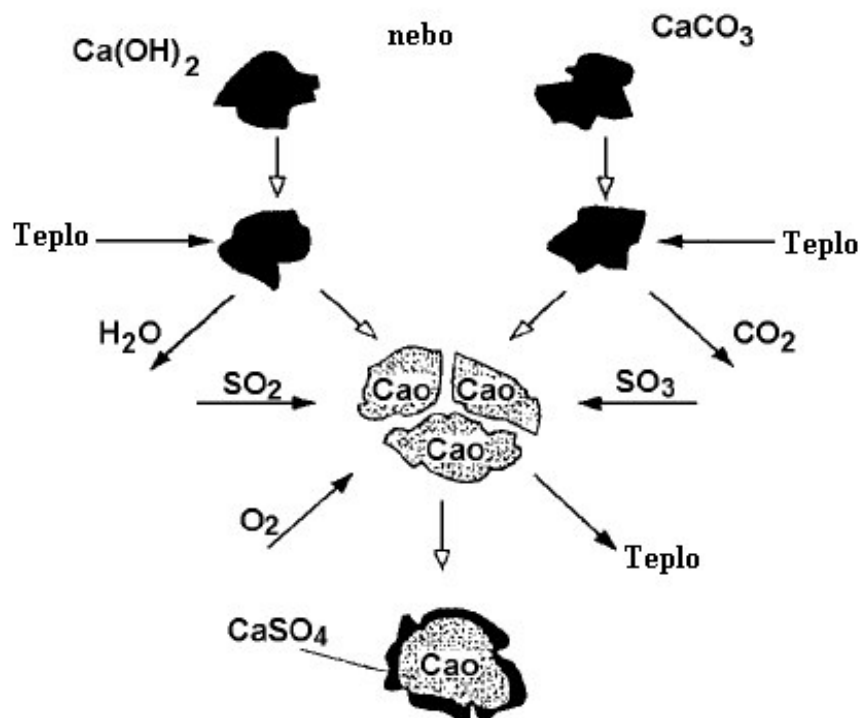
### 3.1.1.2 Horká sorpce - dávkování suchého sorbentu do různých úrovní kotle

Horká sorpce spočívá v přímém dávkování suchého sorbentu do spalovacího prostoru. Sorbent se tak dostává do kontaktu s horkými spalinami o teplotě okolo 1 000 °C [9]. Sorbent reaguje se spalinami v kotli i během cesty k filtru, kde je výsledný produkt odsiřování zachytáván společně s popílkem.



**Obr. 2, Horká sorpce – schéma dávkování suchého sorbentu do spalovacího prostoru [10]**

Vápenaté sorbenty, které se při této metodě využívají, jsou CaCO<sub>3</sub> a výjimečně Ca(OH)<sub>2</sub> [8]. Působením vysoké teploty ve spalovacím prostoru sorbent kalcinuje za vzniku reaktivních částic oxidu vápenatého (těž páleného vápna), které na sebe váží oxidy síry i další kyselé složky obsažené ve spalinách, např. chlorovodík (HCl) a fluorovodík (HF) [12]. Při reakci vzniká síran nebo siřičitan vápenatý, který se nabaluje na částičky velmi reaktivního oxidu vápenatého, zároveň je uvolňována voda a oxid uhličitý [13]. Princip reakce sorbentů znázorňuje Obr. 3 a následující reakční schéma.

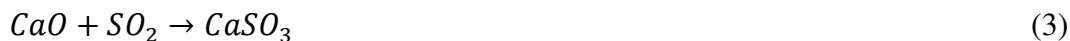


**Obr. 3, Princip reakce sorbentů s oxidy síry [14]**

Působením vysoké teploty se sorbent v spalovacím prostoru samovolně dehydratuje nebo dekarbonizuje



Další reakce je heterogenní a na oxid vápenatý se vážou kyselé složky



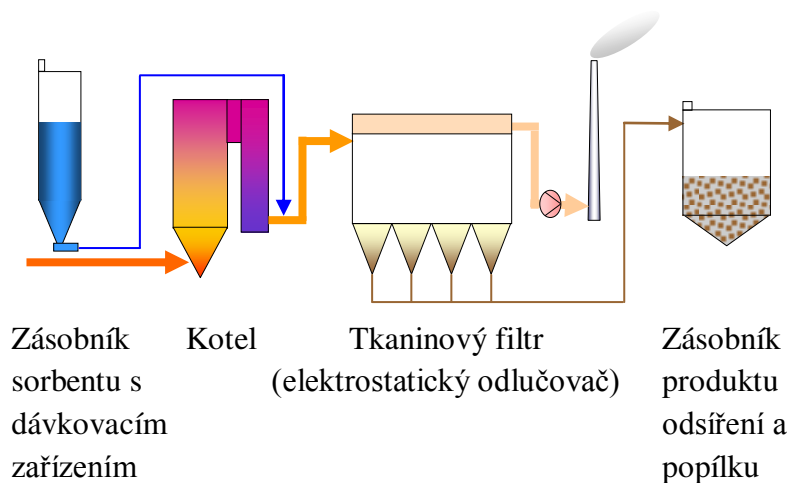
Produkt odsiřování se spolu s popílkem zachytává nejčastěji pomocí tkaninového filtru. Oproti elektrostatickému odlučovači má tkaninový filtr v tomto případě výhodu v tom, že zachycený produkt může na jeho rukávcích déle reagovat se spalinami [8]. Účinnost odsiřování při dávkování sorbentu do kotle je závislá na teplotě a pro vápený hydrát se ideální rozmezí teplot pohybuje okolo 100 °C [15]. Při překročení teploty dochází k poklesu účinnosti v důsledku natavení povrchu sorbentu a blokování reakce [12]. Při nadměrném dávkování sorbentu do prostoru kotle hrozí rovněž riziko zanášení teplosměnných ploch kotle [8]. Na rukávcích tkaninového filtru bývá společně s produktem zachyceno i velké množství nezreagovaného sorbentu [8]. Recyklace produktu, tj. jeho opětovné zavedení do prostoru spalování, je možností jak snížit spotřebu sorbentu [8].

### 3.1.1.3 Studená sorpce - dávkování suchého sorbentu do spalin za kotlem

Studená sorpce znamená dávkování suchého sorbentu, nejčastěji vápeného hydrátu, do kouřovodů mezi kotlem a tkaninovým filtrem nebo elektrostatickým odlučovačem. Sorbent reaguje se spalinami během cesty k odlučovači, kde je výsledný produkt odsiřování zachytáván společně s popílkem. Nejčastěji se u této metody používá tkaninový filtr, protože zachycený produkt a proudící spaliny mohou spolu déle reagovat na filtračních rukávcích [8].

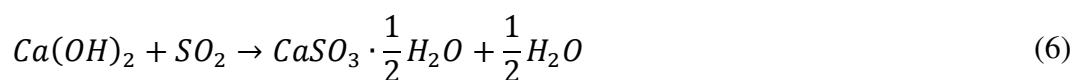
Stanovit optimální teplotní pole pro dávkování sorbentu u studené sorpce není jednoduchý úkol. Laboratorní testy speciálního odsiřovacího sorbentu Sorbacal SP společnosti Lhoist ukázaly, že sorbent dosahuje vysoké účinnosti odsiřování u dvou teplotních rozmezí. První rozmezí je při teplotě 330 °C až 380 °C [16] a druhé rozmezí při teplotě pod 130 °C [16], viz Obr. 8. Maximální účinnost odsiřování nastává až při nižší teplotě, která je blízká teplotě rosnému bodu vodních par ve spalinách [8], což je už mimo rozsah měření na Obr. 8. V praxi se nicméně teplota spalin na výstupu z kotle pohybuje mezi těmito dvěma rozmezími [8]. Prvním řešením je dávkovat sorbent ještě do prostoru kotle, kde se teplota spalin pohybuje okolo 350 °C. Toto řešení je ale rizikové z hlediska zanášení teplosměnných ploch sorbentem a produktem odsiřování. Druhým řešením, jak se s teplotou spalin dostat do rozmezí s vysokou účinností odsiřování, je ochlazení spalin. To se nejčastěji děje rozprašováním vody do spalin. V takovém případě se už ale jedná o jinou metodu odsiřování, tzv. kondicionovanou sorpci.

Uplatnění studené sorpce velice závisí na teplotě spalin daného zdroje a požadované účinnosti odsíření. Roli může hrát také stav a konstrukce kotle. V případě, že ale není možné u konkrétního zdroje dosáhnout požadované účinnosti, je potřeba navrhnout případné úpravy této metody nebo zvolit jinou metodu odsíření.



**Obr. 4, Studená sorpce – schéma dávkování suchého sorbentu do spalin za kotlem [10]**

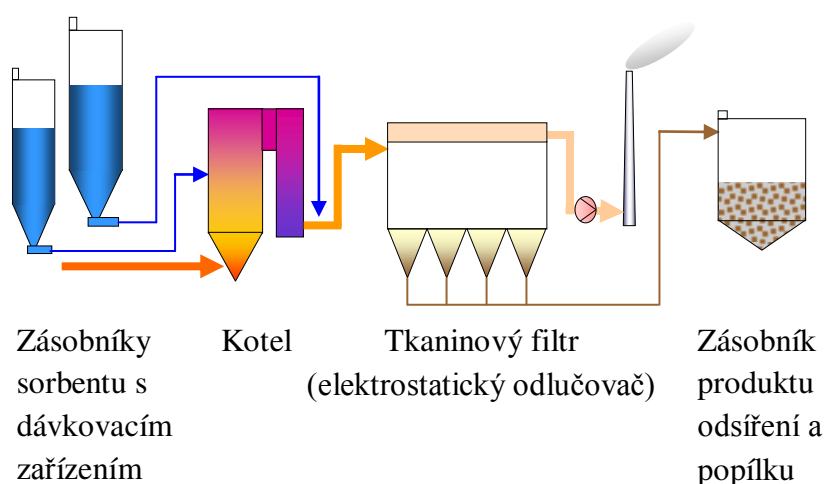
Jako sorbent je možné použít Ca(OH)<sub>2</sub>, který reaguje s SO<sub>2</sub> podle následujícího schématu



Metoda je minimálně náročná na investiční náklady a dávka suchého sorbentu není procesně omezena [10]. Jednoduchost metody je však kompenzována její nízkou účinností [8]. S oxidem siřičitým reaguje pouze 15 až 30 % hm. sorbentu [10] a zbytek nezreagovaného sorbentu je zachycen společně s produktem a popílkem. Recyklací produktu se zvýší celkové množství Ca(OH)<sub>2</sub> v procesu a je možné dosáhnout nepatrně vyšší účinnosti [10].

### 3.1.1.4 Kombinovaná metoda

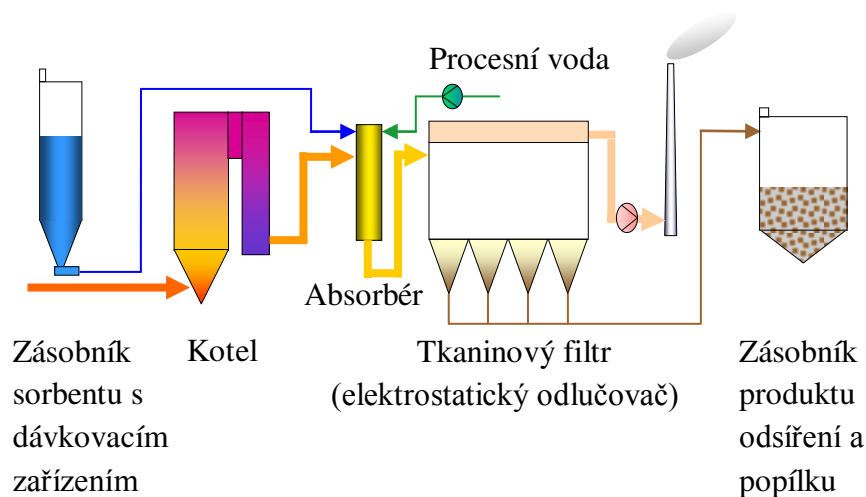
Kombinované dávkování sorbentu spojuje horkou a studenou suchou sorpci, tedy dávkování sorbentu do kotle a současně do spalin za kotlem. První stupeň odsiřování je totožný s dávkování sorbentu do kotle, tzv. horkou sorpcí, Obr. 2. Druhý stupeň je stejný jako u dávkování suchého sorbentu do prostoru za kotlem, tzv. studenou sorpcí, viz Obr. 4. Kombinovaná metoda dávkování sorbentu dosáhla svého využití díky tomu, že při nepatrně vyšších investičních nákladech, lze zvýšit účinnost a snížit spotřebu sorbentů [13] nebo že může vzniknout i jako dodatečná přístavba ke stávající technologii odsiřování v případě zvýšení požadavku na účinnost odsíření [8].



Obr. 5, Schéma kombinovaného dávkování sorbentu do kotle i do spalin [10]

### 3.1.1.5 Kondicionovaná suchá sorpce

K dosažení vyšší účinnosti suchého odsíření se začala postupně modifikovat metoda studené sorpce. Ke stávajícímu systému dávkování sorbentu do kouřovodu se přidala technologie ochlazování spalin a technologie, která pomohla prodloužit dobu kontaktu sorbentu se spalinami [8]. Pro tuto metodu se vžil termín kondicionovaná sorpce. Přestože do procesu vstupuje velké množství vody, jedná se o suchou odsířovací metodu, neboť veškerá voda se při kontaktu se spalinami odpaří a na výstupu z odsíření je jen suchý produkt a popílek [17].



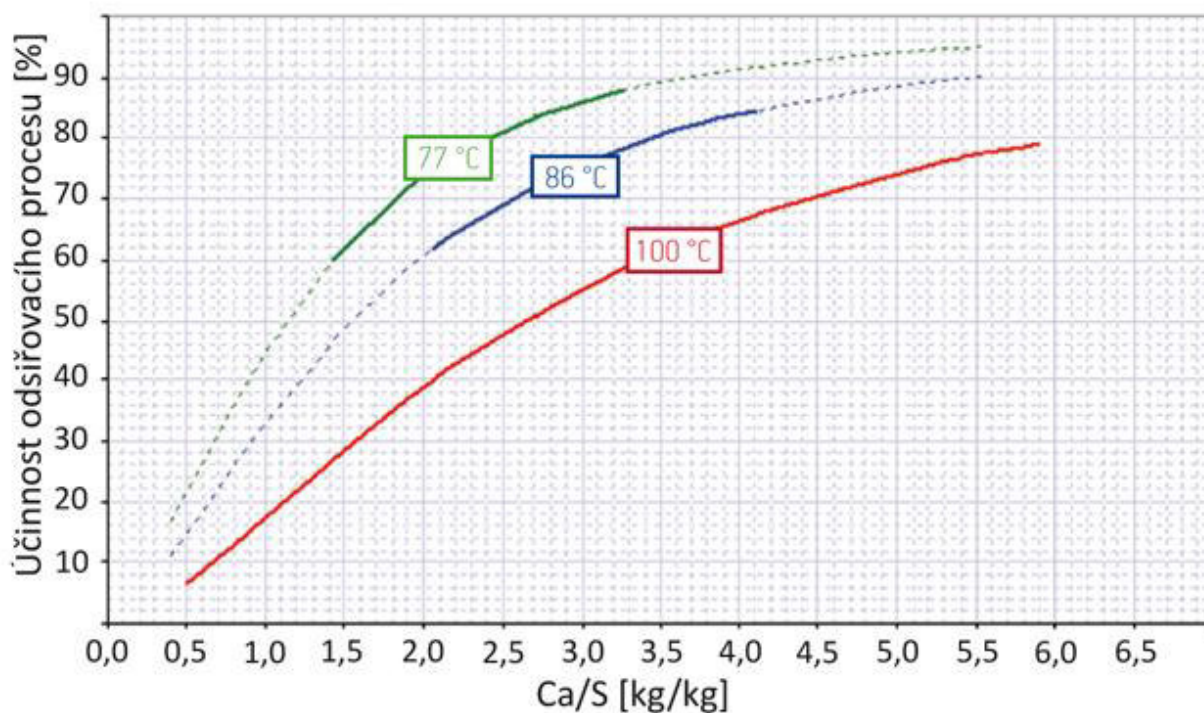
**Obr. 6, Schéma kondicionované sorpce s jednoduchým absorbérem [17]**

Pro delší setrvání sorbentu v kontaktu se spalinami byl do procesu vložen zádržný objem v podobě jednoduchého reaktoru, tzv. absorpčního [10]. Doba vzájemného působení sorbentu, vody a spalin se tak prodloužila na dobu 10 až 15 sekund [8].

Teplota spalin za kotlem se obvykle pohybuje v rozsahu 140 až 160 °C a pro dobrou účinnost odsíření není příliš vhodná [10]. Významného nárůstu účinnosti je dosaženo ochlazením spalin pomocí rozprašování procesní vody. Voda odebírá spalinám teplo, čímž se ohřívá a vypařuje [17]. Do procesu je dávkováno takové množství vody, aby teplota spalin během odsíření klesla na teplotu okolo 80 °C [8]. Při teplotě 80 °C není sice dosaženo nejvyšší účinnosti odsíření, ale tato teplota dává jistotu, že riziko zanášení technologie a nalepování sorbentu či produktu na stěnách zařízení bude minimální. Maximální účinnost odsíření se pohybuje až při teplotě blízké rosnému bodu [8]. Odsířovací proces je dokončen v následném filtru, kde jsou tuhé látky ze spalin odstraněny.

Kondicionovaná suchá sorpce je mezistupněm mezi suchým a polosuchým odsířováním. Podstatná část suchého sorbentu přichází do styku s kapkami vody, které se s ním podělí o vlhkost a při průchodu reaktorem je sorbent spalinami opět vysušen [17]. Účinnost tohoto odsířovacího procesu s použitím zařízení pro recyklaci produktu se pohybuje v rozsahu 45 až 90 % při stechiometrickém poměru Ca/S od 1,8 do 3,6 [17]. Taková účinnost může být pro menší spalovací zdroje pro splnění nových emisních limitů [3] dostačující [17].

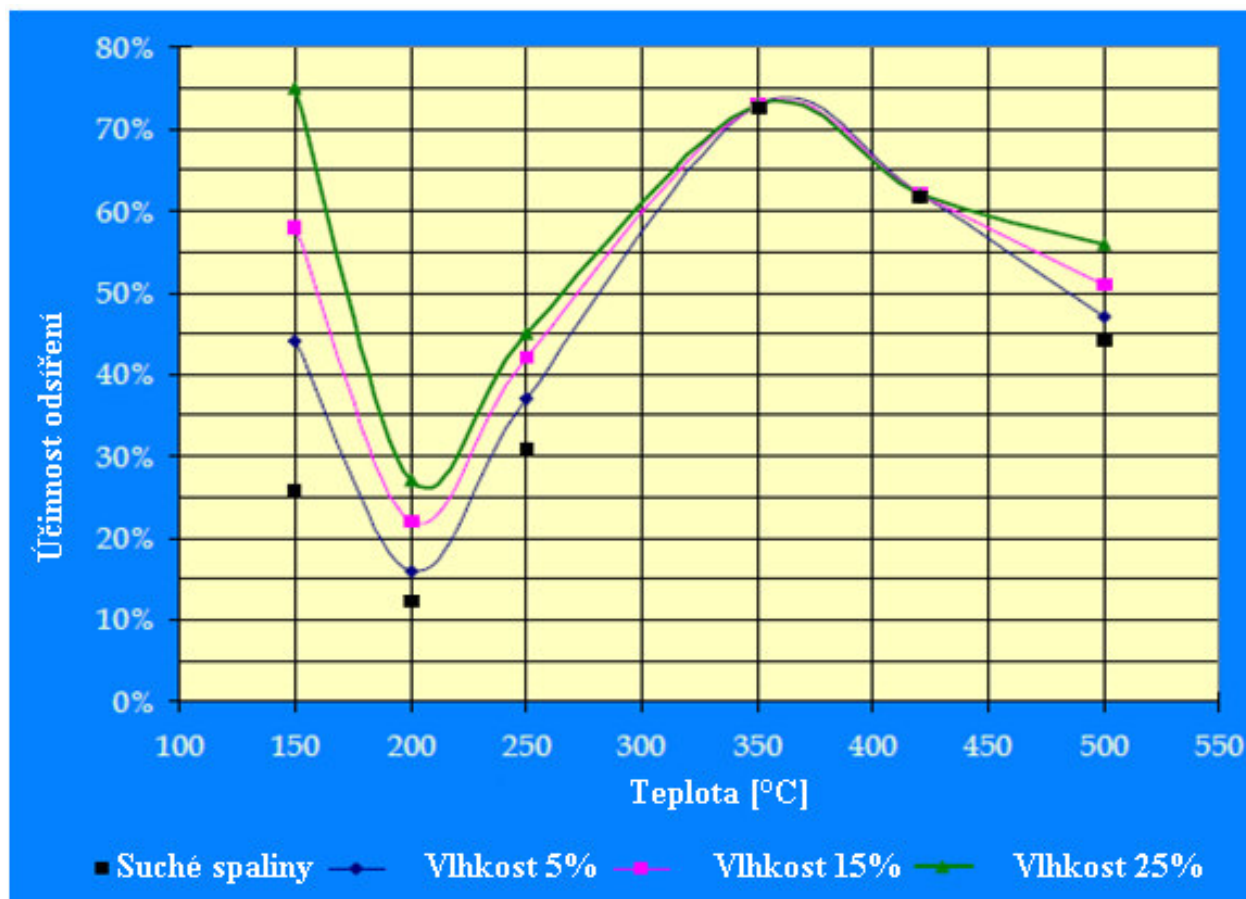
Závislost účinnosti odsiřovacího procesu na výstupní teplotě spalin z reaktoru byla u kondicionované sorpce popsána při měření společností Tenza, a.s., průběh je ukázán na Obr. 7. Čím nižší je výstupní teplota spalin, tím vyšší je účinnost při zachování stejného poměru Ca/S. Plné čáry znázorňují ověřenou závislost a čárkované znázorňují očekávaný průběh závislosti [17]. Protože má závislost nelineární průběh, je patrná důležitost chlazení spalin pomocí procesní vody a návrhu kvalitního a stabilního systému rozprašování vody zvláště při vyšším dávkování sorbentu.



Obr. 7, Příklad účinnost odsiřování v závislosti na teplotě spalin a poměru Ca/S [17]



Účinnost odsíření nezávisí pouze na teplotě spalin, ale také na jejich vlhkosti. To ukazují výsledky laboratorních testů speciálního odsiřovacího sorbentu Sorbacal SP společnosti Lhoist. Výrobce a dodavatel tohoto sorbentu je Vápenka Čertovy schody a.s. S klesající teplotou je závislost účinnosti na vlhkosti spalin výraznější. Dokazují to větší rozestupy křivek v grafu, které představují podíl vlhkosti ve spalinách. Při teplotě okolo 350 °C je vliv vlhkosti na účinnost odsíření minimální, ale při vyšších teplotách opět se projevuje.

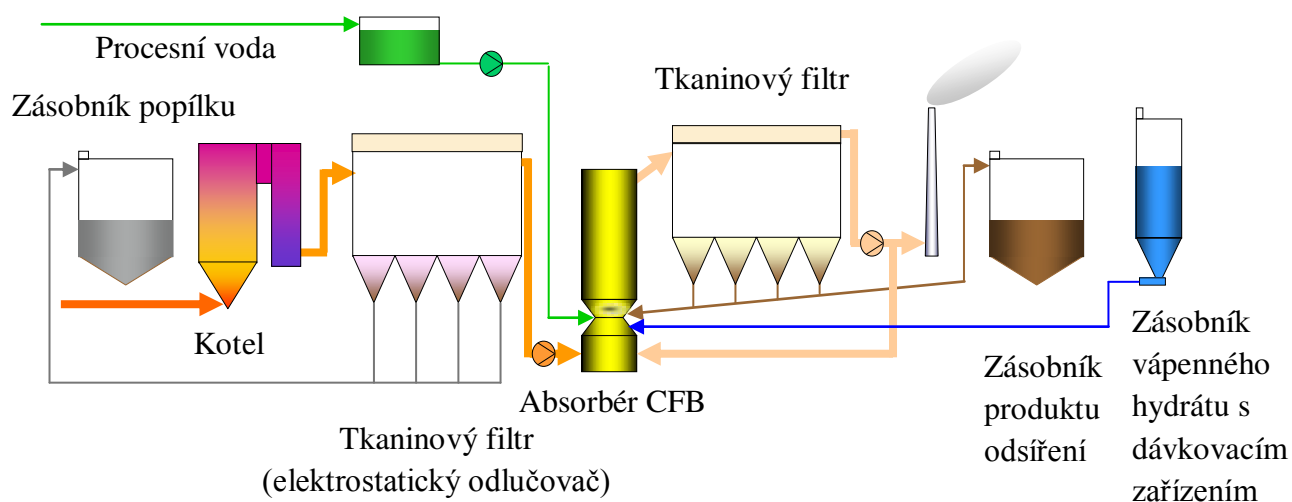


Obr. 8, Výsledky laboratorní měření účinnosti odsiřování sorbentu Sorbacal® SP v závislosti na teplotě a vlhkosti spalin [16]



### 3.1.1.6 Suchá metoda odsiřování s cirkulujícím fluidním ložem (CFB)

Tato metoda je odvozena od polosuchého odsiřování s rozprašováním vápenné suspenze v odsiřovacím absorbéru [18]. Proces spočívá v dávkování suchého sorbentu, suchého produktu odsiřování se zbytkovým sorbentem a vody do absorbéru s cirkulujícím fluidním ložem (CFB - Circulating Fluidized Bed) [18]. Protože je do procesu dávkováno velké množství vody, v jejímž prostředí odsiřování probíhá, nejedná se o polosuchou metodu [9]. V celém technologickém souboru totiž není připravována vápenná suspenze a veškerá procesní voda se teplem spalin odpaří tak, že výsledný produkt odsiřování je v suchém stavu [9]. Stejně tomu je i u kondicionované metody.



**Obr. 9, Schéma suché odsiřovací metody s cirkulujícím fluidním ložem (CFB) [18]**

K odsiřovacímu procesu dochází při vstupu spalin do CFB absorbéru. Spaliny se dostanou do kontaktu se sorbentem a recyklovaným produktem v suchém stavu. Zároveň se spaliny dostanou do kontaktu s rozprašovanou procesní vodou, které předají své teplo. Sorbentem u tohoto zařízení nejčastěji bývá vápenný hydrát, případně pálené vápno [18]. Procesní voda dále zvlhčuje částice sorbentu a k reakci tak dochází na vysychajících částicích [18]. Veškerá voda se pomocí tepla spalin odpaří [19] a spaliny po průchodu absorbérem proudí k tkaninovému filtru, kde je výsledný produkt zachytáván. Stejně jako u kondicionované metody je i u metody CFB teplota spalin velice důležitým parametrem, viz Obr. 7.

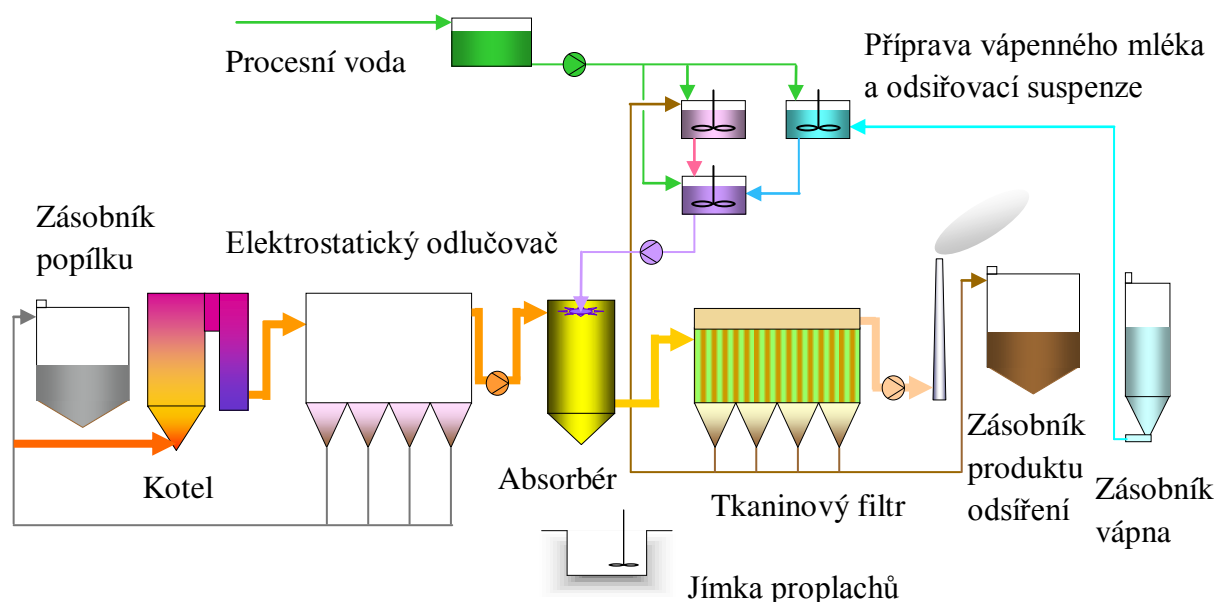
Sorbent a recyklovaný produkt jsou udržovány ve vznosu ve fluidním loži v dolní části CFB absorbéru. Spaliny protékají ložem ze zdola a pro udržení stabilního fluidního lože jsou i recirkulovány, zpravidla při nižších výkonech [18]. Rozšiřující se profil absorbéru zaručuje, že ve vznosu jsou jak velké, tak i malé částice [8]. Princip dávkování zvláště vody a zvláště tuhých látek umožňuje jednoduše recyklovat produkt zachycený filtrem a neomezuje dávku čerstvého sorbentu, jako se tomu děje u polosuchých metod. Recirkulace produktu v provozu převyšuje mnohonásobně dávku sorbentu [8]. Velikou výhodou takto navržených zařízení je tak schopnost využít sorbent téměř beze zbytku.

### 3.1.2 Polosuché metody odsiřování

U polosuchých metod se k odstraňování SO<sub>2</sub> ze spalin používá vápenatá suspenze [20]. Suspenze je rozprašována v odsiřovacím absorběru, kde reaguje se spalinami. Během procesu je suspenze vysoušena a výsledný suchý produkt je zachytáván pomocí odlučovače [12]. Polosuché odsiřování je kompromisem mezi mokrou a suchou metodou [20]. Pomocí této technologie se dosahuje vysoké účinnosti a spolehlivosti provozu [8]. Vhodná je pro malé a střední zdroje s nižšími požadavky na účinnost odsiřování a v současné době je uplatňována zejména ve spalovnách odpadů [20].

#### 3.1.2.1 Rozprašovací absorpce

U rozprašovací absorpce je sorpčním činidlem obvykle vápenatá suspenze hydroxidu vápenatého Ca(OH)<sub>2</sub>, která je většinou doplněna suspenzí recyklovaného produktu odsiřování [20]. V praxi se suspenze hydroxidu vápenatého nazývá vápenné mléko. Suspenze je připravována v technologii odsiřovací jednotky rozmícháním recyklovaného produktu v procesní vodě a přidáním čerstvého vápenného mléka. To je zpravidla vyráběno hašením páleného vápna s přebytkem vody [12]. Podstatou metody je rozprašení suspenze do mraku jemných kapek, 20 ÷ 400 μm [13], které se dostávají do přímého kontaktu se spalinami [21]. Spaliny pak předají své teplo vodě, která se vypaří. Ochlazené spaliny následně reagují se zbytkem suspenze, tedy vlhkou částicí hydroxidu vápenatého. K tomu je potřeba dostatečná časová prodleva v absorběru, alespoň 10 sekund [8], během které dojde k odpaření vody i reakci sorbentu [20]. Jelikož se veškerá voda při kontaktu odpaří, je vzniklý produkt odsiřování suchý a po průchodu absorběrem se zachytává pomocí tkaninového filtru [20].



Obr. 10, Schéma polosuché odsiřovací metody u rozprašovací absorpce [20]

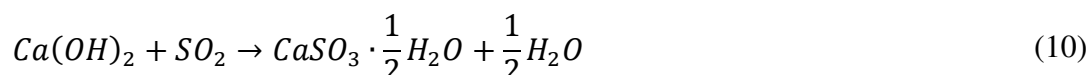
Možné schéma zařízení je na Obr. 10. Spaliny z kotle na něm proudí do elektrostatického odlučovače, kde se odpráší od tuhých látek, které by mohly znehodnotit výsledný produkt. Takové řešení má výhody v tom, že umožňuje oddělené skladování popílku a produktu, snižuje množství konečných emisí SO<sub>2</sub> a TZL, předchází erozi zařízení působením poléťavého popílku a snižuje objem produktu odsíření [20]. Spaliny následně pokračují do absorbéru, kde se nachází nejdůležitější součást, tj. rozprašovací trysky odsiřovací suspenze [12]. Může to být typ rotačního rozprašovače, tzv. atomizér, nebo soustava tlakovzdušných trysek. První z nich je zpravidla zabudován uprostřed klenby a rozprašuje jemné kapky hydratovaného vápna [12]. Proud spalin se nejdříve rozdělí na vstupu do absorbéru tak, že cca 60 % plynu vstupuje do absorbéru zařízením pro rozptyl plynu v klenbě a dalších 40 % středovým rozprašovačem plynu [12]. Rozstříkové trysky musí splňovat vysoké normy na kvalitu konstantního rozstříku, být schopny odolat korozi a musí mít nízkou tlakovou ztrátu a minimální riziko ucpávání [12]. Potom co spaliny projdou absorbérem, putují společně s produktem do tkaninového filtru. Prodloužením kontaktu spalin a sorbentu zachyceného v tkaninovém filtru dochází k absorpci SO<sub>2</sub> také na rukávcích filtru [8]. Vzniklý produkt odsíření jde do zásobníku nebo je recyklován a opět vstupuje do procesu.

Polosuché odsiřování je navrženo tak, aby se veškerá procesní voda odpařila a výsledný produkt měl podobu suchého prášku. Vlhký produkt by způsobil nežádoucí ucpávání dna absorbéru, filtrů a potrubních tras [8]. Úplné odpaření vody a tím vysušení produktu je podmínkou, která představuje pro technologii procesní strop. Dávkování odsiřovací suspenze do procesu je nepřekročitelně limitováno tepelnou kapacitou spalin [20]. Tuto podmínku lze splnit, pokud se teplota spalin na výstupu z absorbéru pohybuje okolo 80 °C [12]. Limitní je i obsah sušiny v suspenzi, ten je dán možností kvalitního rozptýlení suspenze v prostoru absorbéru [8]. Aby bylo možné suspenzi rozprašovat na jemné kapičky, musí se pohybovat koncentrace sušiny okolo 35 až 37 % hm. [8].

Chemický proces probíhá acidobazickou absorpční reakcí mezi hydroxidem vápenatým a oxidy síry [12]



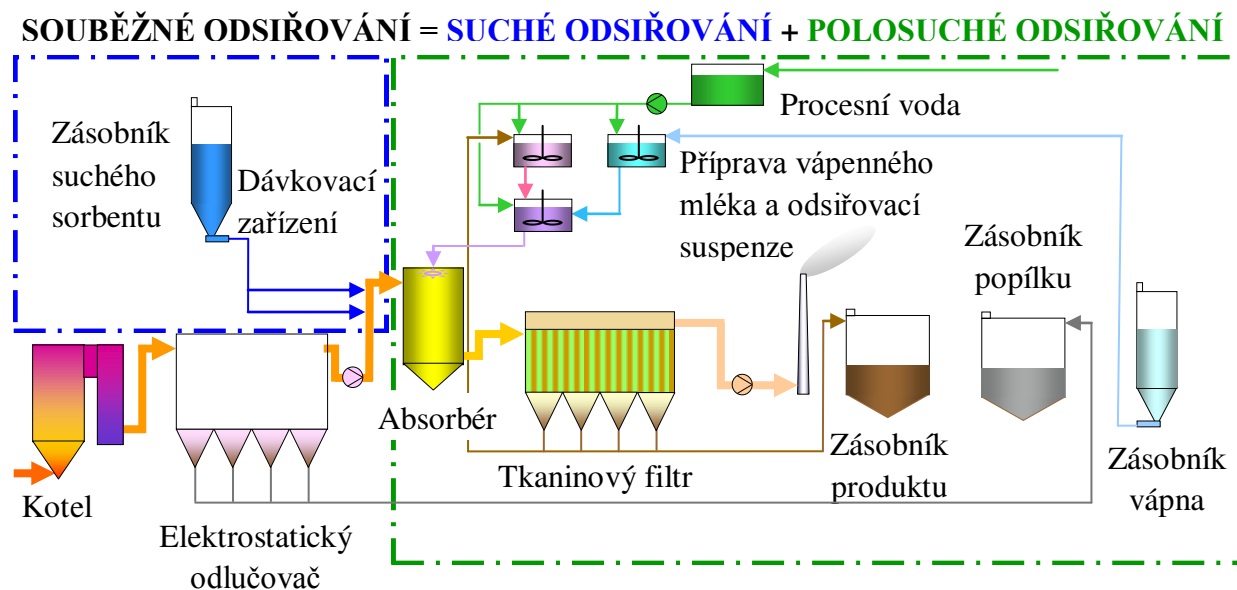
V závislosti na množství kyslíku dochází také v malé míře k oxidaci siřičitanu vápenatého na síran vápenatý



Absorpci velmi ovlivňuje teplota a vlhkost spalin, koncentrace SO<sub>2</sub>, velikost kapek rozptýlené suspenze a recirkulace produktu. Pokud je částice Ca(OH)<sub>2</sub> vlhká, absorpce SO<sub>2</sub> je rychlejší [21]. Technologie je navržena tak, aby teplota spalin na výstupu z absorbéru byla blízká teplotě sytosti vodních par [12], v takové případě je dosaženo maximální účinnosti odsiřování [8].

### 3.1.1.5 Souběžné odsiřování

Souběžné odsiřování bylo vyvinuto společností Tenza, a.s. s cílem zvýšení účinnosti klasického polosuchého odsiřování [22]. Před polosuchou technologií je předřazen systém suchého odsiřování, kterým je do kouřovodu řízeně dávkován suchý sorbent [23]. Dávkováním sorbentu v suchém stupni odsiřování je možné zvýšit maximální tok sorbentu vstupujícího do procesu, jenž je u polosuché technologie omezen procesním stropem [13]. Jedná se o účinnější obdobu kondicionované suché sorpce [8] a metoda je vhodná pro stávající polosuchá odsiřování, u nichž je potřeba zvýšit účinnost [23].



Obr. 11, Schéma souběžného odsiřování spalin [22]

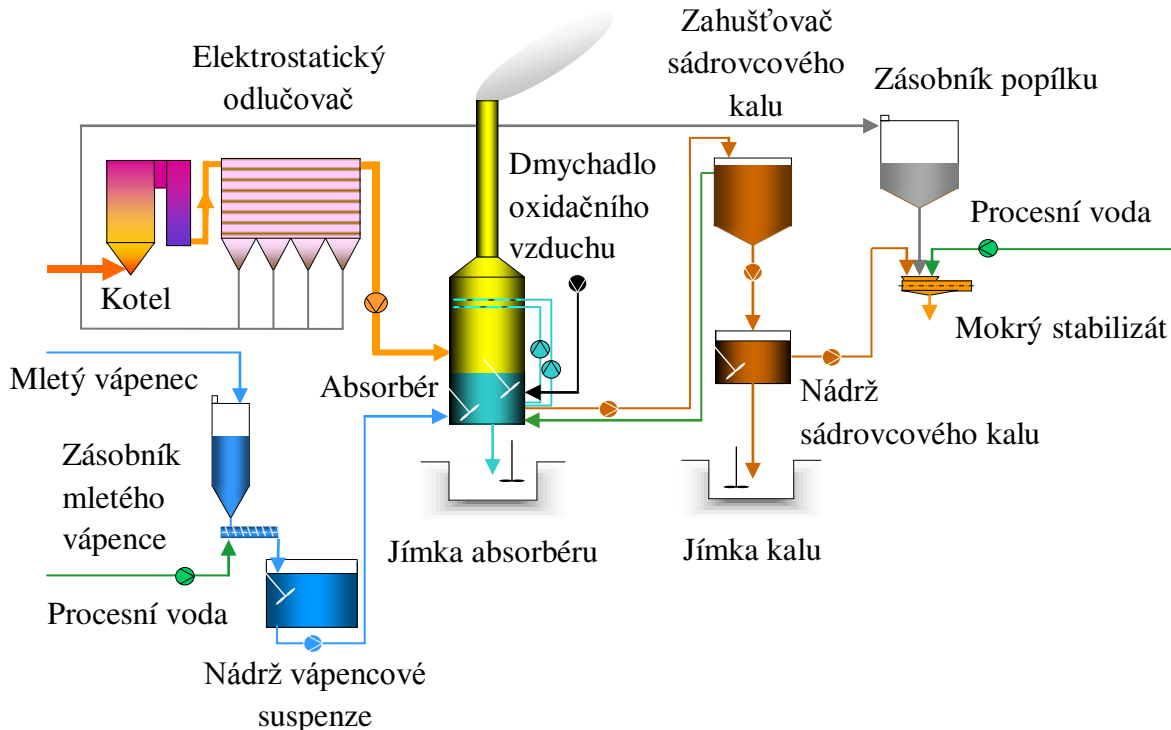
Kromě odstranění procesního stropu polosuché technologie odsiřování umožňuje souběžné odsiřování přesouvat podíl odsíření na celkovém odsíření spalin mezi oběma stupni odsíření změnou podílu dávek jednotlivých sorbentů [23]. Tok suchého sorbentu případně i tok suchého recyklovaného produktu odsíření nejsou procesně omezeny [23]. Technologie stávajícího polosuchého odsíření není dobudováním dávkování suchého sorbentu dotčena, dochází pouze k úpravě řídicího algoritmu pro výpočet dávky suspenze polosuchého odsiřování a suchého sorbentu [23]. Tím se minimalizují i rizikové jevy jako je zanášení či tvorba úsad sorbentu a produktu odsíření v celé technologii odsiřování [22].

### 3.1.3 Mokrý metody odsiřování

Mokrý metoda je nejrozšířenější metodou odsiřování spalin zvláště u velkých energetických zdrojů [24]. Kyselé složky jsou ze spalin odstraněny v absorběru pomocí mokré suspenze sorbentu a mokrý je také výsledný produkt odsiřování. Metoda patří mezi investičně nejnáročnější, ale z hlediska spotřeby sorbentu mezi provozně nejúspornější [24]. Tím, že také dosahuje nejvyšší účinnosti ze všech vápenatých odsiřování [24], zaujímají u velkých zdrojů s vysokými požadavky na účinnost nad 80 % podíl na trhu [12].

#### 3.1.3.1 Mokrý vápencová vypírka

Podstata mokré vápencové vypírky spočívá v chemické technologii vypírání plynů [24]. Oxidy síry jsou v odsiřovacím absorběru intenzivně vypírány a chlazeny vysokým tokem jemně rozprášené suspenze [25]. Nejčastěji používaným sorbentem k přípravě suspenze je mletý vápenec [21]. Suspenze obsahuje i velké množství produktu, který je v procesu intenzivně recyklován [8]. Vzniklým produktem odsiřování je sádrovcový kal, tzv. energosádrovec, který se po výstupu z absorběru nachází ve formě neskladovatelného kalu [24] s velkým množstvím příměsí, například rozpustných solí [12]. Úroveň zahuštění nebo vysušení je závislá na způsobu ukládání či využití a vyžaduje výstavbu technologie pro finální úpravu sádrovcového kalu [24]. Vysušený energosádrovec může obsahovat až 90 % pevné fáze [12] a může nahrazovat přírodní sádrovec používaný při výrobě sádry pro omítky, do cementu nebo do obkladových desek [12]. Nevyužitý energosádrovec se ukládá na skládku [12].



Obr. 12, Schéma mokré vápencové vypírky [24]

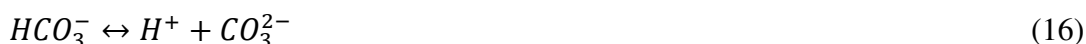
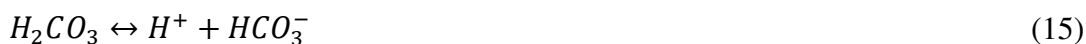
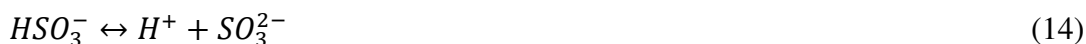
Na Obr. 12 je schéma možného provedení mokré vápencové vypírky. Spaliny vycházející z kotle jsou v odlučovači zbaveny pevných částic a vstupují do absorbéru. Kvůli kyselosti prostředí je absorbér opatřen ochranou v podobě pogumování a použitím speciálních ocelí [25]. V prostoru absorbéru je rozprašovaná odsiřovací suspenze, která reaguje s oxidy síry. Vyprané spaliny procházejí odlučovačem mlžných kapek, tzv. demisterem, a vypouštějí se sdruženým komínem do atmosféry [8]. Reakční produkt v podobě sádrovcového kalu se odtahuje z absorbéru a posílá na odvodnění a další zpracování. Společně s odloučeným popílkem a vodou se může produkt stabilizovat a využít [24].

Během procesu probíhají následující rovnovážné děje: [11]

a) Rozpouštění SO<sub>2</sub> a CO<sub>2</sub> ve vodě a tvorba kyselin

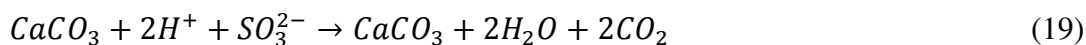
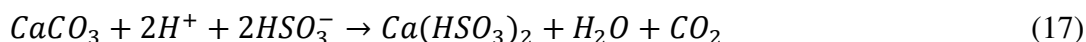


b) Disociace kyseliny siřičité a uhličitě



Při disociaci se uvolňují ionty vodíku, které způsobí snížení hodnoty pH a tím se snižuje absorpční schopnost prací suspenze. Neutralizací jsou odstraněny ionty vodíku.

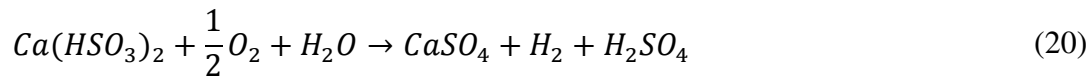
c) Neutralizace



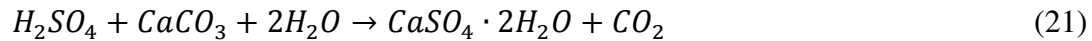
Rychlost rozpouštění vápence je závislá na koncentraci vodíkových iontů a při poklesu pH klesá. Při hodnotách pH vyšších než 5 zpomalují ionty vápníku, chloridů a siřičitanu rychlost štěpení vápence. Optimální hodnota pH v absorpční zóně je mezi 5,0 až 6,0 a v oxidační zóně mezi 4,5 až 5,5 [11].

d) Oxidace

Oxidací hydrogen siřičitanu vápenatého vzniká sádrovec, konečný produkt mokrého odsiřování



Kyselina sírová rovněž reaguje s přebytečným vápencem a vodou na sádrovec a oxid uhličitý



e) Krystalizace

Absorbér je rozdělen na absorpční zónu, oxidační zónu a krystalizační zónu. Krystalizační zóna je v kalovém prostoru absorbéru pod oxidační zónou. V této zóně narůstají jemné krystalky sádrovce na větší, dobře filtrovatelné. Optimální průběh krystalizace nastává při koncentraci sádrovce v suspenzi kolem 100 g/l [11]. Do krystalizační zóny se postupně přidává vápenec, aby suspenze byla schopná další absorpce [11].

## 3.2 Technologie odsiřování s využitím nevápenatých sorbentů

Odsiřovací technologie využívající jiné sorbenty než na bázi vápníku nachází uplatnění zejména v provozech, ve kterých vzniká přebytek těchto látek nebo u zařízení, u kterých se klade důraz na účinnost odsiřovacího procesu [8].

### 3.2.1 Suché metody odsiřování

Suché nevápenaté metody spočívají v dávkování suchého sorbentu do paliva nebo do spalin a principu chemické reakce a adsorpce SO<sub>2</sub> na povrchu suchého sorbentu [9]. Účinnost je ovlivněna teplotou a vlhkostí spalin, čistotou a fyzikální strukturou sorbentu, dobou zadržení sorbentu ve spalinách, přítomností dalších látek a dalšími faktory [11]. Významného zvýšení účinnosti lze dosáhnout prodloužením kontaktu sorbentu se spalinami a ochlazením spalin pomocí nástříku procesní vody [10].

#### 3.2.1.1 Suchá metoda odsiřování pomocí hydrogenuhličitanu sodného

Metoda odsiřování pomocí hydrogenuhličitanu sodného (NaHCO<sub>3</sub>) je založena na dávkování suchého sorbentu do spalin [26]. Jedná se tedy o obdobu horké sorpce s použitím vápenatého sorbentu, viz Obr. 2. Sorbent reaguje se spalinami v kotli i během cesty kouřovody a výsledný produkt je zachytáván v elektrostatickém odlučovači nebo v tkaninovém filtru.

Sorbent se při kontaktu se spalinami, teplotě nad 140 °C, velmi rychle rozkládá na uhličitan sodný (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), čímž vzrůstá jeho zásaditost a zásadním způsobem se zvětšuje jeho reakční povrch vlivem uvolňování CO<sub>2</sub> a H<sub>2</sub>O a vznikem pórů. Tento jev je často označován jako „popcorn effect“ [26].

Působením vysoké teploty v spalovacím zařízení sorbent samovolně dehydratuje a dekarbonizuje



Následně uhličitan sodný reaguje s SO<sub>2</sub>



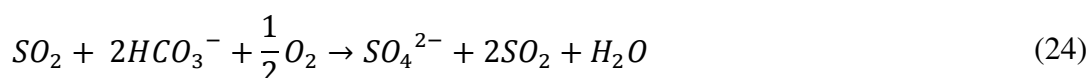
### 3.2.2 Mokrý metody odsiřování

U mokrých metod jsou kyselé složky ze spalin odstraněny pomocí mokré suspenze sorbentu a mokrý je také výsledný produkt odsíření.



### 3.2.2.1 Mokrý metoda odsiřování s využitím mořské vody

Metoda je založena na schopnosti mořské vody neutralizovat oxid siřičitý obsažený ve spalínách [12]. U této metody spaliny nejdříve putují z kotle do tkaninového filtru nebo elektrostatického odlučovače. Poté co jsou zbaveny tuhých látek, vstupují do absorbéru. Zde přicházejí do kontaktu s mořskou vodou, která je v absorbéru intenzivně rozprašována. Oxid siřičitý se absorbuje v důsledku přítomnosti kyselých i normálních uhličitánů v mořské vodě [12]. Kyselý výtok z absorbéru se smísí s dalším procesním proudem mořské vody tak, aby se zajistilo, že pH bude mít optimální hodnotu pro oxidaci [12]. Do procesu je dodáván vzduch, jenž zahajuje oxidaci kyselého siřičitanu, který vznikl při absorpci oxidu siřičitého, na kyselý síran a nakonec se odstraní rozpuštěné CO<sub>2</sub> [12]. Použitá voda se nejprve nasatí kyslíkem a pH se upraví ještě před vypuštěním mořské vody zpět do moře na hodnotu odpovídající pH mořské vody [12]. Reakci popisuje následující schéma [12].

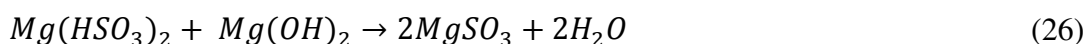


Postup s mořskou vodou nezahrnuje žádné dodávání reakčních činidel nebo odvádění pevných vedlejších produktů [12].

### 3.2.2.3 Mokrý metoda odsiřování s využitím oxidu hořečnatého

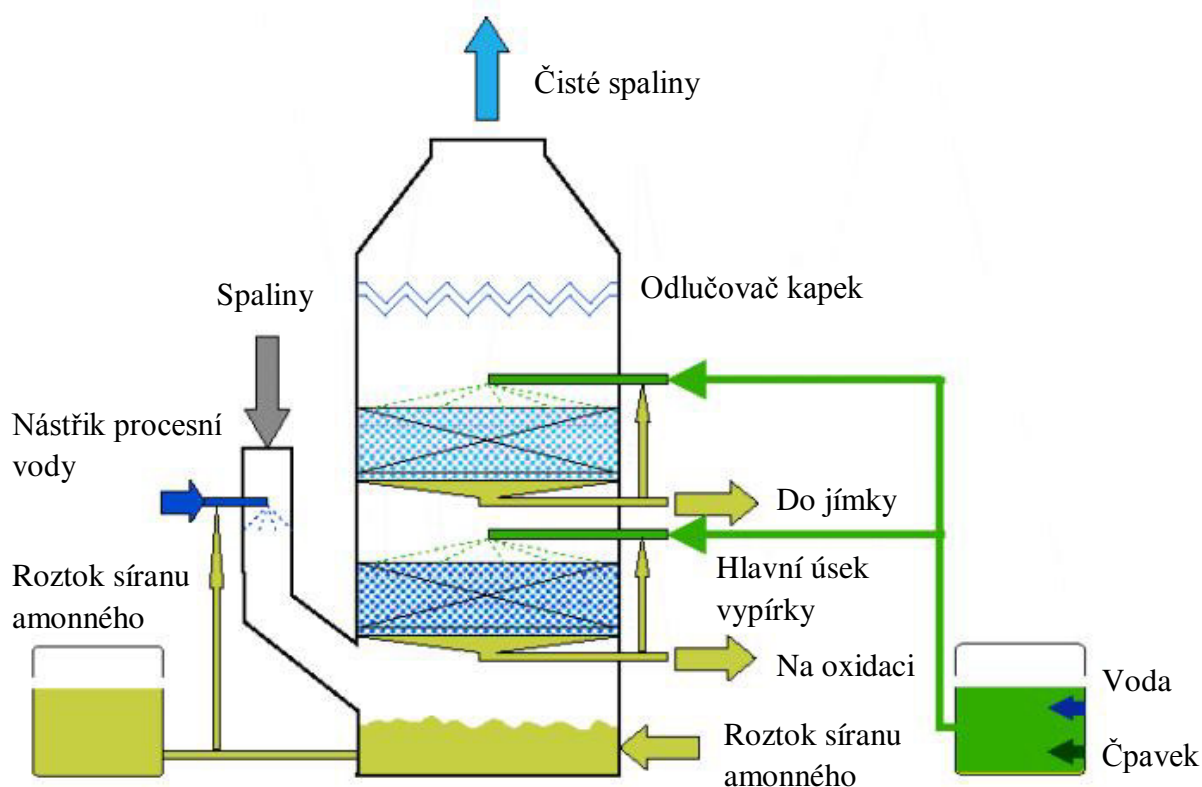
Jedná se o mokrý regenerační proces s použitím hydroxidu hořečnatého (Mg(OH)<sub>2</sub>) jako sorbentu [14]. Aby nedošlo při absorpci SO<sub>2</sub> ke kontaminaci produktu, musí být spaliny v odlučovači důkladně zbaveny tuhých znečišťujících látek, HCl a HF [14]. Suspenze sorbentu je v absorbéru rozprašována podobně jako u mokré vápencové vypírky [14]. Poté co spaliny vstoupí do absorbéru, jsou spaliny suspenzí ochlazeny a SO<sub>2</sub> je absorbován za vzniku síranu hořečnatého (MgSO<sub>4</sub>) a siřičitanu hořečnatého (MgSO<sub>3</sub>) [14]. Vzniklý plyn odchází z absorbéru do stupně sušení a odtud putuje do regeneračního stupně. V regeneračním stupni je siřičitan hořečnatý při 900 °C tepelně rozkládán na oxid hořečnatý (MgO) a oxid siřičitý (SO<sub>2</sub>) [14]. Jednotlivé složky plynu jsou rozděleny a ochlazeny. Oxid hořečnatý se opět vrací do odsiřovacího procesu a získaný oxid siřičitý bývá dále zpracováván například na kyselinu sírovou [21].

Zjednodušené reakční schéma popisuje absorpci SO<sub>2</sub>, reakce za vzniku síranu a siřičitanu hořečnatého a jejich následný tepelný rozklad v regeneračním stupni na MgO a SO<sub>2</sub> [14]



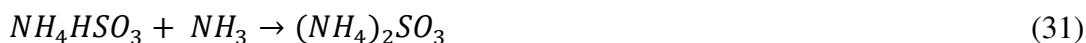
### 3.2.2.4 Mokrý metoda odsiřování s využitím čpavku

Jako sorbent je u této metody použita čpavková voda NH<sub>4</sub>OH [12]. Spaliny, které byly v odlučovači zbaveny tuhých částic, jsou na vstupu reaktoru chlazeny nástřikem procesní vody a recyklovaného produktu [12]. Čpavková voda je pak pomocí trysek rozprašovaná v absorbéru. Při reakci SO<sub>2</sub> s čpavkem vzniká roztok síranu amonného (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, který je z absorbéru odebrán do zádržné jímky [12]. Vyčištěné spaliny poté pokračují přes odlučovač kapek do komína.



**Obr. 13, Schéma mokré odsiřovací metody s využitím čpavku [14]**

Reakční schéma mokré metody s využitím čpavku



Výsledný produkt odsiřování (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> může být zpracován do podoby granulí a využit jako hnojivo [12].

### 3.3 Návrh odsiřovací technologie nových zdrojů a provozovaných zdrojů

Při realizaci odsiřovací technologie se lze setkat s dvěma případy. Prvním případem je návrh technologie snížení emisí SO<sub>2</sub> pro nově vznikající zdroj. V takovém případě se návrh provádí komplexně s úplným řešením technologie provozu zdroje. V druhém případě je nutností navrhnout novou odsiřovací technologii pro již zprovozněné zdroje kvůli zpřísnění specifických emisních limitů dle vyhlášky [3]. Druhý případ sebou přináší komplikace jako například nutnost nepřetržitého provozu zdroje nebo nedostatek prostoru v okolí zdroje [8]. Dvě řešení z praxe, první pro nově vznikající a druhé pro již zprovozněný spalovací zdroj, jsou uvedeny níže. U prvního řešení je také popsán princip kotle spalujícího palivo ve fluidním loži, který využívá i zadaný kotel teplárny Mondí Štětí.

#### 3.3.1 Návrh technologie odsiřování u nově vznikajícího zdroje

Pokročilý přístup k snížení emisí je spalování v cirkulujícím fluidním loži – *Circulating Fluidized Bed* (CFB). Model moderního fluidního kotle, který je v současné době ve výstavbě, je na Obr. 14. Jedná se o kotel s označením K14 ostravské huti ArcelorMittal s celkovým instalovaným výkonem kotelny 1 435 t/h, instalovaným výkonem elektrárny 254 MW a účinností odstranění SO<sub>2</sub> do 95 % [27]. Kotel huti ArcelorMittal musí dosahovat stejného emisního limitu 200 mg·m<sup>-3</sup> SO<sub>2</sub> [3] jako zadaný kotel teplárny Mondí Štětí.



Obr. 14, Technologie odsiřování nového kotle K14 ostravské huti ArcelorMittal [27]

Využitím principu CFB jsou vytvořeny podmínky pro rovnoměrné hoření paliva v celém objemu kotle. To umožňuje dokonalejší vyhoření paliva a vysokou účinnost kotle i při nižších teplotách spalování a při současném omezení tvorby škodlivých emisí. Tato technika se využívá především při výstavbě nových kotlů a účinnost těchto zařízení přesahuje 92 % [12]. Dochází totiž k spalování za optimálních teplotních podmínek v rozmezí 800 – 950 °C [12]. Do fluidního lože je přidáváno palivo a sorbent, mnohdy i v několika stupních, pomocí roštu se přivádí do kotle spalovací vzduch, který udržuje palivo ve vznosu, k tomu slouží i přídavný vzduch v dalších stupních kotle. V posledním stupni kotle spaliny putují do cyklonů, zde se odloučí 90 % částic [27], které putují zpět do fluidního lože.

### 3.3.2 Návrh technologie odsiřování u již provozovaného zdroje

Příkladem realizované stavby odsiřovací technologie je vybudování mokrého odsíření v provozu teplárny Plzeňská Energetika, a.s. Jedná se o první mokré odsiřování, vybudované v České republice po první vlně výstavby odsíření v devadesátých letech [24]. Zařízení je v provozu od roku 2009 [28]. U tří kotlů o celkovém parním výkonu 420 t/h [28] byla navržena mokrá vápencová vypírka s absorbérem, na který plynule navazuje komín.



**Obr. 15, Technologie odsiřování zprovozněných kotlů teplárny Plzeňská Energetika, a.s. [25]**

(vlevo: schéma uspořádání technologie rozprašování vápencové suspenze v absorbéru, uprostřed: odsiřovací absorbér, vpravo: celkový pohled na mokré odsíření)

### 3.4 Srovnání metod odsíření spalin

Při návrhu technologie odsíření spalin jsou rozhodujícími faktory: výkon spalovacího zdroje, požadovaná účinnost odsířování stanovena emisním limitem SO<sub>2</sub>, vlastnosti a složení paliva, druh odsířovacího sorbentu, způsob nakládání s produktem odsíření a také stav a životnost zdroje. Každý zdroj, u kterého je nutné provést návrh odsířovací technologie, má tedy svá specifika. Individuálně je nutné zohlednit také všechny současné a budoucí vlivy. Například ceny surovin, vývoj emisních limitů nejen SO<sub>2</sub> či životnost zdroje. Jakékoliv srovnání metod, tak přináší pouze nejsvrchnější náhled, nemůže ale být vodítkem k výběru nejvhodnější technologie.

#### Suché metody

Ve srovnání s ostatními metodami mají suché metody odsířování obecně nižší účinnost. Z tohoto důvodu je potřeba dávkovat vyšší množství sorbentu a použít co nejkvalitnější sorbenty. Suché metody obsahují málo technologických zařízení, která nejsou náročná na obsluhu a údržbu. Investičně jsou tak nejlevnější, ale vyšší spotřeba sorbentu a požadavky na jeho kvalitu vedou k vyšším provozním nákladům. Produkt odsíření je suchý, nemá výrazně omezenou dobu skladování a nakládání s ním je jednodušší než s produkty jiných metod.

#### Kondicionovaná sorpce a metoda s CFB

Obě metody jsou mezistupeň mezi suchým a polosuchým odsířením. Oproti klasickým suchým metodám mají vyšší procesní účinnost a výrazně nižší provozní náklady. Naopak investiční náklady jsou z důvodu složitosti technologie vyšší než u suchých metod. Výhodou metod zůstává práce bez kapalných suspenzí a jednoduché nakládání se suchým produktem odsíření.

#### Polosuché metody

U polosuchých metod stále platí, že výsledný produkt odsíření je stále v suchém stavu. Metoda je však navržena na práci s mokřými suspenzemi. Důsledkem toho je technologicky a investičně náročnější zařízení než u kondicionované sorpce nebo metody CFB. Účinnost a provozní náklady jsou u tří zmíněných metod srovnatelné.

#### Mokré metody

Při srovnání všech uvedených metod dosahují mokré metody nevyšší účinnosti a zároveň nejnižších provozních nákladů. Jelikož se ale v celém procesu pracuje s mokřými suspenzemi a výsledný produkt je také mokřý, jsou metody technologicky nejsložitější a investičně nejnákladnější. U mokrého produktu je rovněž problém s krátkodobým skladováním, s dopravou, uložením a výluhy.

Obecně neexistuje pravidlo, které by stanovilo vhodnou metodu pro zdroj s daným výkonem a emisním limitem. V praxi je výběr metody a technologie, po předložení návrhu možných metod odsíření, na samotném provozovateli zdroje a jeho rozhodnutí.

## 4 Odsiřovací sorbenty

Nejvíce rozšířenými sorbenty jsou v současné době vápenaté sorbenty [8]. Nepatří sice k chemicky nejaktivnějším zásaditým sorbentům, jsou ale v rámci České republiky nejdostupnější a nejlevnější [8]. Pro návrh odsiřovací technologie zadaného zdroje jsou tyto sorbenty tedy nejvhodnější, viz též kapitola 3.1.

### 4.1 Parametry ovlivňující kvalitu sorbentů

V praxi se k odsiřování spalin používá vápenec (CaCO<sub>3</sub>), pálené vápno (CaO) a vápenný hydrát (Ca(OH)<sub>2</sub>). Vápenec se těží v lomech a při jeho zpracování - pálení, se vyrábí zmíněné pálené vápno a v dalším kroku, během hašení se vyrábí vápenný hydrát, též hašené vápno [21]. Těžený vápenec často obsahuje různé příměsi, které ovlivňují kvalitu výsledného sorbentu. Stejně tak i jeho zpracování má vliv na výslednou kvalitu. Na schopnost odsiřování mají u sorbentů zásadní vliv následující parametry:

#### Složení

U sorbentů je důležitý obsah čistého hydrátu, resp. čistého vápence. V těženém vápenci jsou však vždy přítomny i ostatní látky, které při vypalování zůstávají i ve výsledném produktu. Příměsmi v těženém vápenci mohou být nejrůznější nerosty, často to je uhličitán hořečnatý, který se v hornině nachází spolu s vápníkem v podobě tzv. dolomitu. Koncentrace a složení těchto balastních příměsí má negativní vliv na odsiřovací schopnost sorbentu [8]. Spotřebu sorbentu je proto nutné počítat na obsah čistého hydrátu či vápence v nakupované surovině. Obsah je u kvalitních sorbentů zpravidla vyšší než 90 % [29].

#### Granulometrie

Jemnost namletého sorbentu má vliv na velikosti reakční plochy. S rostoucím počtem částic sorbentu obsažených v reaktoru roste i reakční plocha, která se dostává do kontaktu s kyselými složkami obsaženými ve spalinách. Obvyklá jemnost mletí se pohybuje okolo 90 μm [8].

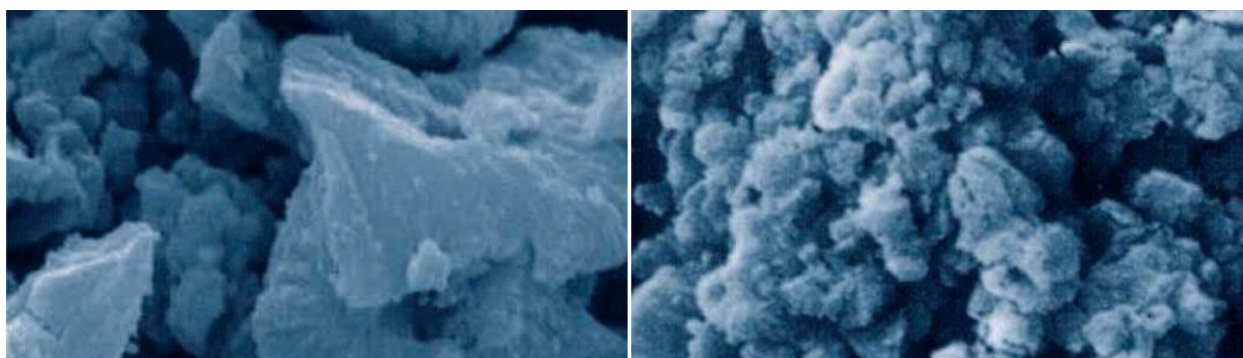
#### Rozpustnost

Pokud se pro odsíření spalin používá odsiřovací suspenze, je potřeba znát i rozpustnost sorbentu ve vodě. Rozpustnost čistých látek při 20 °C je pro vápenný hydrát 1,6 g/l, pro vápenec 0,01 – 0,02 g/l a oxid vápenatý 1,23 g/l [30]. Rozpustnost nicméně s rostoucí teplotou klesá a je ovlivněna také přítomností ostatních látek v sorbentu.



## Struktura povrchu

Velmi důležitou roli při odsiřování hraje fyzikální struktura povrchů namletého sorbentu. Struktura je charakterizována velikostí měrného povrchu a pórovitostí částice. U speciálních odsiřovacích hydrátů dosahuje měrný povrch až hodnoty 45 m<sup>2</sup>/g [8], zatímco běžné hydráty mají měrný povrch okolo 18 m<sup>2</sup>/g [29]. Vysoká hodnota měrného povrchu speciálních hydrátů k odsiřování je způsobena houbovitou strukturou částice. Mikroskopické snímky povrchu běžného a speciálního hydrátu s houbovitou strukturou jsou na Obr. 16. U pórovitosti, která je z části dána měrným povrchem, není až tak důležitá její hodnota, jako podíl velkých pórů na celkové hodnotě pórovitosti. Podíl velkých pórů má vliv na pokles procesu ucpávání pórů velkými molekulami siřičitanu a síranu vápenatého s navázanými molekulami vody [8].



**Obr. 16, Struktura povrchu částice sorbentu [28]**

vlevo: běžný vápenný hydrát, vpravo: speciální odsiřovací hydrát Sorbacal® SP

## Reaktivita

Reaktivita je rozhodujícím kritériem pro chemické vlastnosti sorbentu. Vyjadřuje se procentem a udává celkové množství sorbentu reagující s kyselými složkami spalin. Reaktivita je závislá na všech výše uvedených parametrech.



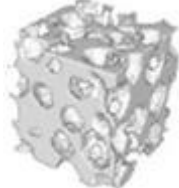
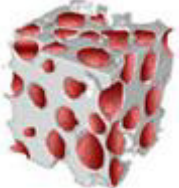
## Další vlastnosti

Vliv na kvalitu sorbentů mají také vlastnosti, které sice přímo neovlivňují odsiřovací proces, ale mají vliv na provozuschopnost technologie. Mezi takové vlastnosti patří například lepivost, fluidita, hydroskopičnost, abrazivita atd. [8]. Na tyto vlastnosti může mít vliv samotná lokalita samotného vápencového lomu, složení aktuálně těženého vápence i aktuální podmínky při následném zpracování.

## 4.2 Srovnání sorbentů vhodných pro odsiřování

Sorbentů použitelných k odsiřování spalin je mnoho a každý výrobce nabízí produkty s různými odsiřovacími vlastnostmi. Před výběrem toho vhodného provádí každý provozovatel zdroje zkoušky několika dostupných sorbentů. Jelikož cena sorbentů není natolik vysoká, aby bylo možné zanedbat náklady spojené s dopravou, musí provozovatel zdroje výběr sorbentu optimalizovat. Na provozovatelem zadaný sorbent se pak obvykle projektuje i samotné odsiřovací zařízení a se stejným sorbentem platí i jeho garantované hodnoty. Speciální sorbenty pro odsiřování nabízí a v ČR vyrábí pouze Vápenka Čertovy schody [31]. Podobné speciální sorbenty nabízí také vápenka Carmeuse v Mokrém [32].

**Tab. 2, Srovnání parametrů kvality u sorbentů vhodných pro odsiřování spalin [33]**

Sorbent	Běžný vápenný hydrát	Sorbacal® H	Sorbacal® SP	Sorbacal® SPS
<b>Struktura</b>				
<b>Podíl Ca(OH)<sub>2</sub></b>	> 90 %	> 93 %	> 93 %	> 93 %
<b>Měrný povrch</b>	< 18 m <sup>2</sup> /g	> 20 m <sup>2</sup> /g	> 40 m <sup>2</sup> /g	> 40 m <sup>2</sup> /g
<b>Pórovitost</b>	< 0.07 cm <sup>3</sup> /g	> 0.08 cm <sup>3</sup> /g	> 0.20 cm <sup>3</sup> /g	> 0.20 cm <sup>3</sup> /g

V Tab. 2 jsou popsány jak speciální, tak běžné sorbenty vhodné pro odsiřování, které nabízí Vápenka Čertovy schody. Znázorněna je zde také struktura částic, která má u speciálních sorbentů Sorbacal® SP a SPS houbovitý charakter, mikroskopický snímek je pak na Obr. 16. Výrobce navíc u produktu Sorbacal® SPS zmiňuje vyšší podíl velkých pórů na celkové pórovitosti, díky kterému se předchází jejich ucívání a tím se zvyšuje i využití povrchu částic hydrátu.

Se sorbenty řady Sorbacal má společnost Tenza bohaté zkušenosti, a tak byl po dohodě s provozovatelem zadaného zdroje vybrán sorbent Sorbacal® SP, tj. vápenný hydrát, na který se bude odsiřovací zařízení projektovat, a na který budou platit i garantované provozní hodnoty zařízení.



## 5 Parametry zadaného stacionárního zdroje tepla

Zadaný zdroj, u kterého je potřeba navrhnout novou technologii odsíření spalin, je fluidní kotel v provozu teplárny Mondí ve Štětí s provozní označením K11. I přes poměrně vysokou účinnost dosavadního způsobu odsířování, je možné dosáhnout u výstupní koncentrace SO<sub>2</sub> pouze hodnoty 400 mg/m<sub>N</sub><sup>3</sup>. Nový emisní limit SO<sub>2</sub>, který zdroj musí plnit, je přitom 200 mg/m<sub>N</sub><sup>3</sup> [2]. Přestože jmenovitý výkon kotle K11 je 175 MW, musí plnit specifické emisní limity stejné, jako by se jednalo o kotel o výkonu nad 300 MW. Důvodem je, že spaliny jsou svedeny spolu se spalinami z druhého kotle teplárny do jednoho komína a součtový výkon obou zdrojů tím přesahuje zmíněných 300 MW. Za kotlem je umístěn elektrostatický odlučovač tuhých částic, který bude provozován i po vybudování nové technologie odsíření. Na výstupu z odlučovače je koncentrace TZL 20 mg/m<sub>N</sub><sup>3</sup>. Tato koncentrace tuhých částic je dostatečně nízká, aby neovlivňovala novou technologii odsíření.

### 5.1 Jmenovité parametry zdroje a technologie odsíření

Tab. 3, Jmenovité parametry zdroje, průtok a parametry spalin [34]

Parametry	Hodnota	Jednotka
Jmenovitý výkon kotle	175	MW
Tok spalin při maximálním výkonu kotle	250 000	m <sub>N</sub> <sup>3</sup> /h
Koncentrace SO <sub>2</sub> ve spalinách před vstupem do odsíření <sup>2</sup>	400	mg/m <sup>3</sup>
Požadovaná výstupní koncentrace SO <sub>2</sub> ve spalinách po odsíření <sup>2</sup>	200	mg/m <sup>3</sup>
Teplota spalin na výstupu z elektrostatického odlučovače	135	°C
Požadovaná teplota spalin na výstupu z odsíření	76	°C

Tab. 4, Objemové složení spalin na vstupu do navrhovaného odsíření [34]

Složka	Hodnota	Jednotka
CO <sub>2</sub>	9,987	%
N <sub>2</sub>	74,795	%
Ar	0,854	%
H <sub>2</sub> O	6,100	%
O <sub>2</sub>	8,250	%
SO <sub>2</sub>	0,014	%

<sup>2</sup> Emisní limity jsou podle zákona vztaženy na normální stavové podmínky (101,325 kPa a 0 °C) a suché spaliny při referenčním obsahu kyslíku 6 % [3].

## 5.2 Výběr technologie odsiřování

Při výběru vhodné technologie odsiřování je potřeba skloubit provozní parametry stávajícího a nově vzniklého zařízení s vnějšími vlivy ovlivňující provoz zařízení. Důležitým provozním parametrem je maximální tok spalin kotle a požadovaná účinnost odsiřování. Vnějšími vlivy bývá cena a dostupnost sorbentů a způsob nakládání s produktem odsiřování. Vliv může mít také životnost původního zařízení zdroje. Jelikož není výrazně omezena velikost využitelného prostoru pro vybudování nového zařízení, není omezen ani výběr odsiřovací technologie.

Po zvážení všech těchto vlivů vyloučily tři vhodné technologie odsiřování. Suchá metoda s fluidním odsiřovacím reaktorem, kondicionovaná suchá sorpce a studená sorpce. Při základní úvaze nákladů byly ve stejném pořadí seřazeny také předpokládané investiční náklady na vybudování technologie, přičemž metoda CFB je nejdražší a studená sorpce je nejlevnější. Orientační srovnání provozních nákladů pak vycházelo ze spotřeby odsiřovacího sorbentu, která má hlavní podíl na provozních nákladech [8]. S požadovanou účinností odsiřování 50 % by teoreticky nejnižší spotřeby a tedy i provozních nákladů dosahovala metoda CFB, následovala by kondicionovaná sorpce s o třetinu vyšší spotřebou vůči metodě CFB a nejvyšší spotřebu by měla studená sorpce, která by odpovídala téměř desetinásobku spotřeby CFB metody. Úvaha vychází ze zkušebního měření společnosti Tenza, viz Obr. 18.

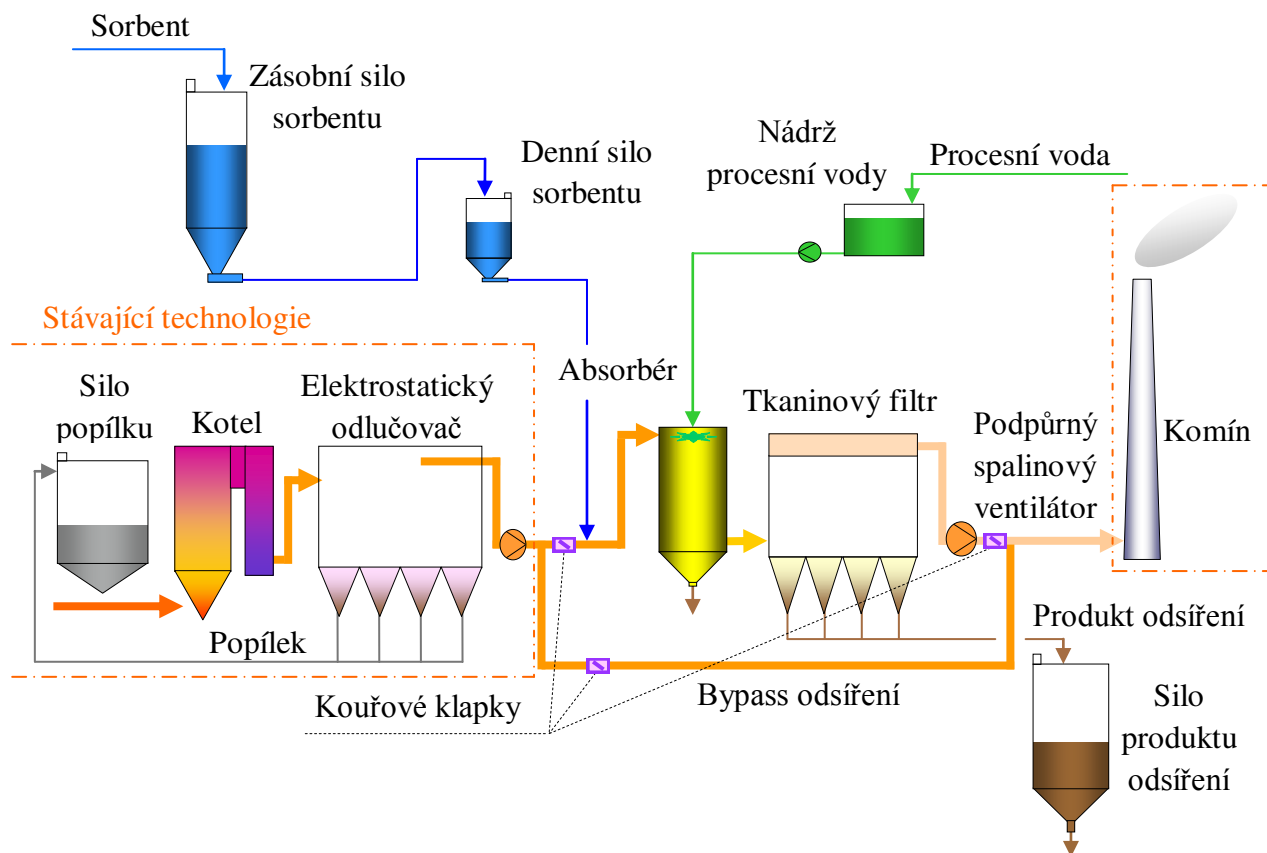
Pro vypracování diplomové práce byla zvolena metoda kondicionovaného suchého odsiřování, která představuje prostřední cestu, při níž byla upřednostněna nižší pořizovací cena zařízení na úkor vyšších provozních nákladů vůči metodě CFB.

## 5.3 Požadavky technologie

Technologie odsiřování spalin, založená na metodě kondicionované suché sorpce, by měla splňovat následující požadavky, na základě kterých budou provedeny také procesní výpočty.

- zajistit dostatečně dlouhou dobu vzájemného působení spalin, sorbentu a vody v absorberu. Dostatečná doba zadržování spalin v absorberu by se měla pohybovat okolo 13 vteřin [8]
- dodat a kvalitně rozprášit takové množství vody do procesu, které přijme teplo spalin a na výstupu z absorberu ochladí spaliny na požadovanou teplotu
- zajistit vysušení produktu odsiřování zaručující bezproblémovou dopravu a snadné skladování. Vlhkost produktu by neměla přesáhnout 4 % [8]
- co nejvíce prodloužit dobu vzájemné reakce sorbentu a kyselých složek spalin i nad rámec pobytu v absorberu

## 5.4 Technologické schéma navrhovaného zařízení



Obr. 17, Návrh odsiřovacího zařízení – technologické schéma

## 6. Bilanční výpočty procesu odsíření

### 6.1 Tok spalin

Tok spalin při maximálním výkonu kotle

$$V_{sp} = 250\,000 \text{ m}_N^3/h$$

$$V_{sp} = \frac{V_{sp}}{3600} = 69,4444 \text{ m}_N^3/s$$

Tok suchých spalin

$$V_{suché} = V_{sp} \cdot \frac{1 - \omega_{H_2O}}{1} = 69,4444 \cdot \frac{1 - 0,061}{1} = 65,2083 \text{ m}_N^3/s \quad (33)$$

Tok suchých spalin při referenčním obsahu kyslíku<sup>3</sup>

$$V_{ref.suché} = V_{suché} \cdot \frac{21 - C_{O_2,měř}}{21 - C_{O_2,ref}} = 65,2083 \cdot \frac{21 - 8,25}{21 - 6} = 55,4271 \text{ m}_N^3/s \quad (34)$$

Reálný tok spalin na vstupu do odsíření při 135 °C

$$V_{akt.vst} = V_{sp} \cdot \frac{273,15 + t_{vst}}{273,15} = 69,444 \cdot \frac{273,15 + 135}{273,15} = 103,7662 \text{ m}^3/s \quad (35)$$

Reálný tok spalin na výstupu z odsíření při 76 °C

$$V_{akt.výst} = V_{sp} \cdot \frac{273,15 + t_{výst}}{273,15} = 69,444 \cdot \frac{273,15 + 76}{273,15} = 88,7663 \text{ m}^3/s \quad (36)$$

**Tab. 5, Návrh odsiřovacího zařízení – tok spalin**

Spaliny	Hodnota	Jednotka
Tok spalin	69,4444	m <sub>N</sub> <sup>3</sup> /s
Tok suchých spalin	65,2083	m <sub>N</sub> <sup>3</sup> /s
Tok suchých spalin při referenčním obsahu kyslíku	55,4271	m <sub>N</sub> <sup>3</sup> /s
Reálný tok spalin na vstupu do odsíření při 135 °C	103,7662	m <sup>3</sup> /s
Reálný tok spalin na výstupu z odsíření při 76 °C	88,7663	m <sup>3</sup> /s

<sup>3</sup> Emisní limity jsou podle zákona vztaženy na normální stavové podmínky (101,325 kPa a 0 °C) a suché spaliny při referenčním obsahu kyslíku 6 % [3].

## 6.2 Koncentrace a tok SO<sub>2</sub> ve spalinách

K stanovení spotřeby sorbentu je potřeba provést výpočet množství SO<sub>2</sub>, resp. samotné síry přinesené spalinami do procesu a množství síry, které je podle emisních limitů možné vypustit do ovzduší. Rozdíl těchto dvou hodnot představuje množství síry, které se účastní procesu a reaguje se sorbentem.

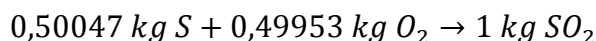
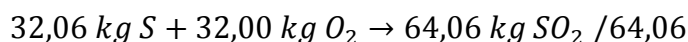
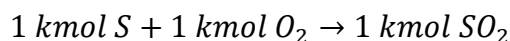
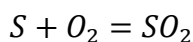
Koncentrace SO<sub>2</sub> ve spalinách s referenčním obsahem kyslíku na výstupu z elektrostatického odlučovače

$$C_{SO_2.vst} = 400 \text{ mg}/m_N^3$$

Množství SO<sub>2</sub> vstupující do navrhovaného odsíření

$$m_{SO_2.vst} = C_{SO_2.vst} \cdot V_{ref.suché} = 400 \cdot 10^{-6} \cdot 55,4271 = 0,0222 \text{ kg/s} \quad (37)$$

Množství síry vstupující do navrhovaného odsíření



$$m_{S.vst} = m_{SO_2.vst} \cdot 0,50047 = 0,0222 \cdot 0,50047 = 0,0111 \text{ kg/s} \quad (38)$$

Požadovaná výstupní koncentrace SO<sub>2</sub> ve spalinách s referenčním obsahem kyslíku u nového odsíření

$$C_{SO_2.výst} = 200 \text{ mg}/m_N^3$$

Množství SO<sub>2</sub> vystupující z navrhovaného odsíření

$$m_{SO_2.výst} = C_{SO_2.výst} \cdot V_{ref.suché} = 200 \cdot 10^{-6} \cdot 55,4271 = 0,0111 \text{ kg/s} \quad (39)$$

Množství síry vystupující z navrhovaného odsíření

$$m_{S.výst} = m_{SO_2.výst} \cdot 0,50047 = 0,0111 \cdot 0,50047 = 0,0055 \text{ kg/s} \quad (40)$$

Množství SO<sub>2</sub> účastníci se reakce

$$m_{SO_2} = m_{SO_2.vst} - m_{SO_2.výst} = 0,0222 - 0,0111 = 0,0111 \text{ kg/s} \quad (41)$$

Množství síry účastníci se reakce

$$m_S = m_{S.vst} - m_{S.výst} = 0,0111 - 0,0055 = 0,0055 \text{ kg/s} \quad (42)$$

Požadovaná účinnost nového odsíření

$$\eta = \frac{C_{SO_2.vst} - C_{SO_2.výst}}{C_{SO_2.výst}} = \frac{400 - 200}{400} = 0,500 \quad (43)$$

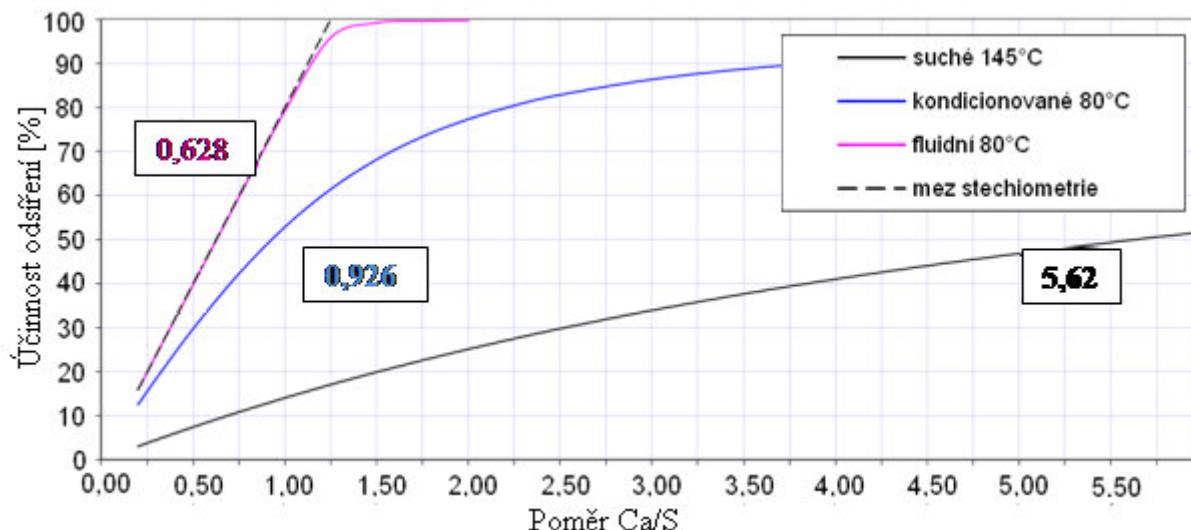
**Tab. 6, Návrh odsiřovacího zařízení – bilance a tok SO<sub>2</sub> a S v procesu**

Charakteristika	Hodnota	Jednotka
Koncentrace SO <sub>2</sub> na vstupu do navrhovaného odsíření	400	mg/m <sub>N</sub> <sup>3</sup>
Množství SO <sub>2</sub> vstupující do navrhovaného odsíření	0,0222	kg/s
Množství síry vstupující do navrhovaného odsíření	0,0111	kg/s
Koncentrace SO <sub>2</sub> na výstupu z navrhovaného odsíření	200	mg/m <sub>N</sub> <sup>3</sup>
Množství SO <sub>2</sub> vystupující z navrhovaného odsíření	0,0111	kg/s
Množství síry vystupující z navrhovaného odsíření	0,0055	kg/s
Množství SO <sub>2</sub> účastníci se reakce	0,0111	kg/s
Množství síry účastníci se reakce	0,0055	kg/s
Účinnost nového odsíření	50	%

### 6.3 Spotřeba sorbentu

Výpočet spotřeby sorbentu vychází ze závislosti účinnosti odsiřovacího procesu na poměru Ca/S. Závislost účinnosti odsíření na poměru Ca/S je potřeba získat zkušebním měřením [8]. V grafu na Obr. 18 jsou uvedeny závislosti pro kondicionovanou suchou sorpci, suché odsířování s cirkulujícím fluidním ložem a suché odsíření. Ca/S je stechiometrický poměr toku vápníku a síry. V praxi se poměr uvádí v jednotkách kg/kg, které usnadňují práci s přepočtem. Stechiometrický strop reakce, představující minimální požadovanou dávku vápníku na odstranění požadovaného množství síry, je na Obr. 18 vyznačen čárkovanou čarou. Pokud by byla účinnost uvedena v závislosti na stechiometrickém poměru Ca/S, čára stechiometrického stropu by byla totožná s osou y.

Po dohodě s provozovatelem je návrh nové technologie odsíření vytvářen pro speciální odsiřovací sorbent Sorbacal® SP, pro který budou platit také veškeré garantované hodnoty zařízení. Sorbacal® SP je vápenný hydrát s čistotou vyšší než 95 % Ca(OH)<sub>2</sub>, jemnosti mletí 90 μm a měrným povrchem 45 m<sup>2</sup>/g [8]. Sorbent je speciálně upraven pro použití k čištění spalin od kyselých složek a struktura jeho povrchu má houbovitý charakter, Obr. 16. Výrobce sorbentu je Vápenka Čertovy schody.



**Obr. 18, Výsledky měření účinnosti odsíření v závislosti na poměru Ca/S [34]**

Křivka účinnosti odsířování není u žádného zařízení během jeho provozu vždy stejná a mění se podle aktuálních provozních podmínek, například na základě složení spalin, resp. na složení aktuálně používaného paliva. Koncentrace složek ve spalinách kolísá nejen u emisí oxidů síry, ale i u Cl<sup>-</sup> a F<sup>-</sup>, které také reagují s odsířovacím sorbentem [8]. Rovněž zdánlivě stejný sorbent se může vyznačovat různou reaktivitou s kyselými složkami spalin.

Velmi důležitou roli u účinnosti odsířování hraje teplota spalin. S nižší teplotou spalin účinnost velmi rychle roste, viz Obr. 7 a maximální účinnost je teoreticky možné dosáhnout, pokud by byla teplota spalin rovna teplotě rosného bodu [8]. Jelikož se teplota spalin snižuje pomocí nástřiku procesní vody do absorbéru, může dojít při příliš intenzivním ochlazování k nárůstu vlhkosti sorbentu i produktu tak, že se začne nalepovat a usazovat na stěnách zařízení. To obecně zhoršuje provozní parametry zdroje a v krajním případě to může vést až k úplné odstávce. Velmi pracné čištění a případné finanční ztráty jsou pro provozovatele příliš velké riziko, proto se teplota spalin na výstupu z odsíření pohybuje okolo 76 – 80 °C. To zajišťuje relativně velkou bezpečnost provozu z pohledu tvorby usazenin a zároveň dostatečnou účinnost odsíření.

U návrhu technologie byl poměru Ca/S stanoven na základě měření a údajů společnosti Tenza. Hodnota Ca/S odpovídající 50 % účinnosti je pro kondicionovanou suchou sorpci v grafu na Obr. 18 vyznačena modře a rovná se 0,926 kg/kg [34]. Odsířovací sorbent je dávkován již do kouřovodu před absorbérem, aby byla zajištěna co nejdelší doba kontaktu spalin se sorbentem. Přestože měření proběhlo při 80 °C, je možné odpovídající hodnotu Ca/S označit za přijatelnou [8]. Reálné množství dávkovaného sorbentu bude při provozu odsířovacího zařízení řízeno řídicím systémem.

Množství vápníku dodávaného do procesu odsiřování

$$\frac{Ca}{S} = 0,926 \text{ kg/kg} \Rightarrow Ca = 0,9260 \cdot S \quad (44)$$

$$m_{Ca} = 0,926 \cdot m_{S,vst} = 0,9260 \cdot 0,0111 = 0,0103 \text{ kg/s} \quad (45)$$

Stechiometrický poměr Ca(OH)<sub>2</sub>/Ca

$$\frac{M_{Ca(OH)_2}}{M_{Ca}} = \frac{74,096}{40,08} = 1,849 \Rightarrow M_{Ca(OH)_2} = 1,849 \cdot M_{Ca} \quad (46)$$

Množství sorbentu dodávaného do procesu se zohledněním 95 % čistoty sorbentu

$$m_{sorb} = \frac{1,849 \cdot m_{Ca}}{0,95} = \frac{1,849 \cdot 0,0103}{0,95} = 0,0200 \text{ kg/s} \quad (47)$$

**Tab. 7, Návrh odsiřovacího zařízení – množství sorbentu a vápníku dodávaného do procesu**

Sorbent	Hodnota	Jednotka
Potřebný poměr Ca/S při 50 % účinnosti odsiřování	0,9260	kg/kg
Množství vápníku dodávaného do procesu odsiřování	0,0103	kg/s
Množství sorbentu dodávaného do procesu odsiřování	0,0200	kg/s

Reálné množství sorbentu dodávaného do procesu je v provozu řízeno řídicím systémem. Na vstupu do komína je měřena koncentrace SO<sub>2</sub> ve spalinách. Řídicí systém porovnává hodnotu koncentrace SO<sub>2</sub> s požadovanou výstupní koncentrací SO<sub>2</sub> ve spalinách 200 mg/m<sub>N</sub><sup>3</sup> [3]. Rozdíl koncentrací systém vyhodnotí a na jeho základě stanoví množství sorbentu, které je potřeba dodat do procesu.



## 6.4 Spotřeba vody v procesu

Voda je do procesu dávkována z důvodu snížení teploty spalin a zvýšení jejich vlhkosti. Pro co nejlepší kontakt se spalinami je potřeba vodu důkladně rozprášit na malé kapičky. K tomu je v technologii navržen systém tlakové vody, která se pomocí rotačního atomizéru rozprašuje v absorbéru. Spaliny předají své teplo vodě, ta se ohřeje a následně vypaří. Technologie je navržena tak, aby se téměř veškerá voda v procesu vypařila. Výsledný produkt může obsahovat pouze předepsanou vlhkost 4 %. Při vyšší vlhkosti produktu by mohlo docházet k ucpávání potrubních tras a jeho nalepování na stěny zařízení nebo rukávce tkaninového filtru [8]. Část vody se účastní i samotné odsiřovací reakce a v krystalické podobě odchází s produktem odsíření.

Voda je do procesu dávkována nezávisle na sorbentu. Naopak dávkování potřebného množství sorbentu je velice závislé na množství dodané vody. Čím více jsou spaliny chlazeny a čím vyšší je jejich vlhkost, tím menší množství sorbentu je nutné dodat do procesu. Obě závislosti je možné vidět na Obr. 7 a Obr. 8. Teplota na vstupu a výstupu do odsíření je známa nebo je určena technologickými požadavky zařízení. Známé je také složení spalin, takže je možné dopočítat množství tepla, které musí spaliny předat vodě a výsledné množství potřebné vody.

Hmotnostní tok a hustota spalin

**Tab. 8, Složení a hustota spalin [35]**

Složka	Objemové složení [% obj.]	Hustota [kg/m <sub>N</sub> <sup>3</sup> ]
CO <sub>2</sub>	9,987	1,977
N <sub>2</sub>	74,795	1,250
Ar	0,854	1,784
H <sub>2</sub> O	6,100	0,806
O <sub>2</sub>	8,250	1,429
SO <sub>2</sub>	0,014	2,926

$$\begin{aligned} \rho_{sp} &= \omega_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} + \omega_{N_2} \cdot \rho_{N_2} + \omega_{Ar} \cdot \rho_{Ar} + \omega_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} + \omega_{O_2} \cdot \rho_{O_2} + \omega_{SO_2} \cdot \rho_{SO_2} \\ &= 0,09987 \cdot 1,977 + 0,74795 \cdot 1,250 + 0,00854 \cdot 1,784 + 0,06100 \\ &\quad \cdot 0,806 + 0,08250 \cdot 1,429 + 0,00014 \cdot 2,926 \end{aligned} \quad (48)$$

$$\rho_{sp} = 1,3154 \text{ kg/m}_N^3$$

$$m_{sp} = V_{sp} \cdot \rho_{sp} = 69,4444 \cdot 1,3154 = 91,3469 \text{ kg/s} \quad (49)$$

Entalpie spalin na vstupu do absorbéru

**Tab. 9, Měrná entalpie složek spalin v závislosti na jejich teplotě [35]**

Teplota [°C]	Měrná entalpie složek [kJ/m <sub>N</sub> <sup>3</sup> ]					
	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>
0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
100	170,0	129,5	93,1	150,6	131,7	191,2
200	357,5	259,9	186,0	304,5	257,0	394,1

$$i_{CO_2} = (i_{CO_2 200^\circ C} - i_{CO_2 100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{CO_2 100^\circ C} = (375,5 - 170,0) \cdot \frac{135 - 100}{100} + 170,0$$

$$i_{CO_2} = 235,6 \text{ kJ/m}_N^3 \quad (50)$$

$$i_{N_2} = (i_{N_2 200^\circ C} - i_{N_2 100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{N_2 100^\circ C} = (259,9 - 129,5) \cdot \frac{135 - 100}{100} + 129,5$$

$$i_{N_2} = 175,1 \text{ kJ/m}_N^3 \quad (51)$$

$$i_{Ar} = (i_{Ar 200^\circ C} - i_{Ar 100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{Ar 100^\circ C} = (186,0 - 93,1) \cdot \frac{135 - 100}{100} + 93,1$$

$$i_{Ar} = 125,6 \text{ kJ/m}_N^3 \quad (52)$$

$$i_{H_2O} = (i_{H_2O 200^\circ C} - i_{H_2O 100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{H_2O 100^\circ C} = (304,5 - 150,6) \cdot \frac{135 - 100}{100} + 150,6$$

$$i_{H_2O} = 204,5 \text{ kJ/m}_N^3 \quad (53)$$

$$i_{O_2} = (i_{O_2 200^\circ C} - i_{O_2 100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{O_2 100^\circ C} = (257,0 - 131,7) \cdot \frac{135 - 100}{100} + 131,7$$

$$i_{O_2} = 175,6 \text{ kJ/m}_N^3 \quad (54)$$

$$i_{SO_2} = (i_{SO_2 200^\circ C} - i_{SO_2 100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{SO_2 100^\circ C} = (394,1 - 191,2) \cdot \frac{135 - 100}{100} + 191,2$$

$$i_{SO_2} = 262,2 \text{ kJ/m}_N^3 \quad (55)$$

$$\begin{aligned} i_{vst} &= \omega_{CO_2} \cdot i_{CO_2} + \omega_{N_2} \cdot i_{N_2} + \omega_{Ar} \cdot i_{Ar} + \omega_{H_2O} \cdot i_{H_2O} + \omega_{O_2} \cdot i_{O_2} + \omega_{SO_2} \cdot i_{SO_2} \\ &= 0,09987 \cdot 235,6 + 0,74795 \cdot 175,1 + 0,00854 \cdot 125,6 + 0,06100 \\ &\quad \cdot 204,5 + 0,08250 \cdot 175,6 + 0,00014 \cdot 262,2 \end{aligned} \quad (56)$$

$$i_{vst} = 182,6 \text{ kJ/m}_N^3$$

Entalpie spalin na vstupu do absorběru

$$i_{CO_2} = (i_{CO_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{výst}}{100} = (170,0) \cdot \frac{76}{100} \quad (57)$$

$$i_{CO_2} = 129,2 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{N_2} = (i_{N_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{výst}}{100} = (129,5) \cdot \frac{76}{100} \quad (58)$$

$$i_{N_2} = 98,4 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{Ar} = (i_{Ar,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{výst}}{100} = (93,1) \cdot \frac{76}{100} \quad (59)$$

$$i_{Ar} = 70,7 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{H_2O} = (i_{H_2O,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{výst}}{100} = (150,6) \cdot \frac{76}{100} \quad (60)$$

$$i_{H_2O} = 114,5 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{O_2} = (i_{O_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{výst}}{100} = (131,7) \cdot \frac{76}{100} \quad (61)$$

$$i_{O_2} = 100,1 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$i_{SO_2} = (i_{SO_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{výst}}{100} = (191,2) \cdot \frac{76}{100} \quad (62)$$

$$i_{SO_2} = 145,3 \text{ kJ/m}_N^3$$

$$\begin{aligned} i_{výst} &= \omega_{CO_2} \cdot i_{CO_2} + \omega_{N_2} \cdot i_{N_2} + \omega_{Ar} \cdot i_{Ar} + \omega_{H_2O} \cdot i_{H_2O} + \omega_{O_2} \cdot i_{O_2} + \omega_{SO_2} \cdot i_{SO_2} \\ &= 0,09987 \cdot 129,2 + 0,74795 \cdot 98,4 + 0,00854 \cdot 70,7 + 0,06100 \\ &\quad \cdot 114,5 + 0,08250 \cdot 100,1 + 0,00014 \cdot 145,3 \end{aligned} \quad (63)$$

$$i_{výst} = 102,4 \text{ kJ/m}_N^3$$

Teplo odevzdané spalinami vztažené na m<sub>N</sub><sup>3</sup> spalin

$$Q_{m_N^3.sp} = i_{vst} - i_{výst} = 182,6 - 102,4 = 80,2 \text{ kJ/m}_N^3 \quad (64)$$

Teplo odevzdané spalinami vztažené na kg spalin

$$Q_{kg.sp} = \frac{Q_{m_N^3.sp}}{\rho_{sp}} = \frac{80,2}{1,3154} = 61,0 \text{ kJ/kg} \quad (65)$$

Množství vody k ochlazení 1 kg spalin

Parametry procesní vody

Procesní voda má na vstupu do absorberu teplotu 20 °C a tlak 101,325 kPa. Entalpie vody na vstupu je  $i_v = 83,955 \text{ kJ/kg}$  [36]

Na výstupu z absorberu má voda podobu syté páry a její teplota je 76 °C. Entalpie syté vodní páry na výstupu je  $i'' = 2 637,083 \text{ kJ/kg}$  [36]

$$Q_{H_2O} = Q_{kg.sp} = m_{H_2O} \cdot (i'' - i_v) \Rightarrow m = \frac{Q_{kg.sp}}{(i'' - i_v)} = \frac{61,0}{2 637,083 - 83,955} \quad (66)$$

$$Q_{H_2O} = Q_{kg.sp} = 0,0239 \text{ kg/kg}_{sp}$$

Množství dodané procesní vody rozprašované v absorberu

$$m_{vody} = m \cdot m_{sp} = 0,024 \cdot 91,347 = 2,1818 \text{ kg/s} \quad (67)$$

Množství vody ve spalinách vztažené na 1 m<sub>N</sub><sup>3</sup> spalin na vstupu do absorberu

$$m_{H_2O.vst} = \rho_{H_2O} \cdot \omega_{H_2O} = 0,0610 \cdot 0,8060 = 0,0492 \text{ kg/m}_N^3 \quad (68)$$

Množství procesní vody dodané do absorberu vztažené na 1 m<sub>N</sub><sup>3</sup> spalin

$$m_{H_2O.pr} = m \cdot \rho_{sp} = 0,0239 \cdot 1,3154 = 0,0314 \text{ kg/m}_N^3 \quad (69)$$

Celkové množství vody na výstupu z absorberu vztažené na 1 m<sub>N</sub><sup>3</sup> spalin

$$m_{H_2O.výst} = m_{H_2O.vst} + m_{H_2O.pr} = 0,0492 + 0,0314 = 0,0806 \text{ kg/m}_N^3 \quad (70)$$

Objem syté vodní páry na výstupu z absorberu vztažené na 1 m<sub>N</sub><sup>3</sup> spalin

$$\omega_{H_2O.výst} = \frac{m_{H_2O.výst}}{\rho_{H_2O}} = \frac{0,0806}{0,8060} = 0,1000 \text{ m}^3/\text{m}_N^3 \quad (71)$$

**Tab. 10, Návrh odsiřovacího zařízení – hmotnostní tok spalin a vody v procesu**

Procesní voda	Hodnota	Jednotka
Hustota spalin	1,3154	kg/m <sub>N</sub> <sup>3</sup>
Hmotnostní tok spalin	91,3469	kg/s
Množství vody potřebné k ochlazení 1 kg spalin	0,0239	kg/kg <sub>sp</sub>
Množství procesní vody dodané do absorberu	2,1818	kg/s

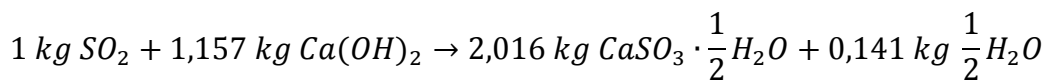
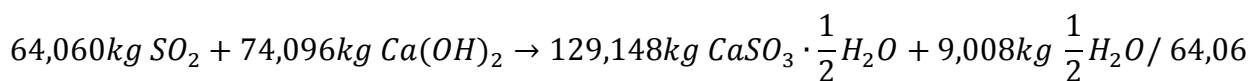
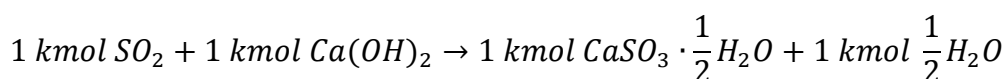
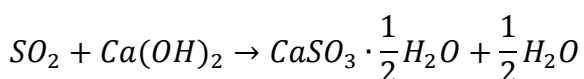
Reálné množství procesní vody dodané do absorberu je v provozu řízeno řídicím systémem. Na výstupu z absorberu je měřena teplota spalin. Řídicí systém porovná teplotu spalin s požadovanou teplotou spalin na výstupu 76 °C [34]. Rozdíl teplot systém vyhodnotí a na jeho základě stanoví množství procesní vody, které je potřeba dodat do procesu.

Vypočet množství vody, které je potřeba dodat do procesu za účelem ochlazení spalin, byl zjednodušen. Výpočet vychází z maximálního vytížení zdroje. Ve výpočtu je zanedbána voda obsažená v produktu se zbytkovou vlhkostí, voda z chemické reakce Ca(OH)<sub>2</sub> a SO<sub>2</sub> a vliv ostatních produktů. V tepelné bilanci je zanedbána také energie reakce. Chyba, která zjednodušením vznikla, by neměla mít vliv na provoz navrhované technologie a výsledky je možné považovat za směrodatné [8].

## 6.5 Tvorba produktu odsíření

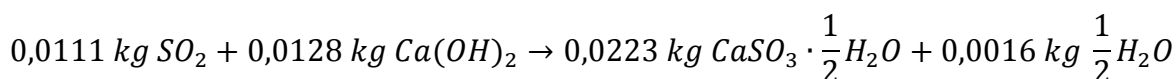
Během reakce sorbentu se spalinami vzniká směs několika látek, která se souhrnně nazývá produkt odsíření. Hlavní složkou vzniklé směsi je siřičitan vápenatý (CaSO<sub>3</sub>·1/2H<sub>2</sub>O). Produkt může také obsahovat síran vápenatý v podobě CaSO<sub>4</sub>·2H<sub>2</sub>O. Protože kyselými složkami spalin není pouze oxid sírový a siřičitý, ale například F<sup>-</sup> a Cl<sup>-</sup>, obsahuje produkt odsíření i CaCl<sub>2</sub> a CaF<sub>2</sub>. Jejich přítomnost v produktu je v tomto případě možné zanedbat [8]. Produkt odsíření obsahuje dále nezreagovaný vápenný hydrát a rovněž podíl balastu, který do procesu vstoupil právě se sorbentem. Nezreagovaný hydrát v produktu působí jako stabilizující prvek a snižuje jeho výluhovost [8]. V produktu je obsažena také voda v podobě vlhkosti a v malé míře jsou zde rovněž tuhé znečišťující látky, které nebyl schopen stávající elektrostatický filtr zachytit.

Na základě následujícího reakčního schématu je pomocí stechiometrické bilance vypočítán hmotnostní tok produktu odsíření



Množství SO<sub>2</sub> účastnící se reakce

$$m_{SO_2} = 0,0111 \text{ kg/s}$$



Množství vzniklého CaSO<sub>3</sub>·1/2H<sub>2</sub>O

$$m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O} = 0,0223 \text{ kg/s}$$

Množství nezreagovaného vápenného hydrátu v produktu

$$m_{Ca(OH)_2} = m_{sorb} \cdot 0,95 - 0,0128 = 0,0200 \cdot 0,95 - 0,0128 = 0,0062 \text{ kg/s} \quad (72)$$

Množství balastních příměsí v sorbentu

$$m_{balast} = m_{sorb} \cdot (1 - 0,95) = 0,0200 \cdot (1 - 0,95) = 0,0010 \text{ kg/s} \quad (73)$$

Koncentrace popelovin přicházejících z elektrostatického odlučovače do absorberu

$$C_{pop.vst} = 20 \text{ mg/m}_N^3 \quad [34]$$

Množství popelovin přicházejících z elektrostatického odlučovače do absorberu

$$m_{pop.vst} = C_{pop.vst} \cdot V_{ref.suché} = 20 \cdot 10^{-6} \cdot 55,4271 = 0,0011 \text{ kg/s} \quad (74)$$

Množství suchého produktu odsíření

$$\begin{aligned} m_{prod.such} &= m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O} + m_{Ca(OH)_2} + m_{balast} + m_{pop.vst} \\ &= 0,0223 + 0,0062 + 0,0010 + 0,0011 \end{aligned} \quad (75)$$

$$m_{prod.such} = 0,0306 \text{ kg/s}$$

Podíl vzniklého CaSO<sub>3</sub>·1/2H<sub>2</sub>O v produktu odsíření

$$w_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O} = \frac{m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}}{m_{prod.such}} \cdot 100 = \frac{0,0223}{0,0306} \cdot 100 = 72,88 \% \quad (76)$$

Podíl nezreagovaného vápenného hydrátu v produktu odsíření

$$w_{Ca(OH)_2} = \frac{m_{Ca(OH)_2}}{m_{prod.such}} \cdot 100 = \frac{0,0062}{0,0306} \cdot 100 = 20,26 \% \quad (77)$$

Podíl balastních příměsí v produktu odsíření

$$w_{balast} = \frac{m_{balast}}{m_{prod.such}} \cdot 100 = \frac{0,0010}{0,0306} \cdot 100 = 3,27 \% \quad (78)$$

Podíl popelovin v produktu odsíření

$$w_{pop.vst} = \frac{m_{pop.vst}}{m_{prod.such}} \cdot 100 = \frac{0,0011}{0,0306} \cdot 100 = 3,59 \% \quad (79)$$

Množství produktu odsíření s dovolenou 4 % vlhkostí produktu

$$m_{prod*} = m_{prod.such} \cdot (1 + 0,04) = 0,0306 \cdot (1 + 0,04) = 0,0318 \text{ kg/s} \quad (80)$$

Produkt je společně se spalínami z absorberu odváděn do tkaninového filtru. V něm je převážná část produktu zachycena na vnějším povrchu hadic filtru. Do ovzduší je možné vypustit maximální množství TZL vycházející z emisního limitu pro daný zdroj. Dle vyhlášky je emisní limit zdroje 20 mg/m<sub>N</sub><sup>3</sup> [3].

Koncentrace TZL na výstupu z odsíření

$$C_{TZL.výst} = 20 \text{ mg/m}_N^3$$

Množství TZL uvolněných do ovzduší

$$m_{TZL.výst} = C_{TZL.výst} \cdot V_{ref.suché} = 20 \cdot 10^{-6} \cdot 55,4269 = 0,0011 \text{ kg/s} \quad (81)$$

Celkové množství zachyceného produktu odsíření

$$m_{prod} = m_{prod*} - m_{TZL.výst} = 0,0318 - 0,0011 = 0,0307 \text{ kg/s} \quad (82)$$

**Tab. 11, Návrh odsiřovacího zařízení – hmotnostní tok produktu odsíření a jeho složek**

Produkt odsíření	Hodnota	Jednotka
Množství vzniklého CaSO <sub>3</sub> ·1/2H <sub>2</sub> O	0,0223	kg/s
Množství nezreagovaného vápenného hydrátu v produktu	0,0062	kg/s
Množství balastních příměsí v sorbentu	0,0010	kg/s
Množství popelovin v produktu	0,0011	kg/s
Množství suchého produktu odsíření	0,0306	kg/s
Podíl vzniklého CaSO <sub>3</sub> ·1/2H <sub>2</sub> O v suchém produktu	72,88	%
Podíl nezreagovaného vápenného hydrátu v suchém produktu	20,26	%
Podíl balastních příměsí v suchém produktu	3,27	%
Podíl popelovin v suchém produktu	3,59	%
Množství produktu odsíření s dovolenou 4 % vlhkostí produktu	0,0318	kg/s
Celkové množství produktu odsíření zachyceného v absorberu a tkaninovém filtru	0,0307	kg/s

## 6.6 Spotřeba a tvorba procesních látek navržené technologie odsíření

Pro hodnocení provozních parametrů je potřeba stanovit přibližnou spotřebu sorbentu a vody v procesu, množství vytvořeného produktu a množství emisí vypuštěných do ovzduší. Hodnoty těchto parametrů jsou stanoveny hodinově a ročně. Jedná se však pouze o orientační údaje, které se od skutečného provozu značně liší. Hodinového hodnocení vychází z maximálního výkonu kotle, tudíž poskytuje informaci o maximální velikosti jednotlivých procesních toků. Výkon kotle se ale během provozu mění a zpravidla nikdy není plně využit. Mění se rovněž účinnost odsířování a parametry vstupních látek, které ovlivňují i výsledné provozní parametry. V případě ročního hodnocení je fond pracovní doby stanoven na 8 700 hodin [8]. Jedná se tedy také o zjednodušený případ, neboť výkon kotle se během roku přizpůsobuje aktuální spotřebě tepla. U zdroje je nutné během roku provádět i kontroly a údržbové práce, při kterých je výkon kotle omezen nebo je provedeno jeho úplné odstavení.

### 6.6.1 Spotřeba sorbentu

Sorbentem, na který je celá technologie odsíření navrhována, je Sorbacal® SP s čistotou vyšší než 95 % Ca(OH)<sub>2</sub>, jemnosti mletí 90 μm a měrným povrchem 45 m<sup>2</sup>/g. Výrobce tohoto sorbentu je Vápenka Čertovy schody. Na tento sorbent platí garantované provozní hodnoty.

Spotřeba sorbentu hodinově

$$m_{sorb.hod} = m_{sorb} \cdot 3\,600 = 0,0200 \cdot 3\,600 = 71,98 \text{ kg/h} \quad (83)$$

Spotřeba sorbentu ročně

$$m_{sorb.rok} = m_{sorb.hod} \cdot 8\,700 = 71,98/1\,000 \cdot 8\,700 \cong 626 \text{ t/r} \quad (84)$$

### 6.6.2 Spotřeba procesní vody

Procesní voda má na vstupu do zařízení teplotu 20 °C a hustotu 998 kg/m<sup>3</sup> [36], je pomocí trysek rozprašována v absorběru a ochlazuje spaliny z teploty 135 °C na teplotu 76 °C. Požadavky na kvalitu procesní vody nejsou nikterak přísné. Malé množství solí ve vodě je přijatelné. Procesní voda by měla mít neutrální pH a měla by být především mechanicky čistá. To znamená, nesmí obsahovat tuhé částice, které by mohly zanášet nebo poškodit dopravní potrubí, armatury, čerpadla a technologii rozprašování.

Spotřeba vody hodinově

$$V_{vody.hod} = \frac{m_{vody}}{\rho_{vody}} \cdot 3\,600 = \frac{2,1818}{998} \cdot 3\,600 = 7,87 \text{ m}^3/\text{h} \quad (85)$$

Spotřeba vody ročně

$$V_{vody.rok} = V_{vody.hod} \cdot 8\,700 = 7,87 \cdot 8\,700 \cong 68\,448 \text{ m}^3/\text{r} \quad (86)$$



### 6.6.3 Tvorba produktu odsíření

Produkt odsíření je z procesu odváděn ze dvou míst. Prvním místem je výsypka absorbéru a druhým místem jsou výsypky tkaninového filtru. Z výsypky absorbéru se produkt odebírá ručně v případě potřeby nebo periodicky v souladu s provozními předpisy. V tkaninovém filtru se produkt nejdříve zachytává na vnějším povrchu hadic filtru a z nich je setřesen pomocí pravidelného pulzu stlačeného vzduchu do výsypek. Z výsypek je produkt odebírán pomocí pneumatického komorového podavače. Doprava produktu do sila probíhá v husté fázi a není kontinuální. Produkt není v procesu recyklován z důvodu jeho nízké odsiřovací schopnosti a vyšším investičním a provozním nákladům spojeným s recyklačním zařízením.

Tvorba produktu hodinově

$$m_{prod.hod} = m_{prod} \cdot 3\,600 = 0,0306 \cdot 3\,600 = 110,67 \text{ kg/h} \quad (87)$$

Tvorba produktu ročně

$$m_{prod.rok} = m_{prod.hod} \cdot 8\,700 = 110,67/1\,000 \cdot 8\,700 \cong 963 \text{ t/r} \quad (88)$$

### 6.6.4 Množství vypuštěného SO<sub>2</sub> do ovzduší

Provozovatel zdroje je povinen platit poplatky za množství SO<sub>2</sub> vypuštěného do ovzduší, resp. má povinnost platit u všech specifických emisí [2]. Cena za toto množství se také promítne do provozních nákladů odsíření.

Maximální množství vypuštěného SO<sub>2</sub> hodinově

$$m_{SO_2.hod} = m_{SO_2.vyst} \cdot 3\,600 = 0,0111 \cdot 3\,600 = 39,91 \text{ kg/h} \quad (89)$$

Maximální množství vypuštěného SO<sub>2</sub> ročně

$$m_{SO_2.rok} = m_{SO_2.hod} \cdot 8\,700 = 39,91/1\,000 \cdot 8\,700 \cong 347 \text{ t/r} \quad (90)$$

### 6.6.4 Množství vypuštěných TZL do ovzduší

Součástí návrhu technologie odsíření je zbavení spalin od TZL, kterými je samotný produkt odsíření a nezreagovaný sorbent. Převážná část tuhých látek se zachytí v tkaninovém filtru a do ovzduší je vypuštěno jen zákonem dovolené množství TZL. Za toto vypuštěné množství je provozovatel zdroje povinen zaplatit poplatky [2], které se rovněž promítnou do provozních nákladů.

Množství vypuštěných TZL hodinově

$$m_{TZL.hod} = m_{TZL.výst} \cdot 3\,600 = 0,0011 \cdot 3\,600 = 3,96 \text{ kg/h} \quad (91)$$

Množství vypuštěných TZL ročně

$$m_{TZL.rok} = m_{TZL.hod} \cdot 8\,700 = 3,96/1\,000 \cdot 8\,700 \cong 34,5 \text{ t/r} \quad (92)$$

### 6.6.5 Souhrn provozních parametrů

Provozní parametry, které se týkají toků procesních látek u nově navrhované technologie odsíření, jsou uvedeny v Tab. 12. Způsob nakládání s produktem odsíření a odstranění dalších emisí není dle zadání náplní práce. U navržené technologie je potřeba také počítat s dalšími náklady spojenými s provozem zařízení, dopravou procesních látek a jejich uskladněním.

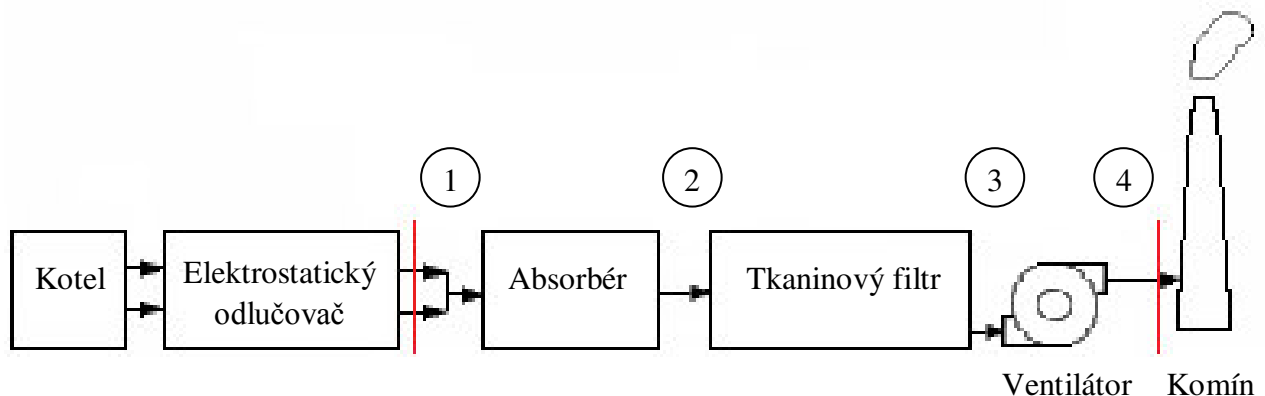
**Tab. 12, Návrh odsiřovacího zařízení – shrnutí provozních parametrů procesních látek**

Spotřeba/produkce	Hodnota	Jednotka
Spotřeba sorbentu Sorbacal® SP	71,98	kg/h
	626	t/r
Spotřeba procesní vody	7,87	m <sup>3</sup> /h
	68 448	m <sup>3</sup> /r
Tvorba produkt odsíření	110,67	kg/h
	963	t/r
Maximální množství vypuštěného SO <sub>2</sub> do ovzduší	39,91	kg/h
	347	t/r
Maximální množství vypuštěných TZL do ovzduší	3,96	kg/h
	34,5	t/r

Uvedené hodnoty jsou vypočteny ze jmenovitých parametrů zdroje a odsiřovací technologie při předpokládaném plném ročním vytížení zdroje. Skutečné hodnoty budou závislé na skutečných provozních parametrech a ročním vytížení zdroje.

## 7 Návrh zařízení

Navrhované odsiřovací zařízení navazuje na stávající technologii zdroje. Provoz stávající technologie se po vybudování nového odsiřování nijak změnění ani nebude omezen. Současný stav technologie je následující: z fluidního kotle K11 putují spaliny do elektrostatického odlučovače, za odlučovačem je umístěna dvojice spalínových ventilátorů, které pokrývají tlakovou ztrátu kotle, odlučovače i kouřovodů. Část spalin je odváděna do komína a část putuje zpět do fluidního kotle, kde je využita k udržení stability fluidního lože kotle. Vstupem do nově navrhovaného odsiřování jsou tedy spaliny, které jsou nyní odváděny do komína. Odsiřování bude napojeno na stávající kouřovody, které směřují do komína. Provozní schopnost kouřovodů zůstane zachována, mezi odtah spalin do odsiřování a komín se pouze umístí kouřová klapka, která v případě odstávky odsiřování pustí spaliny rovnou do komína. Protože tok spalin není vysoký, není rozdělen ani proud spalin. Sice by rozdělení spalin do více proudů představovalo spolehlivější celek, pro tento zdroj by to nebylo výhodné řešení. Nižší náklady zařízení zde převažují nad snížením spolehlivosti provozu. Systém je řešen jedním kouřovodem na každém úseku, jedním absorbérem, tkaninovým filtrem a podpurným spalínovým ventilátorem.



Obr. 19, Návrh odsiřovacího zařízení – základní schéma navrhovaného odsiřování

### 7.1 Rozměry kouřovodů

Na každém úseku odsiřování jsou kouřovody řešeny jedním potrubím čtvercového průřezu. Na prvním úseku kouřovodů jsou instalovány rozprašovací trysky, které do spalin dávkuje odsiřovací sorbent. Odsiřovací sorbent je dávkován již do kouřovodu, aby byla zajištěna co nejdelší doba kontaktu spalin se sorbentem a aby bylo dosaženo lepšího promíchání sorbentu se spalinami.

Rychlost spalin by neměla být příliš nízká, aby nedocházelo k usazování tuhých částic v kouřovodech a ani příliš vysoká, aby nedocházelo k vysoké spotřebě elektrické energie ventilátorem a ke zbytečnému opotřebování potrubí vlivem abraze. Rychlost spalin by se měla pohybovat okolo 20 m/s [8]. Kouřovody by měly být v místech změny směru proudu spalin opatřeny vnitřními vestavbami pro zrovnoměnění rychlostního pole a snížení tlakové ztráty.

Reálný tok spalin na vstupu do odsíření při 135 °C

$$V_{akt.vst} = 103,7662 \text{ m}^3/\text{s}$$

Reálný tok spalin na výstupu z odsíření při 76 °C

$$V_{akt.výst} = 88,7663 \text{ m}^3/\text{s}$$

Ve výpočtech rozměrů kouřovodů je zanedbán vliv tlaku, protože na určení velikosti nemá zásadní vliv [8]. Velikost tlaku se u kouřovodů určí při výpočtu tlakových ztrát v celém zařízení.

### 7.1.1 Úsek 1

Požadovaná rychlost spalin v kouřovodu

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

Rozměry kouřovodu

$$V_{akt.vst} = S_1 \cdot v_{1*} = a_1^2 \cdot v_{1*} \Rightarrow a_1 = \sqrt{\frac{V_{akt.vst}}{v_{1*}}} = \sqrt{\frac{103,7662}{20}} = 2,278 \text{ m} \quad (93)$$

Navržený rozměr kouřovodu

$$a_1 = 2,250 \text{ m}$$

Reálná rychlost spalin v kouřovodu

$$v_1 = \frac{V_{akt.vst}}{a_1^2} = \frac{103,7662}{2,250^2} = 20,50 \text{ m/s} \quad (94)$$

### 7.1.2 Úsek 2

Požadovaná rychlost spalin v kouřovodu

$$v_{2*} = 20 \text{ m/s}$$

Rozměry kouřovodu

$$V_{akt.výst} = S_2 \cdot v_{2*} = a_2^2 \cdot v_{2*} \Rightarrow a_2 = \sqrt{\frac{V_{akt.výst}}{v_{2*}}} = \sqrt{\frac{88,7663}{20}} = 2,107 \text{ m} \quad (95)$$

Navržený rozměr kouřovodu

$$a_2 = 2,100 \text{ m}$$

Reálná rychlost spalin v kouřovodu

$$v_2 = \frac{V_{akt.výst}}{a_2^2} = \frac{88,7663}{2,100^2} = 20,13 \text{ m/s} \quad (96)$$

### 7.1.3 Úsek 3

Požadovaná rychlost spalin v kouřovodu

$$v_{3^*} = 20 \text{ m/s}$$

Rozměry kouřovodu

$$V_{akt.výst} = S_3 \cdot v_{3^*} = a_{3^*}^2 \cdot v_{3^*} \Rightarrow a_{3^*} = \sqrt{\frac{V_{akt.výst}}{v_{3^*}}} = \sqrt{\frac{88,7663}{20}} = 2,107 \text{ m} \quad (97)$$

Navržený rozměr kouřovodu

$$a_3 = 2,100 \text{ m}$$

Reálná rychlost spalin v kouřovodu

$$v_3 = \frac{V_{akt.výst}}{a_3^2} = \frac{88,7663}{2,100^2} = 20,13 \text{ m/s} \quad (98)$$

### 7.1.4 Úsek 4

Požadovaná rychlost spalin v kouřovodu

$$v_{4^*} = 20 \text{ m/s}$$

Rozměry kouřovodu

$$V_{akt.výst} = S_4 \cdot v_{4^*} = a_{4^*}^2 \cdot v_{4^*} \Rightarrow a_{4^*} = \sqrt{\frac{V_{akt.výst}}{v_{4^*}}} = \sqrt{\frac{88,7663}{20}} = 2,107 \text{ m} \quad (99)$$

Navržený rozměr kouřovodu

$$a_4 = 2,100 \text{ m}$$

Reálná rychlost spalin v kouřovodu

$$v_4 = \frac{V_{akt.výst}}{a_4^2} = \frac{88,7663}{2,100^2} = 20,13 \text{ m/s} \quad (100)$$

Shrnutí rozměrů kouřovodů a parametrů spalin proudících v kouřovodech.

**Tab. 13, Návrh odsiřovacího zařízení – rozměry a parametry kouřovodů**

Kouřovod	Úsek 1	Úsek 2	Úsek 3	Úsek 4	Jednotka
Rozměry kouřovodu	2,250 x 2,250	2,100 x 2,100	2,100 x 2,100	2,100 x 2,100	m
Rychlost spalin	19,544	19,622	19,622	19,622	m/s
Reálný tok spalin	103,7662	88,7663	88,7663	88,7663	m <sup>3</sup> /s

## 7.2 Rozměry absorbérů

Funkční část absorbérů suché kondicionované sorpce tvoří válcová nádoba s kuželovou výsypkou ve spodní části. Spaliny do absorbérů vstupují v horní části pláště a postupně putují až k výsypce. Výstup spalin se nachází v horní části výsypky, přitom kouřovod zasahuje do vnitřní části reaktoru, aby sání spalin bylo co nejbližší ose válcového pláště absorbérů.

Absorbér má rovný strop, ze kterého je procesní voda rozprašována pomocí rotačního atomizéru. Pod kuželovou výsypkou se nachází šoupátkový uzávěr k vysypávání usazeného produktu. Produkt je následně dopravován do sila. Aby bylo dosaženo dobré účinnosti odsíření, měla by být doba zadržování spalin v absorbérů okolo 13 vteřin [8].

Reálný tok spalin na vstupu do absorbérů při 135 °C

$$V_{akt.vst} = 103,7662 \text{ m}^3/\text{s}$$

Navrhovaná doba zadržování spalin v absorbérů

$$t_{abs}^* = 13 \text{ s}$$

Potřebný objem absorbérů

$$V_{abs}^* = V_{akt.vst} \cdot t_{abs}^* = 103,7662 \cdot 13 = 1\,348,96 \text{ m}^3/\text{s} \quad (101)$$

Navrhovaná výška absorbérů

$$h_{abs} = 10,00 \text{ m}$$

Průměr absorbérů

$$V_{abs}^* = S_{abs} \cdot h_{abs} = \frac{\pi \cdot d_{abs}^2}{4} \cdot h_{abs} \Rightarrow d_{abs}^* = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{abs}^*}{\pi \cdot h_{abs}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1\,348,96}{\pi \cdot 10,00}} \quad (102)$$

$$d_{abs}^* = 13,11 \text{ m}$$

Navržený průměr absorbérů

$$d_{abs} = 13,00 \text{ m}$$

Reálná doba zádrže spalin

$$t_{abs} = \frac{V_{abs}}{V_{akt.vst}} = \frac{S_{abs} \cdot h_{abs}}{V_{akt.vst}} = \frac{\pi \cdot d_{abs}^2 \cdot h_{abs}}{4 \cdot V_{akt.vst}} = \frac{\pi \cdot 13,00^2 \cdot 10,00}{103,7662} \cong 13 \text{ s} \quad (103)$$

Protože výpočet rozměrů absorberu vychází z hodnoty jmenovitého toku spalin na vstupu s teplotou 135 °C, je vypočtená doba zádrže dostatečná. Během pobytu v absorberu jsou totiž spaliny intenzivně chlazeny pomocí nástřiku procesní vody a tím dochází k zmenšování jejich objemu. S postupným zmenšováním objemu spalin se prodlužuje i doba setrvání spalin v absorberu a skutečná doba zádrže bude během provozu delší. Doba zádrže spalin v absorberu se prodlužuje také v případě nižšího výkonu kotle, než pro který byl výpočet proveden.

**Tab. 14, Návrh odsiřovacího zařízení – rozměry a parametry absorberu**

Absorbér	Hodnota	Jednotka
Výška absorberu	10,00	m
Průměr absorberu	13,00	m
Doba zádrže spalin	13	s

## 7.2 Rozměry tkaninového filtru

Tkaninový filtr je rozvržen do čtyř komor s filtračními hadicemi kruhového průřezu, které jsou uspořádány do čtverce. Produkt odsíření a další tuhé látky ve spalínách se usazují na vnějším povrchu hadic filtru. Usazený produkt je z filtrační hadice oklepáván periodickými pulzy stlačeného vzduchu. Produkt následně padá do výsypek a ve spodní části výsypky je vysypáván do pneumatických komorových podavačů. Z podavačů se produkt dopravuje do síla produktu. Důležitým parametrem při návrhu tkaninového filtru je filtrační rychlost, v tomto případě je doporučena filtrační rychlost okolo 0,8 m/min [8].

Navrhovaná filtrační rychlost

$$v_{F^*} = 0,8 \text{ m/min}$$

Rozměry hadice

Průměr hadice

$$d_F = 130 \text{ mm}$$

Délka hadice

$$L_F = 8\,000 \text{ mm}$$

Povrh hadice

$$S_F = \pi \cdot d_F \cdot L_F = \pi \cdot 130 \cdot 10^{-3} \cdot 8\,000 \cdot 10^{-3} = 3,267 \text{ m}^2 \quad (104)$$

Povrch potřebný k odprášení spalin

$$S_{odpr} = \frac{V_{akt.výst}}{v_{F^*}} = \frac{88,7663}{\frac{0,8}{60}} = 6\,657,473 \text{ m}^2 \quad (105)$$

Teoretický počet hadic tkaninového filtru

$$n_{h^*} = \frac{S_{odpr}}{S_F} = \frac{6\,657,473}{3,267} \cong 2\,038 \text{ ks} \quad (106)$$

Teoretický počet hadic v jedné komoře tkaninového

$$n_{h^*/komo\text{ra}} = \frac{n_{h^*}}{4} = \frac{2\,038}{4} \cong 510 \text{ ks} \quad (107)$$

Pro dodržení čtvercového uspořádání jsou hadice v komoře rozděleny do 23 řad po 23 hadicích. V jedné komoře je tedy 529 hadic.

Počet hadic tkaninového filtru

$$n_h = 23 \cdot 23 \cdot 4 = 2\,116 \text{ ks} \quad (108)$$

Reálná filtrační rychlost tkaninového filtru

$$v_F = \frac{60 \cdot V_{akt.výst}}{n_h \cdot S_F} = \frac{60 \cdot 88,7663}{2\,116 \cdot 3,267} = 0,770 \text{ m/min} \quad (109)$$

**Tab. 15, Návrh odsiřovacího zařízení – rozměry a parametry tkaninového filtru**

Tkaninový filtr	Hodnota	Jednotka
Uspořádání hadic	4x23x23	-
Počet hadic	2 116	-
Průměr hadice	130	mm
Délka hadice	8 000	mm
Filtrační rychlost	0,770	m/min



## 7.3 Tlakové ztráty odsiřovacího zařízení

Výpočet celkové tlakové ztráty zařízení je výchozím údajem pro určení výkonu spalínového ventilátoru. Jelikož nové odsiřovací zařízení bude vloženo mezi stávající technologii a komín, musí spalínový ventilátor pokrýt tlakové ztráty pouze samotného odsíření. Podmínkou tedy je, aby na výstupu byl stejný tlak jako na vstupu do odsíření. Ventilátor odsíření bude umístěn těsně před výstupem spalin do komína a v zařízení bude vytvářet podtlak. Udržovat v zařízení podtlak je výhodnější, neboť v případě vzniku netěsnosti nedochází k úniku spalin do ovzduší, ale naopak je do zařízení vzduch přísáván. Tlaková ztráta, kterou musí ventilátor pokrýt, se skládá ze ztráty v kouřovodech, absorberu a tkaninovém filtru. V praxi je používán předpoklad, že referenčním tlakem na vstupu do komína je atmosférický tlak [8]. Ten je ve výpočtech roven nule, protože se nejedná o podtlak ani přetlak.

### 7.3.1 Tlakové ztráty kouřovodů

Tlakové ztráty kouřovodů jsou způsobeny třením spalin při průchodu potrubím a místními ztrátami během změn směru proudění spalin v podobě kolen na trase spalin. Pro snížení tlakových ztrát jsou kolena opatřena vnitřní vestavbou. Při výpočtech je nutné znát kinematickou viskozitu spalin, která je závislá na teplotě.

**Tab. 16, Kinematická viskozita spalin v závislosti na teplotě [35]**

Teplota [°C]	Kin. viskozita $\nu \cdot 10^{-6}$ [m <sup>2</sup> /s]
0	11,9
100	20,8
200	31,6

#### Úsek 1

Ekvivalentní průměr

$$d_{e1} = \frac{4 \cdot S}{\sigma} = \frac{4 \cdot a_1^2}{2 \cdot (a_1 + a_1)} = \frac{4 \cdot 2,25^2}{2 \cdot (2,25 + 2,25)} = 2,25 \text{ m} \quad (110)$$

Kinematická viskozita spalin při teplotě 135 °C

$$v_{135^\circ\text{C}} = (v_{200^\circ\text{C}} - v_{100^\circ\text{C}}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + v_{100^\circ\text{C}} = (31,6 - 20,8) \cdot \frac{135 - 100}{100} + 20,8 \quad (111)$$

$$v_{135^\circ\text{C}} = 24,58 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Reynoldsovo číslo

$$Re_1 = \frac{v_1 \cdot d_{e1}}{v_{135^\circ\text{C}}} = \frac{20,50 \cdot 2,25}{24,58 \cdot 10^{-6}} = 1,88 \cdot 10^6 \rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (112)$$

Třecí součinitel dle Jakimonova vztahu [37]

$$\lambda_1 = \frac{0,857}{(\log Re_1)^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 1,88 \cdot 10^6)^{2,4}} = 0,01045 \quad (113)$$

Tlaková ztráta třením

$$\Delta p_{t1} = \lambda_1 \cdot \frac{L_1}{d_{e1}} \cdot \frac{v_1^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,01045 \cdot \frac{50}{2,25} \cdot \frac{20,50^2}{2} \cdot 1,315 \quad (114)$$

$$\Delta p_{t1} = 64,15 \text{ Pa}$$

Místní tlakové ztráty prvního úseku se skládají ze tří kolen s vnitřní vestavbou se součinitelem místního odporu  $\zeta_m = 0,21$  [38]

$$\Delta p_{m1} = \sum \zeta_m \cdot \frac{v_1^2}{2} \cdot \rho_{sp} = (0,21 + 0,21 + 0,21) \cdot \frac{20,50^2}{2} \cdot 1,315 \quad (115)$$

$$\Delta p_{m1} = 174,08 \text{ Pa}$$

Celková tlaková ztráta na prvním úseku

$$\Delta p_{k1} = \Delta p_{t1} + \Delta p_{m1} = 64,15 + 174,08 = 238,23 \text{ Pa} \quad (116)$$

## Úsek 2

Ekvivalentní průměr

$$d_{e2} = \frac{4 \cdot S}{\sigma} = \frac{4 \cdot a_2^2}{2 \cdot (a_2 + a_2)} = \frac{4 \cdot 2,10^2}{2 \cdot (2,10 + 2,10)} = 2,10 \text{ m} \quad (117)$$

Kinematická viskozita spalin při teplotě 76 °C

$$v_{76^\circ\text{C}} = (v_{100^\circ\text{C}} - v_{0^\circ\text{C}}) \cdot \frac{t_{výst}}{100} + v_{0^\circ\text{C}} = (20,8 - 11,9) \cdot \frac{76}{100} + 11,9 \quad (118)$$

$$v_{76^\circ\text{C}} = 18,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Reynoldsovo číslo

$$Re_2 = \frac{v_2 \cdot d_{e2}}{v_{76^\circ\text{C}}} = \frac{20,13 \cdot 2,10}{18,66 \cdot 10^{-6}} = 2,26 \cdot 10^6 \rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (119)$$

Třecí součinitel dle Jakimonova vztahu [37]

$$\lambda_2 = \frac{0,857}{(\log Re_2)^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 2,26 \cdot 10^6)^{2,4}} = 0,01013 \quad (120)$$

Tlaková ztráta třením

$$\Delta p_{t2} = \lambda_2 \cdot \frac{L_2}{d_2} \cdot \frac{v_2^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,1013 \cdot \frac{4}{2,10} \cdot \frac{20,13^2}{2} \cdot 1,315 \quad (121)$$

$$\Delta p_{t2} = 5,14 \text{ Pa}$$

U druhého úseku kouřovodů nepředpokládáme místní tlakové ztráty, protože úsek je přímý a směřuje přímo do tkaninového filtru.

$$\Delta p_{m2} = 0 \text{ Pa}$$

Celková tlaková ztráta na druhém úseku

$$\Delta p_{k2} = \Delta p_{t2} + \Delta p_{m2} = 5,14 + 0 = 5,14 \text{ Pa} \quad (122)$$

### Úsek 3

Ekvivalentní průměr

$$d_{e3} = \frac{4 \cdot S}{\sigma} = \frac{4 \cdot a_3^2}{2 \cdot (a_3 + a_3)} = \frac{4 \cdot 2,10^2}{2 \cdot (2,10 + 2,10)} = 2,10 \text{ m} \quad (123)$$

Reynoldsovo číslo

$$Re_3 = \frac{v_3 \cdot d_{e3}}{v_{76^\circ C}} = \frac{20,13 \cdot 2,10}{18,66 \cdot 10^{-6}} = 2,26 \cdot 10^6 \rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (124)$$

Třecí součinitel dle Jakimonova vztahu [37]

$$\lambda_3 = \frac{0,857}{(\log Re_3)^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 2,26 \cdot 10^6)^{2,4}} = 0,01013 \quad (125)$$

Tlaková ztráta třením

$$\Delta p_{t3} = \lambda_3 \cdot \frac{L_3}{d_{e3}} \cdot \frac{v_3^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,01013 \cdot \frac{17}{2,10} \cdot \frac{20,13^2}{2} \cdot 1,315 \quad (126)$$

$$\Delta p_{t3} = 21,85 \text{ Pa}$$

Místní tlakové ztráty třetího úseku jsou způsobeny jedním kolenem s vnitřní vestavbou  $\zeta_m = 0,21$  a rozdělením spalín do dvou proudů  $\zeta_m = 0,23$  [38].

$$\Delta p_{m3} = \sum \zeta_m \cdot \frac{v_3^2}{2} \cdot \rho_{sp} = (0,21 + 0,23) \cdot \frac{20,13^2}{2} \cdot 1,315 \quad (127)$$

$$\Delta p_{m3} = 117,25 \text{ Pa}$$

Celková tlaková ztráta na třetím úseku

$$\Delta p_{k3} = \Delta p_{t3} + \Delta p_{m3} = 21,85 + 117,25 = 139,10 \text{ Pa} \quad (128)$$

#### Úsek 4

Ekvivalentní průměr

$$d_{e4} = \frac{4 \cdot S}{\sigma} = \frac{4 \cdot a_4^2}{2 \cdot (a_4 + a_4)} = \frac{4 \cdot 2,10^2}{2 \cdot (2,10 + 2,10)} = 2,10 \text{ m} \quad (129)$$

Reynoldsovo číslo

$$Re_4 = \frac{v_4 \cdot d_{e4}}{\nu_{76^\circ\text{C}}} = \frac{20,13 \cdot 2,10}{18,66 \cdot 10^{-6}} = 2,26 \cdot 10^6 \rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (130)$$

Třecí součinitel dle Jakimonova vztahu [37]

$$\lambda_4 = \frac{0,857}{(\log Re_4)^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 2,26 \cdot 10^6)^{2,4}} = 0,01013 \quad (131)$$

Tlaková ztráta třením

$$\Delta p_{t4} = \lambda_4 \cdot \frac{L_4}{d_{e4}} \cdot \frac{v_4^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,01013 \cdot \frac{8}{2,10} \cdot \frac{20,13^2}{2} \cdot 1,315 \quad (132)$$

$$\Delta p_{t4} = 10,28 \text{ Pa}$$

Místní tlakové ztráty čtvrtého úseku se skládají ze dvou kolen s vnitřní vestavbou se součinitelem místního odporu  $\zeta_m = 0,12$  [38].

$$\Delta p_{m4} = \sum \zeta_m \cdot \frac{v_4^2}{2} \cdot \rho_{sp} = (0,12 + 0,12) \cdot \frac{20,13^2}{2} \cdot 1,315 \quad (133)$$

$$\Delta p_{m4} = 63,95 \text{ Pa}$$

Celková tlaková ztráta na třetím úseku

$$\Delta p_{k4} = \Delta p_{t4} + \Delta p_{m4} = 10,28 + 63,95 = 74,23 \text{ Pa} \quad (134)$$

### 7.3.2 Shrnutí tlakových ztrát v celém odsiřovacího zařízení

Tlakové ztráty kouřovodů a délka kouřovodů

**Tab. 17, Návrh odsiřovacího zařízení – délka a tlakové ztráty kouřovodů**

Kouřovod	Úsek 1	Úsek 2	Úsek 3	Úsek 4	Jednotka
Délka	50,00	4,00	17,00	8,00	m
Ztráta třením	64,15	5,14	21,85	10,28	Pa
Místní ztráta	174,08	0,00	117,25	63,95	Pa
Celková ztráta	238,23	5,14	139,10	74,23	Pa

$$\Delta p_k = \Delta p_{k1} + \Delta p_{k2} + \Delta p_{k3} + \Delta p_{k4} = 238,23 + 5,14 + 139,10 + 74,23 \cong 457 \text{ Pa} \quad (135)$$

Tlaková ztráta absorbéru suché kondicionované sorpce

$$\Delta p_a = 200 \text{ Pa} [34]$$

Tlaková ztráta tkaninového filtru

$$\Delta p_f = 1\,800 \text{ Pa} [34]$$

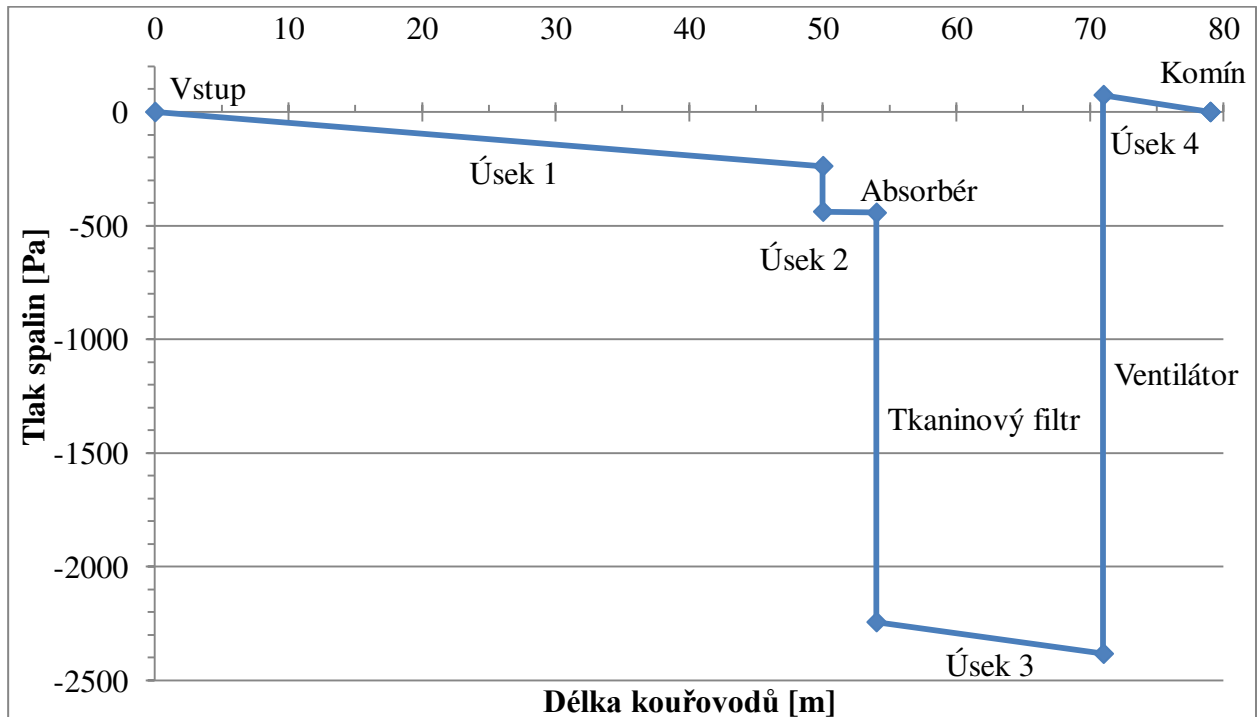
Celková tlaková ztráta odsíření

$$\Delta p_{celk} = \Delta p_k + \Delta p_a + \Delta p_f = 457 + 200 + 1\,800 \cong 2\,457 \text{ Pa} \quad (136)$$

Průběh tlaku spalin v odsíření

**Tab. 18, Návrh odsiřovacího zařízení – průběh tlaku v odsiřovacím zařízení**

Délka kouřovodů [m]	Zařízení	Tlak spalin [Pa]
	Vstup	0
50,00	Kouřovod Úsek 1	-238
	Absorbér	-438
4,00	Kouřovod Úsek 2	-443
	Látkový filtr	-2 243
17,00	Kouřovod Úsek 3	-2 382
	Ventilátor	74
8,00	Kouřovod Úsek 4	0



**Obr. 20, Návrh odsiřovacího zařízení – průběh tlaku v odsiřovacím zařízení**

Poklesu nebo nárůstu tlaku je v grafu na Obr. 20 popsán společně s druhem zařízení či daným úsekem kouřovodů. Celková tlaková ztráta zařízení je přibližně 2 457 Pa a v grafu ji znázorňuje nejdelší svislý úsek. Na tuto tlakovou ztrátu musí být dimenzován i podpurný spalinový ventilátor.

## 7.4 Návrh spalinového ventilátoru

K pokrytí tlakových ztrát je použit podpurný spalinový ventilátor, který je umístěn za tkaninovým filtrem. Ventilátor pokrývá ztráty jen samotného odsíření, tj. 2 457 Pa. Na výstupu a vstupu do odsíření předpokládán atmosférický tlak [8]. Nižší účinnost ventilátoru je zvolena kvůli zaručení výkonové rezervy, kterou by bylo možné využít při reálném provozu.

Účinnost spalinového ventilátoru

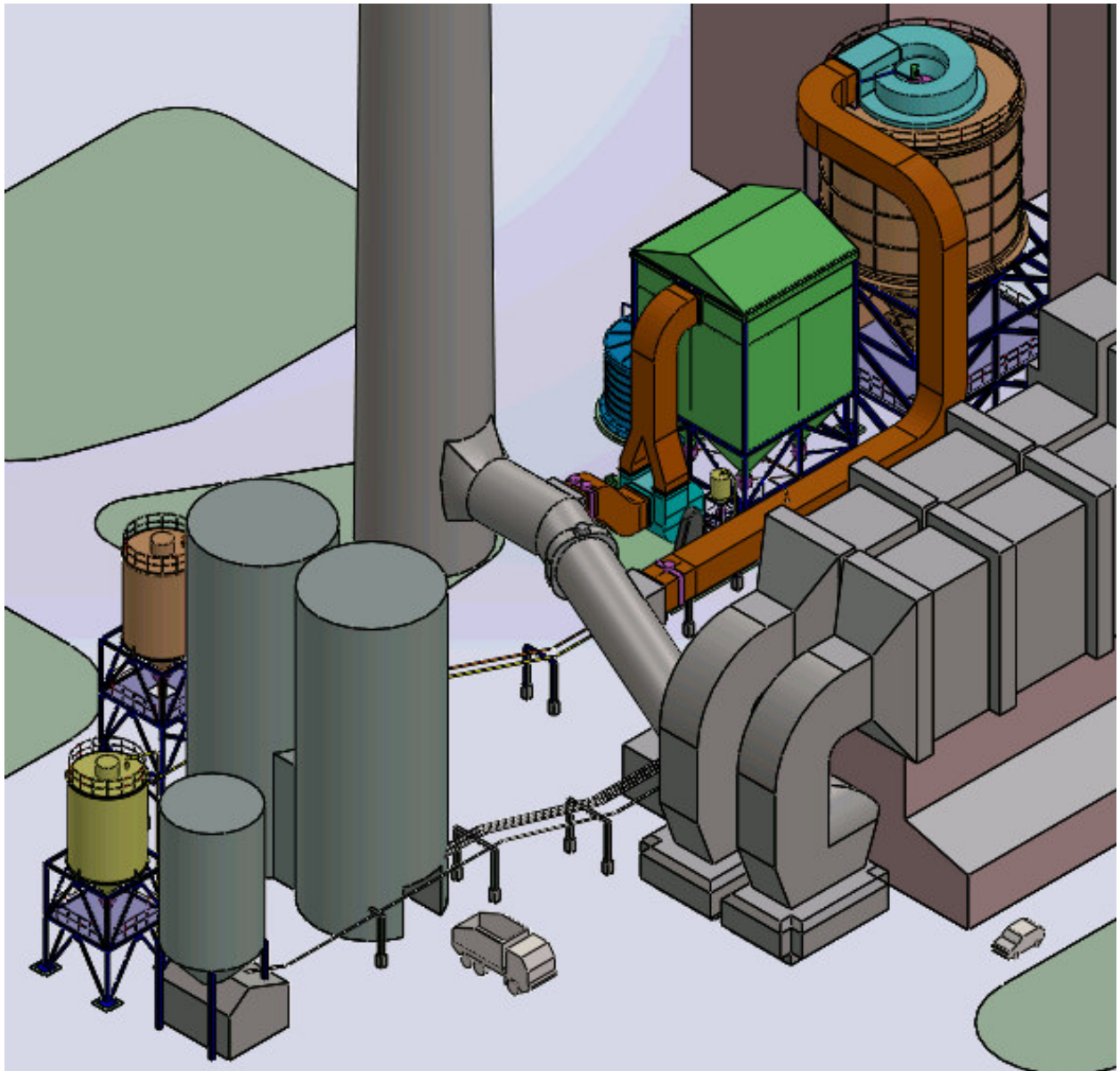
$$\eta_v = 0,75 \text{ [11]}$$

Příkon spalinového ventilátoru

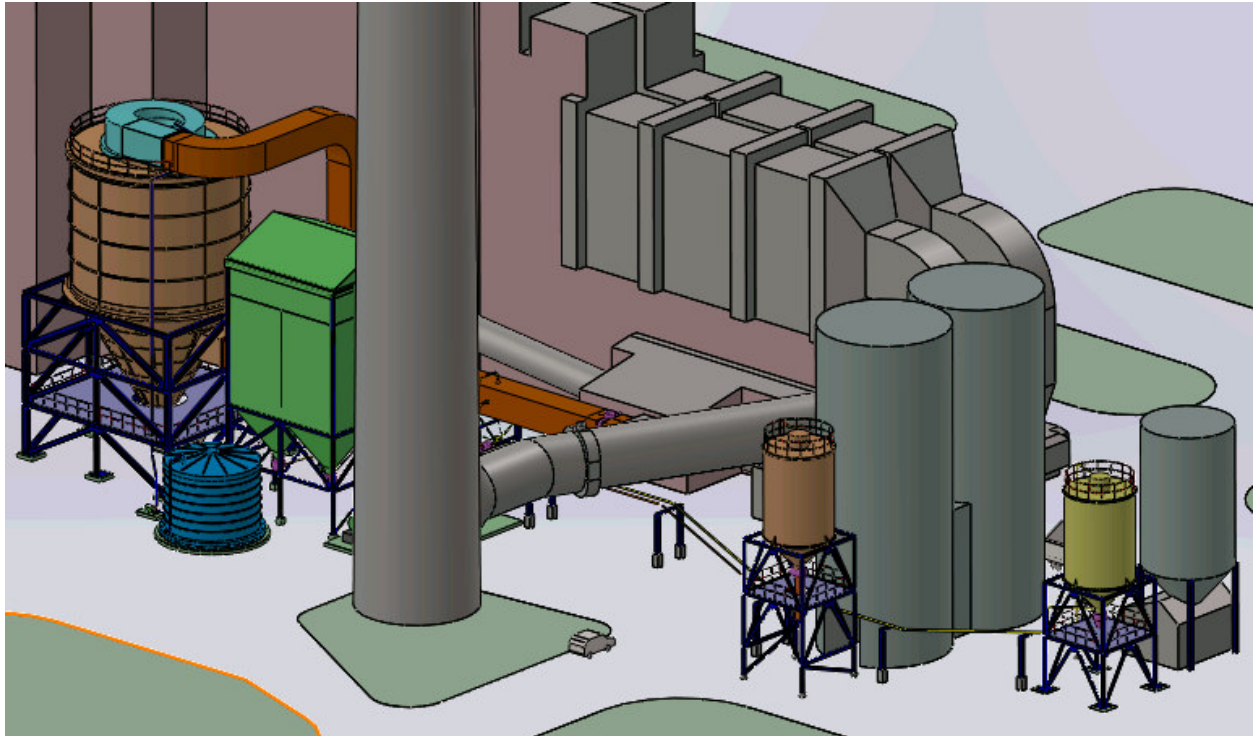
$$P_{př} = \frac{V_{akt.výst} \cdot \Delta p_{celk}}{\eta_v} = \frac{88,7663 \cdot 2\,457}{0,75} \cdot 10^{-6} \cong 0,30 \text{ MW} \quad (137)$$

## 8 Model navržené technologie odsiřování

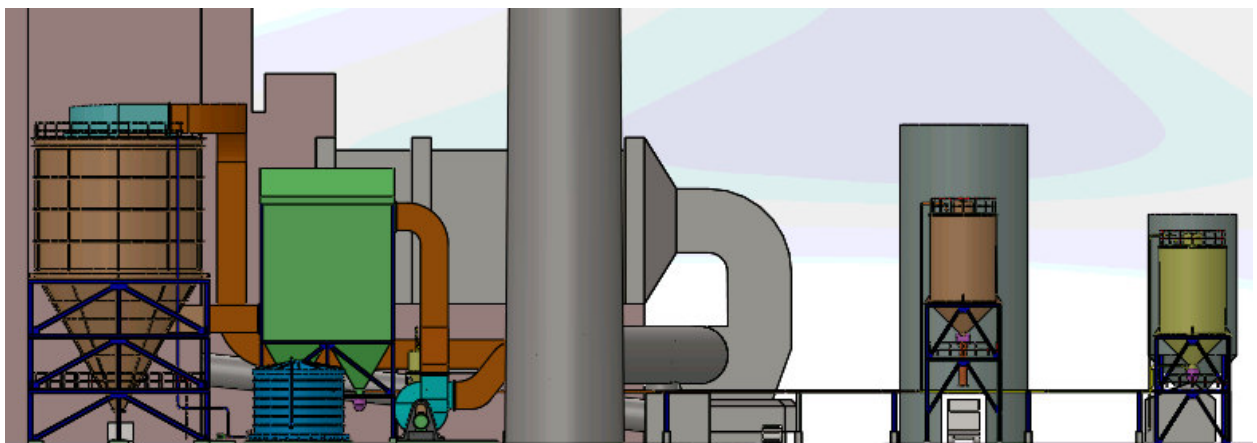
Prostorový model technologie odsiřování je vytvořen s ohledem na uspořádání zdroje a dalších provozních zařízení v jeho blízkosti. Umístění některých zařízení navrhované technologie je přizpůsobeno podmínkám provozu a možnostem využití prostoru. Model znázorňuje hlavní zařízení odsiřovací technologie a jejich možné umístění.



Obr. 21, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – prostorové řešení Pohled 1



**Obr. 22, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – prostorové řešení Pohled 2**

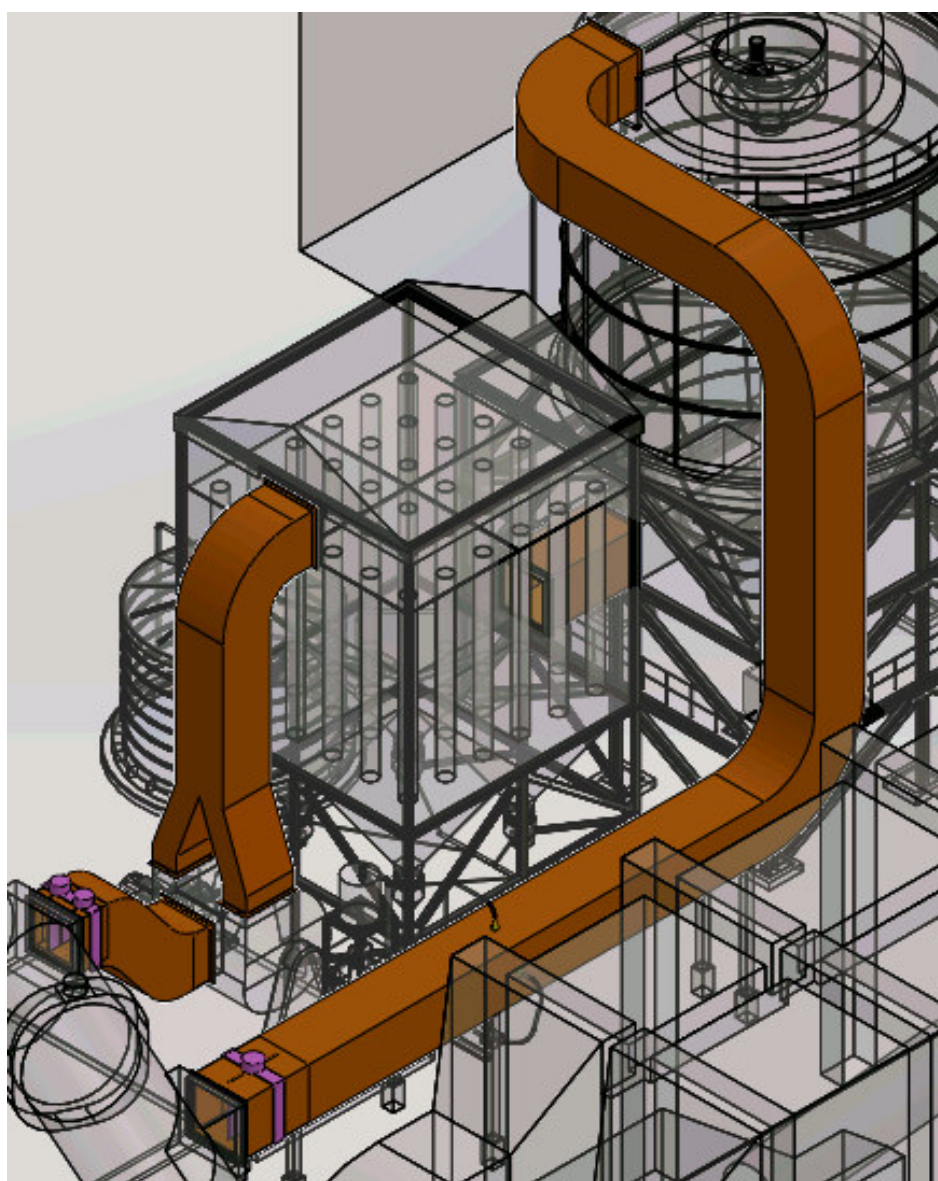


**Obr. 23, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – prostorové řešení Boční pohled**



## 8.1 Kouřovody

Kouřovody mají čtvercový průřez, jsou vybaveny kompenzátory, kouřovými klapkami a vnitřními vestavbami v kolenech. Při dodání technologie by byly rovněž ochráněny nátěrem, izolovány a případně zastřešeny nebo jinak ochráněny od okolních vlivů. První úsek kouřovodů odsiřování navazuje na stávající kouřovod, který v současnosti vede spaliny přímo do komína. Na trase prvního úseku je instalován systém rozprašování sorbentu ve spalinách. Skládá se ze čtyř rozprašovacích trysek umístěných po stranách kouřovodu. Poslední úsek kouřovodů vrací odsiřené spaliny zpět do komína. Funkčnost stávajícího kouřovodu je zachována. Na jeho trase je pouze umístěna kouřová klapka mezi vstupem a výstupem spalin do a z odsiřování. V případě odstavení odsiřování bude klapka pouštět spaliny přímo do komína. Jedná se tedy o takzvaný „bypass“.

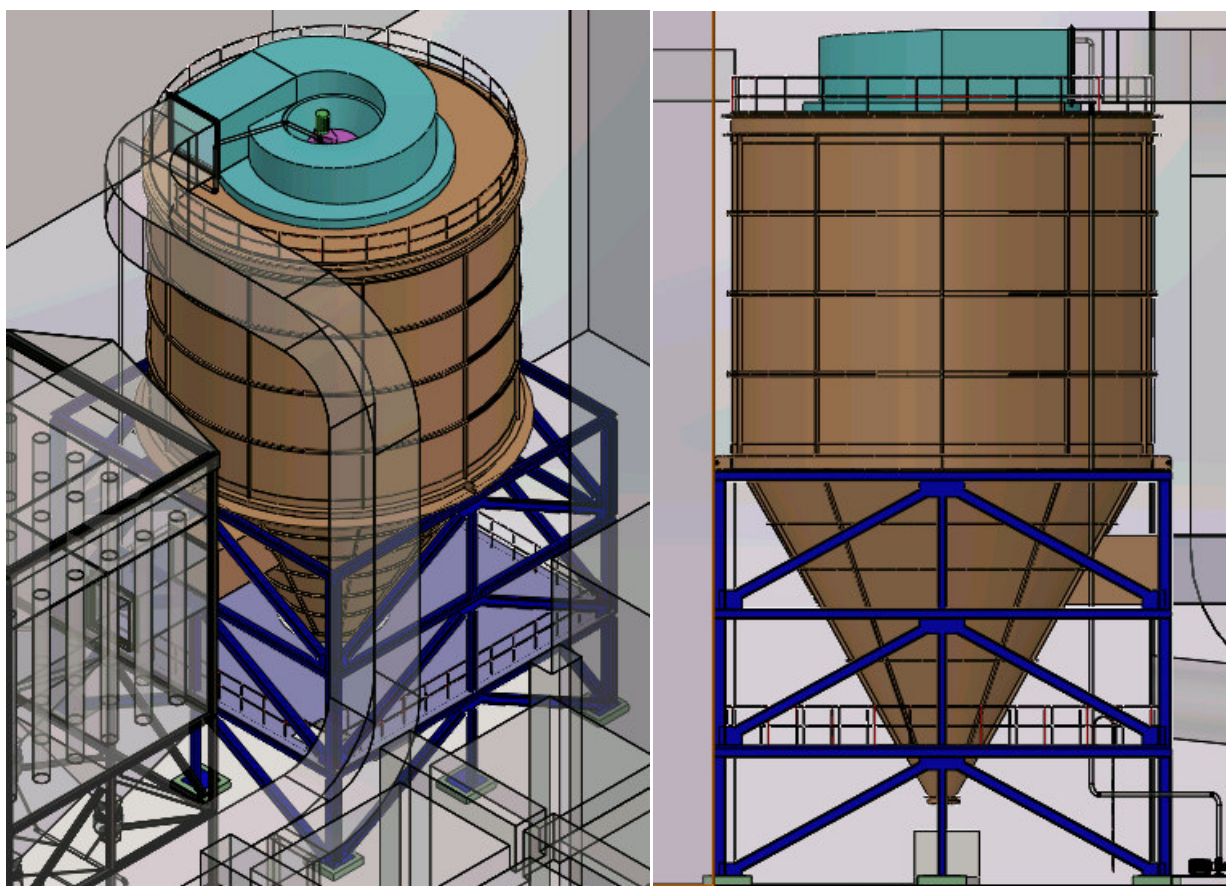


Obr. 24, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – kouřovody

## 8.2 Absorbér

Absorbér kondicionované suché sorpce je tvořen ocelovou nádobou válcového tvaru. Spaliny vstupují do absorbéru v jeho horní části přes speciální vestavbu spirálového tvaru se zmenšujícím se průtočným průřezem. Díky vestavbě proudí spaliny na vstupu do absorbéru a v absorbéru rovnoměrně. To pomáhá zajistit potřebnou dobu zadržet spalin v jeho objemu. Ve středu vestavby je současně umístěn rotační atomizér, který rozprašuje procesní vodu. Do procesu se dávkuje takové množství vody, které ochladí spaliny z teploty 135 °C na teplotu 76 °C. Množství vody dodané do procesu je řízeno řídicím systémem, na základě měření teploty spalin na výstupu z absorbéru. Snížení teploty spalin výrazně zlepšuje účinnosti odsiřování.

Dno absorbéru tvoří kuželová výsypka, ve které se usazuje část produktu odsíření. Na konci výsypky je umístěn šoupátkový uzávěr. Produkt se z absorbéru odebírá ručně do přichystaného kontejneru. Spaliny z absorbéru vystupují v horní třetině výsypky, odkud následují do tkaninového filtru.



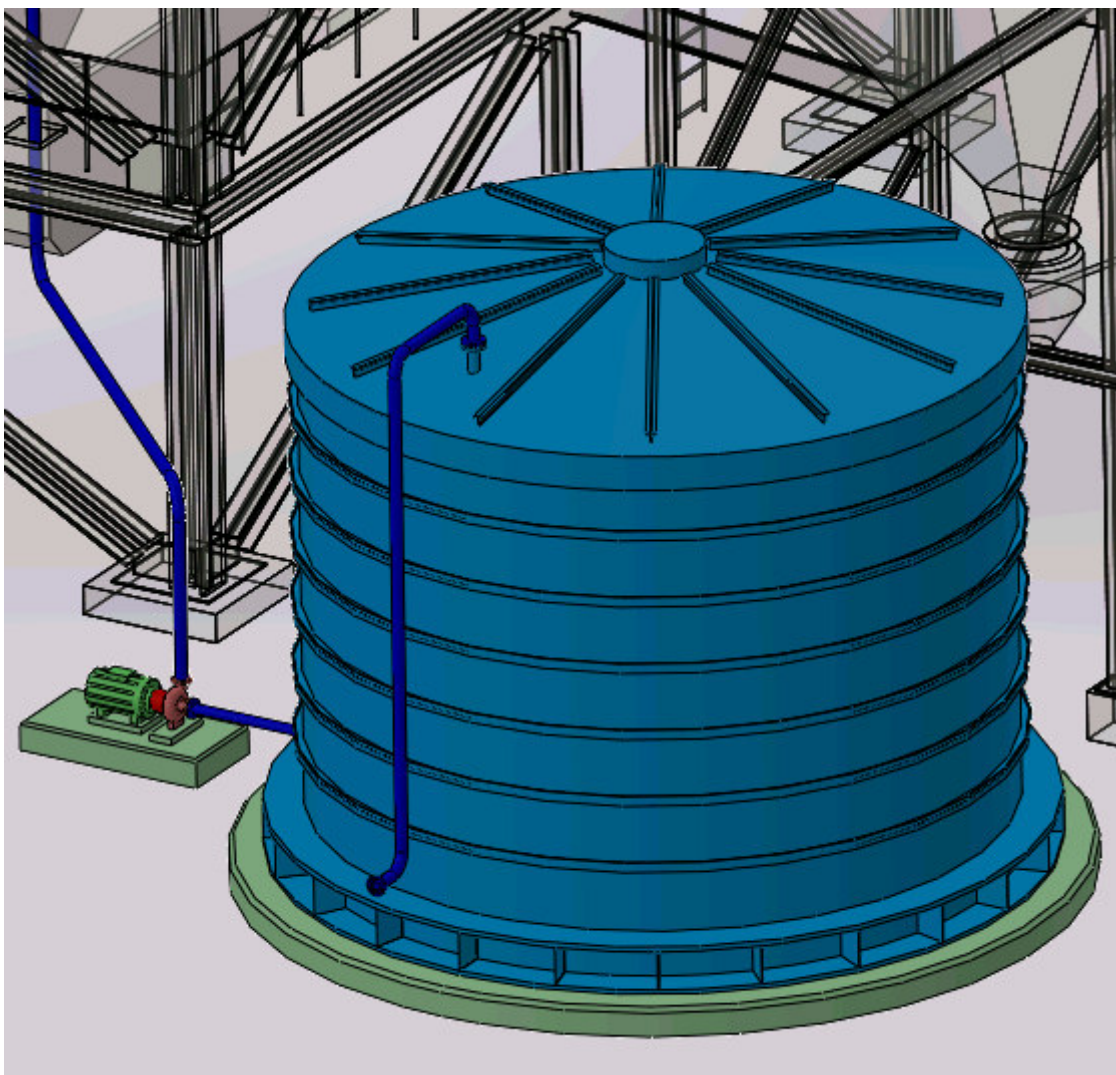
**Obr. 25, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – odsiřovací absorbér suché kondicionované sorpce**



### 8.3 Technologie dávkování procesní vody

Součástí technologie dávkování procesní vody je zásobní nádrž, čerpadlo, potrubí s armaturami a rotační atomizér umístěný na stropě absorbéru. Objem nádrže je 210 m<sup>3</sup>, což představuje přibližně denní spotřebu procesní vody. Odstředivé čerpadlo s frekvenčním měničem dopravuje procesní vodu do rotačního atomizéru. Potřebné množství vody je stanoveno řídicím systémem, který kontroluje teplotu spalin na výstupu z absorbéru. Okruh automatické regulace řídicího systému upravuje množství vody dle reálných provozních parametrů zdroje.

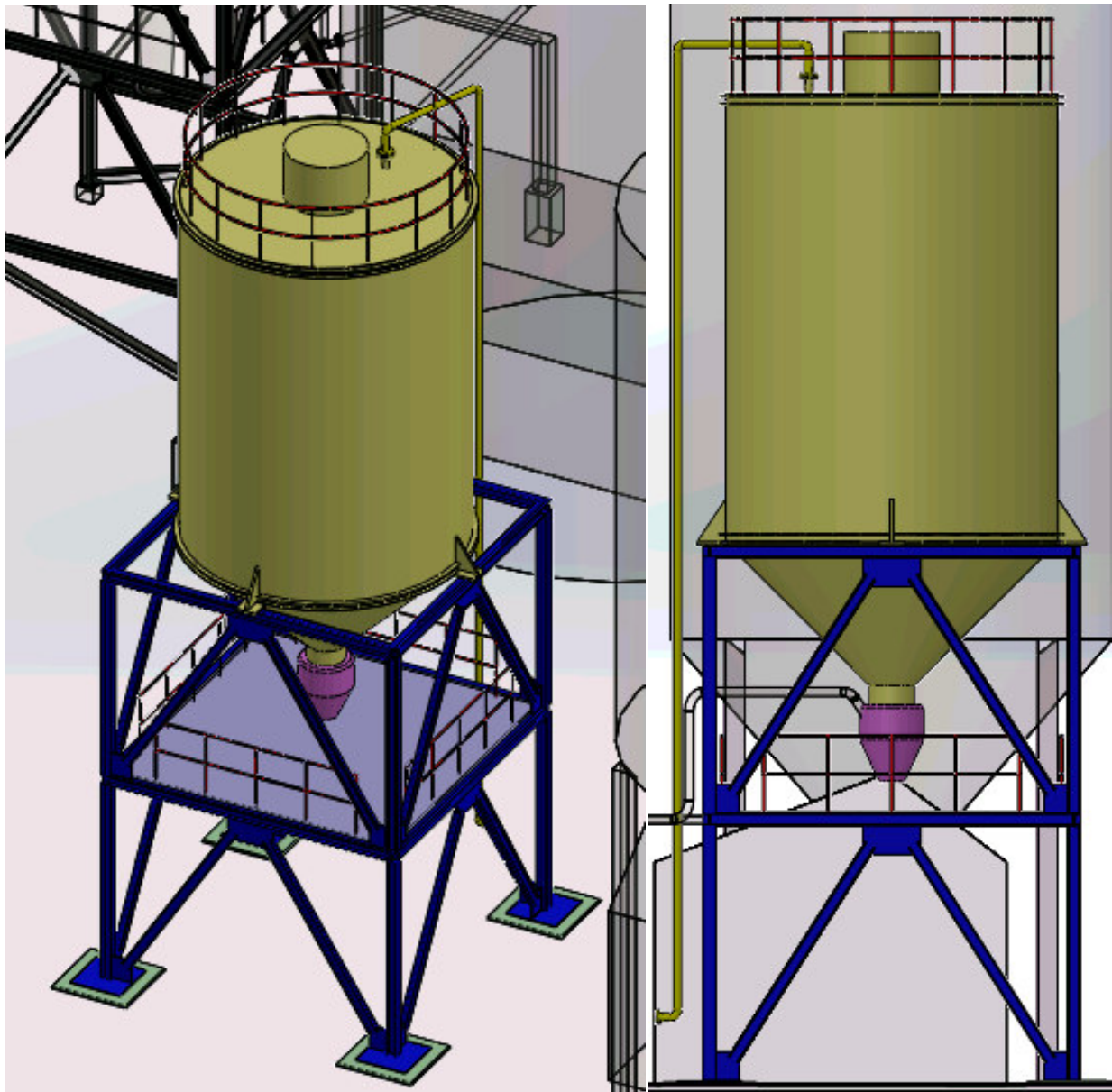
Velice důležitou součástí je rozprašovací rotační atomizér. Kvalita rozprášení procesní vody v procesu je zásadním parametrem ovlivňujícím účinnost a zároveň funkčnost odsíření. Rovnoměrným rozprášením co nejmenších kapiček vody, které se při kontaktu s horkými spalinami okamžitě vypaří, je předcházeno tvorbě nálepů v absorbéru a dalších zařízení.



Obr. 26, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – nádrž procesní vody

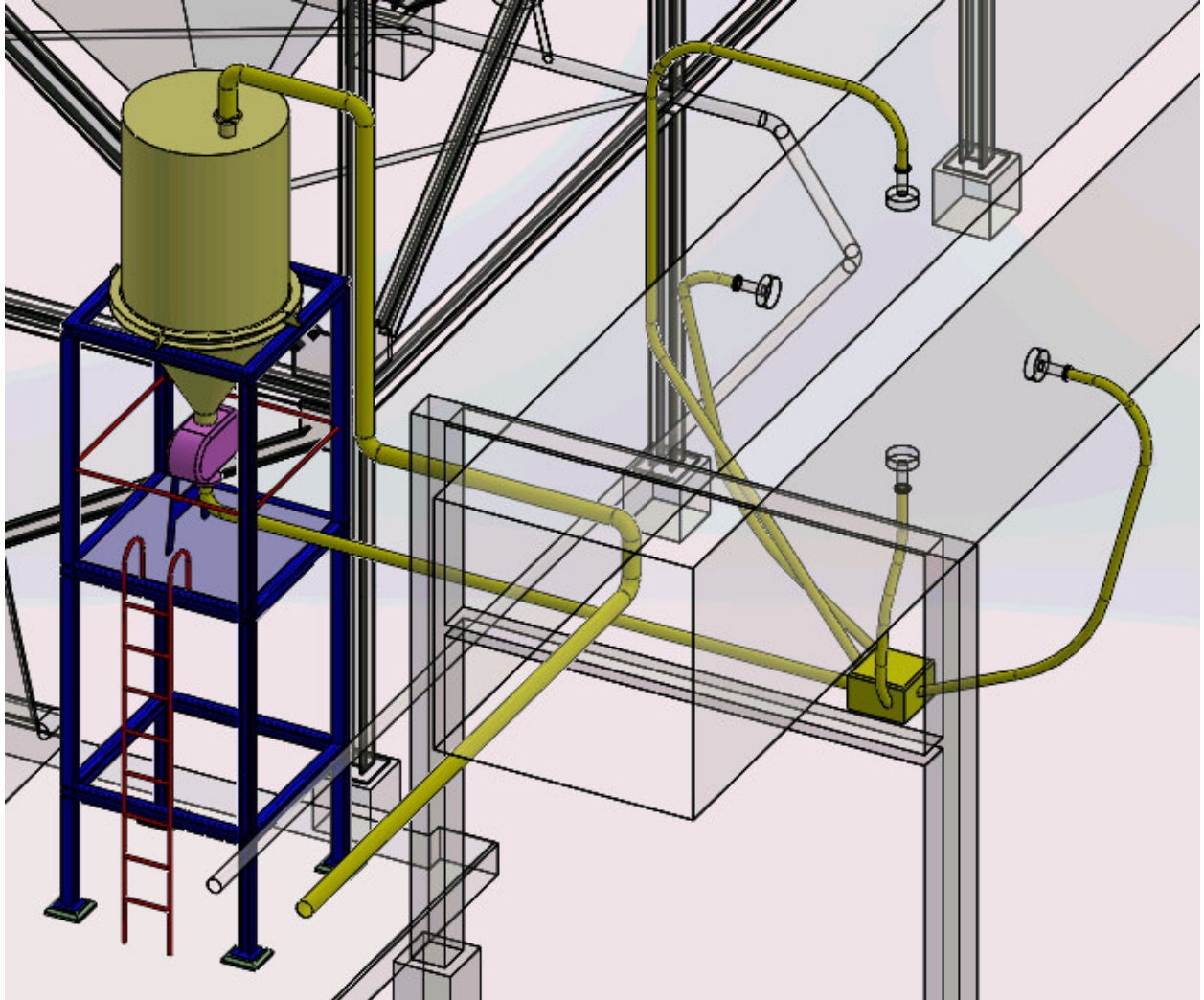
## 8.4 Technologie dávkování odsiřovacího sorbentu

Odsiřovací sorbent, kterým je vápenný hydrát s označením Sorbacal SP, je nejprve uložen v zásobním síle. Zásobní silo pojme přibližně týdenní spotřebu sorbentu. Z provozních důvodů je zásobní silo umístěné vedle stávajícího síla sorbentu. Vzdálenost mezi zásobním sílem a místem rozprašování sorbentu je s tohoto důvodu příliš velká a znemožňuje řízené dávkování sorbentu do spalin. Z tohoto důvodu obsahuje technologie dávkování sorbentu další tzv. denní silo.



Obr. 27, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – zásobní silo sorbentu

Ze zásobního do denního sila je sorbent dopravován pomocí pneumatického komorového podavače. Z denního sila k rozprašovacím tryskám je pak sorbent dopravován již řízeně pomocí směšovače tzv. Rootsova dmyhadla. Doprava sorbentu je zde kontinuální a aktuální množství je automaticky regulováno řídicím systémem, který vyhodnocuje data z měření koncentrace SO<sub>2</sub> na výstupu do komína.

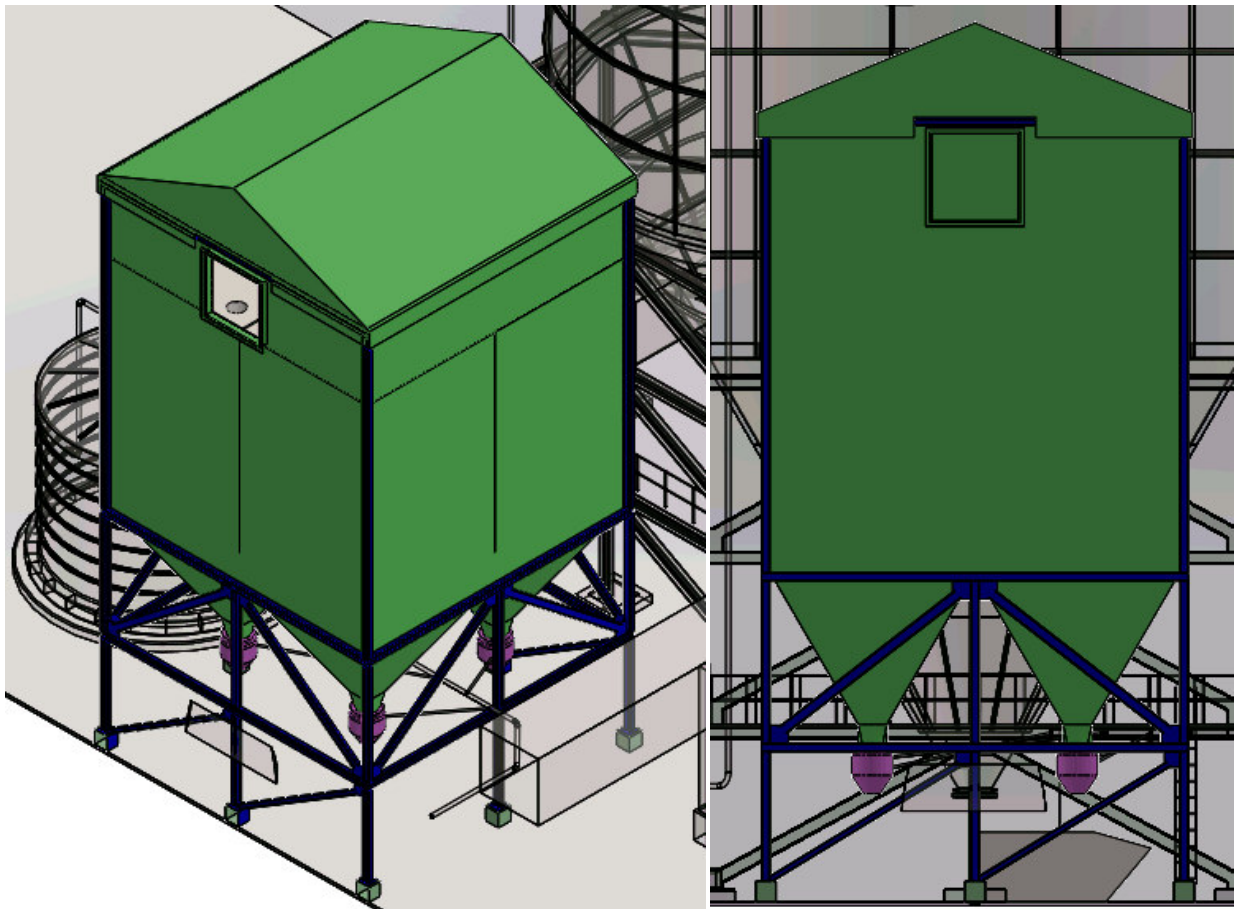


**Obr. 28, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – denní silo sorbentu**



## 8.5 Tkaninový filtr

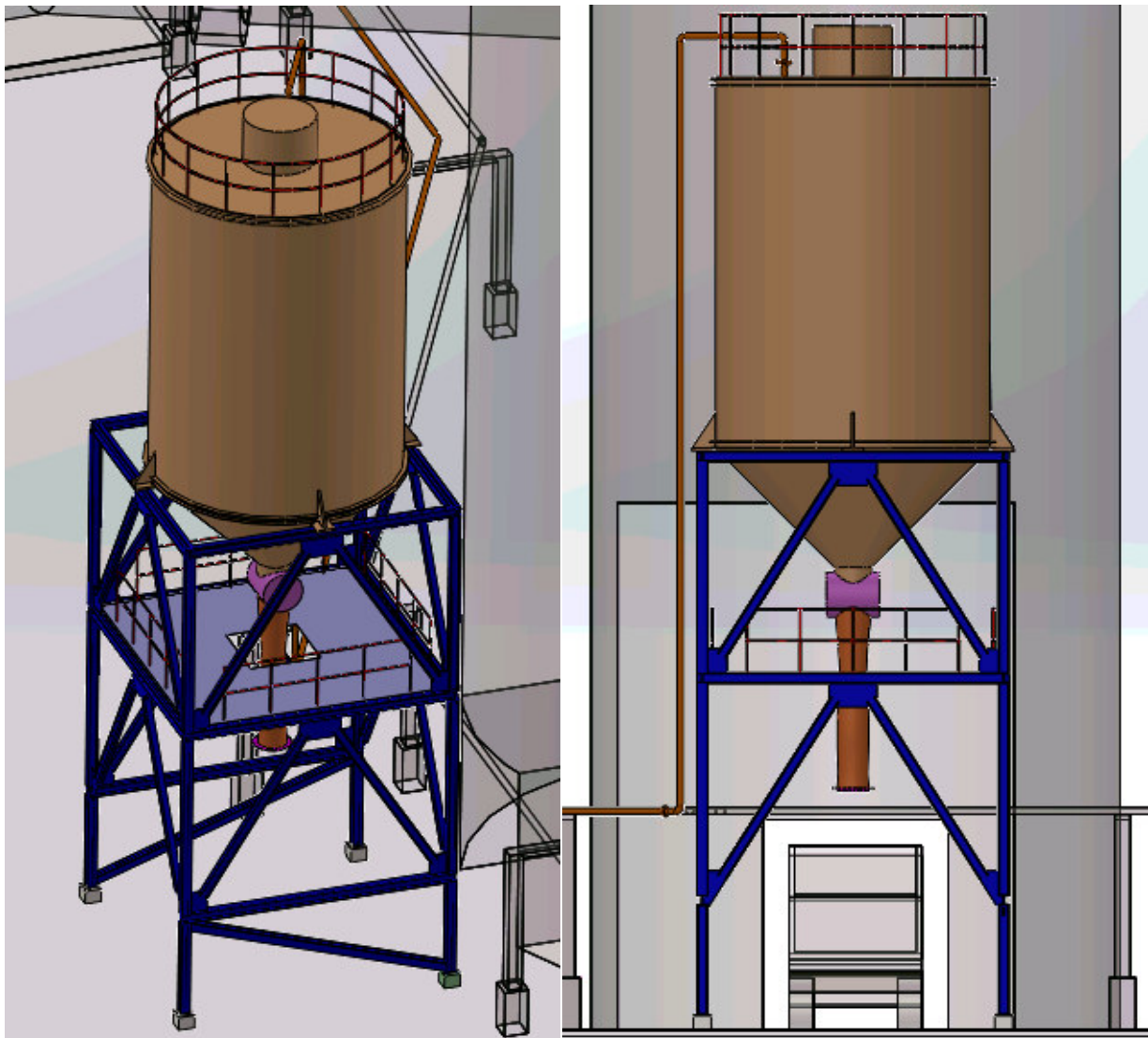
Tkaninový filtr odsíření je složen ze čtyř komor. V komoře je 23 řad po 23 hadicích, tedy celkem 529 hadic v každé komoře. Každá komora má vlastní výsypku, ze které je produkt odsíření odváděn pomocí pneumatického komorového podavače do sila produktu. Spaliny spolu s produktem odsíření vstupují do filtru v jeho spodní části, produkt se zachycuje na vnějším povrchu hadic filtru a vyčištěné spaliny odcházejí horní částí do kouřovodu. Produkt zachycený na vnějším povrchu hadic filtru je oklepáván zařízením, které pomocí pulzu stlačeného vzduchu profoukne hadice filtru. Zařízení je vybaveno vlastním řídicím systémem, který porovnává aktuální tlakovou ztrátu filtru s jeho maximální provozní tlakovou ztrátou.



Obr. 29, Konstrukční návrh odsířovacího zařízení – tkaninový filtr

## 8.6 Technologie ukládání produktu odsíření

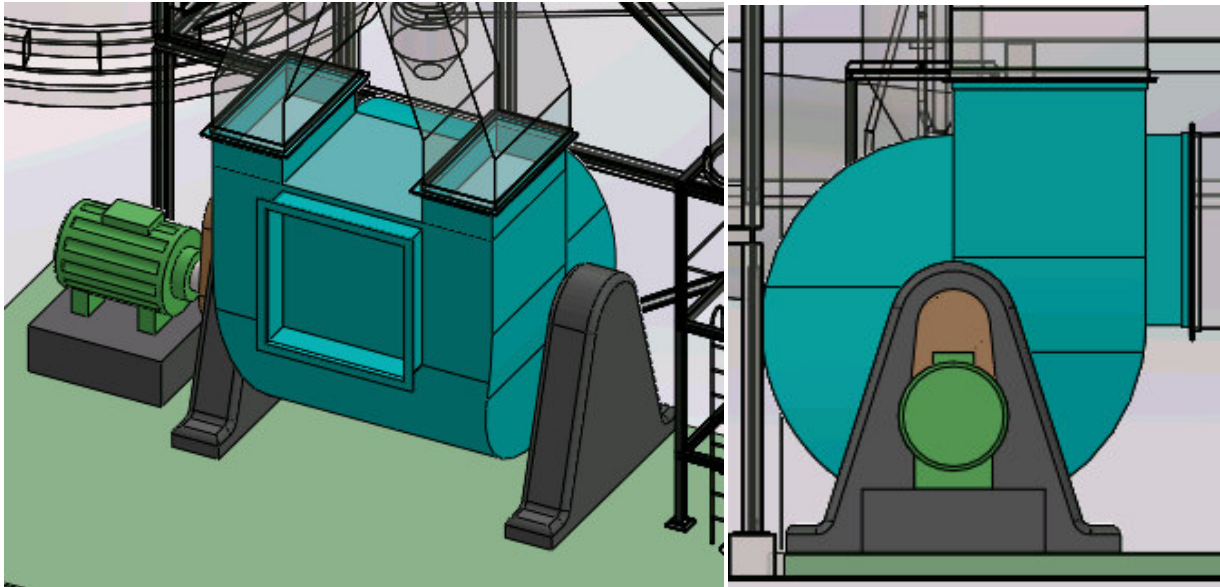
Produkt je ukládán v síle s kapacitou pojmout přibližně týdenní produkci odsíření. Z výsypek tkaninového filtru je produkt odsíření dopravován do síla produktu pomocí pneumatických komorových podavačů. Doprava produktu není kontinuální. Podavače jsou nastaveny tak, aby se v pravidelných intervalech střídaly a dopravovaly produkt do síla. Stejně jako zásobní silo sorbentu se i silo produktu odsíření nachází ve větší vzdálenosti od samotné technologie odsíření. Silo je umístěno vedle stávajících sil produktu a popílku pro snadnější nakládání na nákladní automobily. Z tohoto důvodu je také nosná konstrukce síla vyšší a spodní část výsypky síla je ve výšce vhodné k nakládání na vozidla.



Obr. 30, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – silo produktu odsíření

## 8.7 Spalinový ventilátor

Podpurný spalinový ventilátor je umístěn za technologií odsíření a kryje její tlakové ztráty. Odsiřovací zařízení tak pracuje za podtlaku. Samotný ventilátor je radiální s příkonem 0,3 MW. Plynulá regulace ventilátoru je zajištěna pomocí frekvenčního měniče. Regulaci ventilátoru zajišťuje vlastní řídicí systém, který řídí jeho otáčky a výkon tak, aby na výstupu z odsíření byl dodržen požadovaný tlak. Tím je v tomto případě zvolen atmosférický tlak.



Obr. 31, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – podpurný spalinový ventilátor



## 9 Závěr

Díky zpracování přehledu možných odsiřovacích metod a popisu sorbentů vhodných pro odsiřování je možné jednodušeji vybrat vhodnou metodu odsiřování pro zadaný spalovací zdroj. Nejpoužívanější a nejdostupnější jsou v České republice metody založené na použití vápenatých sorbentů. Výběr vhodné technologie tedy vychází z těchto odsiřovacích metod. Nejdůležitější požadavky nové technologie odsiřování jsou kladeny zejména na její účinnost a na investiční a provozní náklady. Srovnání odsiřovacích metod ukazuje, že s rostoucími investičními náklady roste i účinnost odsiřování. Nejúčinnějšími, ale zároveň i investičně nejnákladnějšími jsou mokré odsiřovací metody. Za nimi následují polosuché metody a nakonec suché metody odsiřování. Skloubení provozních parametrů zdroje s těmito vlastnostmi navrhovaného odsiřování vždy rozhoduje o výběru vhodné technologie odsiřování.

Pro odsiřování zadaného fluidního kotle provozu teplárny Mondi Štětí je vybrána kondicionovaná suchá sorpce. Ta představuje přijatelný kompromis z pohledu nízkých investičních nákladů a nepatrně vyšších provozních nákladů. Kondicionovaná sorpce je založena na dávkování suchého sorbentu do spalin. Sorbentem je u této metody vápený hydrát s označením Sorbacal SP. Pro zvýšení účinnosti odsiřování je do procesu dávkována také procesní voda, která spaliny ochlazuje. Přestože je do procesu dávkováno velké množství vody, jedná se stále o suchou odsiřovací metodu. Veškerá voda se v procesu odpaří teplem spalin a výsledný produkt odsiřování je v suché podobě. Protože se prodloužením doby působení sorbentu ve spalinách zvyšuje účinnost odsiřování, je do procesu vložen také zádržný objem v podobě absorbéru.

Technologický návrh odsiřování vychází ze jmenovitých parametrů zdroje a parametrů spalin. Tok spalin je při maximálním výkonu kotle 250 000 m<sub>N</sub><sup>3</sup>/h, koncentrace SO<sub>2</sub> na vstupu do odsiřování je 400 mg/m<sup>3</sup> a požadovaná koncentrace SO<sub>2</sub> na výstupu z odsiřování je 200 mg/m<sup>3</sup>. Požadovaná účinnost technologie odsiřování je tedy 50 %. Na základě měření společnosti Tenza pro kondicionovanou suchou sorpci je za těchto podmínek potřeba do procesu dávkovat přibližně 72 kg/h sorbentu. To ovšem platí za podmínky, že spaliny budou v absorbéru ochlazený ze vstupní teploty 135 °C na teplotu 76 °C na výstupu. K tomu je nutné spaliny ochladit nástřikem 7,9 m<sup>3</sup>/h procesní vody o teplotě 20 °C. Reálné množství sorbentu a vody bude v provozu regulováno dvěma smyčkami řídicího systému. První smyčka bude řídit množství dodávaného sorbentu na základě měření koncentrace SO<sub>2</sub> na výstupu z odsiřování. Druhá smyčka řídicího systému bude řídit množství dodávané procesní vody na základě měření teploty spalin na výstupu z absorbéru. V procesu pak bude zachyceno 111 kg/h produktu odsiřování.

Konstrukční návrh technologie se skládá z návrhů jednotlivých zařízení a kouřovodů. Sestavení technologie je provedeno s ohledem na stávající uspořádání a podmínky provozu. Jednou z provozních podmínek je také umístění zásobníku sorbentu a sila produktu odsiřování vedle stávajících sil. Toto řešení umožňuje společné plnění nebo vyprazdňování všech sil na jednom místě. Zásobní silo sorbentu i silo produktu odsiřování mají objem 37 m<sup>3</sup> a disponují tak přibližně týdenní kapacitou.

První úsek kouřovodů odsíření se napojuje na stávající kouřovod, který v současné době odvádí spaliny přímo do komína. Funkčnost tohoto stávajícího kouřovodu bude zachována, aby v případě odstávky nebo poruchy odsíření sloužil jako „bypass“. Pro novou funkci bude kouřovod vybaven kouřovými klapkami.

Na prvním úseku kouřovodů jsou po stranách umístěny rozprašovací trysky sorbentu. Rozprašování sorbentu hned v kouřovodu zajišťuje jeho rovnoměrné promísení se spalinami a prodlužuje dobu vzájemného kontaktu. Jelikož je zásobní silo sorbentu v příliš velké vzdálenosti od místa dávkování sorbentu, je na trase sorbentu umístěno menší denní silo sorbentu. Z tohoto denního sila je již možné řízeně dávkovat sorbent do kouřovodu. Dávkování sorbentu se provádí kontinuálně pomocí tzv. Rootsova dmychadla.

Absorbérem u kondicionované suché sorpce je válcová nádoba s kuželovou výsypkou v její spodní části. Navržená výška válcové části je 10 metrů a průměr 13 metrů. Celková výška absorbéru je 26 metrů. Spaliny vstupují do absorbéru v horní části přes speciální vestavbu spirálového tvaru se zmenšujícím se průtočným průřezem. Vestavba slouží k zajištění rovnoměrného toku spalin v absorbéru. Součástí speciální vestavby je i rotační atomizér, který v absorbéru rozprašuje procesní vodu. Navrhovaná doba zdržení spalin v absorbéru je 13 vteřin. Během této doby proběhne převážná část reakce sorbentu s kyselými složkami spalin. Ochlazené a odsířené spaliny vystupují z absorbéru v horní části kuželové výsypky a pokračují do tkaninového filtru. Ve výsypce se usazuje část produktu odsíření. Ten se v případě potřeby nebo periodicky v souladu s provozními předpisy odebírá ručně z absorbéru.

Procesní voda se před vstupem do rotačního atomizéru shromažďuje v zádržné nádrži. Průměr nádrže je 7 metrů a výška 5,5 metrů. S celkovým objemem 212 m<sup>3</sup> pojme přibližně denní spotřebu vody v procesu. Voda je do rotačního atomizéru na vrcholu absorbéru dopravována odstředivým čerpadlem s frekvenčním měničem.

Tkaninový filtr se skládá z 2 116 hadic kruhového průřezu s průměrem 130 mm a délkou 8 metrů. Celková filtrační plocha dosahuje hodnoty 6 913 m<sup>2</sup> a filtrační rychlost je 0,77 m/min. Hadice jsou uspořádány do 23 řad po 23 hadicích a filtr je rozdělen do čtyř sekcí. Každá sekce má přitom svou vlastní výsypku. Produkt se nejprve zachycuje na vnějším povrchu hadic filtru. Následně je produkt za pomoci systému, který profukuje hadice filtru pulzy stlačeného filtru, oklepáván do výsypek. Odkud je nakonec odváděn pneumatickými komorovými podavači do sila produktu odsíření. Systém profukování hadic je řízen řídicím systémem, který monitoruje celkovou tlakovou ztrátu tkaninového filtru a v případě potřeby prodlouží nebo zkrátí intervaly profukování hadic.

Tlakové ztráty technologie odsíření jsou 2 457 Pa. O pokrytí tlakových ztrát se stará podpurný spalinový ventilátor. Navržen je radiální ventilátor s příkonem 0,3 MW. Jeho umístění bylo zvoleno za odsířovací technologií, takže ta pracuje v režimu podtlaku. Regulace ventilátoru je zajištěna pomocí frekvenčního měniče a řídicího systému, který má za úkol dodržet stejný tlak na vstupu i výstupu odsíření.

Výsledný technologický a konstrukční návrh může sloužit jako podklad pro zpracování obchodní nabídky a podrobné studie za účelem výstavby nové technologie odsíření.

## Seznam použité literatury

- [1] Energostat - Teplárenské sdružení ČR. *Energetika v ČR a EU*. [Online] 10. října 2015. [Citace: 10. května 2016.] Dostupné také z: <http://www.energostat.cz>.
- [2] Zákon č. 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší. [Online] 2. května 2012. [Citace: 20. ledna 2015.] Dostupné také 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] 21. listopadu 2012. [Citace: 20. ledna 2015.] Dostupné také z: <http://www.psp.cz/sqw/sbirka.sqw?r=2012&cz=415>.
- [4] Nařízení vlády 352/2002 Sb., kterým se stanoví emisní limity a další podmínky provozování spalovacích stacionárních zdrojů znečišťování ovzduší. [Online] 3. července 2002. [Citace: 27. února 2016.] Dostupné také z: <http://www.psp.cz/sqw/sbirka.sqw?cz=354&r=2002>.
- [5] Zákon 309/1991 Sb., o ochraně ovzduší před znečišťujícími látkami (zákon o ovzduší). [Online] 9. července 1991. [Citace: 28. února 2016.] Dostupné také z: <http://www.psp.cz/sqw/sbirka.sqw?cz=309&r=1991>.
- [6] Zákon 389/1991 Sb., o státní správě ochrany ovzduší a poplatcích za jeho znečištění. [Online] 10. září 1991. [Citace: 28. února 2016.] Dostupné také z: <http://www.psp.cz/sqw/sbirka.sqw?cz=389&r=1991>.
- [7] Zákon 86/2002 Sb., o ochraně ovzduší a o změně některých dalších zákonů (zákon o ochraně ovzduší). [Online] 14. února 2002. [Citace: 28. února 2016.] Dostupné také z: <http://www.psp.cz/sqw/sbirka.sqw?cz=86&r=2002>.
- [8] Informace získané na základě podkladů a konzultací poskytnutých pracovníky ze společnosti Tenza, a.s. Brno : Tenza, a.s., 2016.
- [9] SLEZÁK, P., MÁNEK, O. a JULÍNEK, P. *Vybrané možnosti snižování emisí SO<sub>2</sub> u stávajících uhelných zdrojů. Energie z biomasy VII*. Brno : Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Odbor energetického inženýrství, 2007. ISBN 978-80-214-3542-1.
- [10] Suché metody odsiřování. [Online] Tenza, a.s., 1. ledna 2016. [Citace: 5. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/technologie/zarizeni-procistenin-spalin/suche-metody-odsirovani/>.
- [11] IBLER, Zbyněk a kol. *Technický průvodce energetika*. Praha : BEN - technická literatura, 2002. ISBN 80-7300-026-1.

- [12] Referenční dokument o nejlepších dostupných technikách pro velká spalovací zařízení. [Online] 2006. [Citace: 20. ledna 2015.] Dostupné také z: <http://www.ippc.cz/dokumenty/DC0068/preklad>.
- [13] MÁNEK, O., SLEZÁK, P. a JULÍNEK, P. *Vybrané možnosti snižování emisí SO<sub>2</sub> u stávajících uhelných zdrojů. Energie z biomasy VIII*. Brno : Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Odbor energetického inženýrství, 2008. stránky 79-84. ISBN 978-80-214-3803-3.
- [14] Best Available Techniques (BAT). *Reference Document for the Large Combustion Plants*. [Online] 1. červenec 2013. [Citace: 5. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.ippc.cz/dokumenty/DF0542/lcp/lcp-bref-d1-1-7-13>.
- [15] HARTMAN, M., a další. *Odsiřování horkého generátorového plynu tuhými sorbenty*. Praha : Ústav chemických procesů, Akademie věd České republiky, 1999. stránky 99-106. Sv. I.
- [16] Marketingový materiál odsiřovacích sorbentů poskytnutý v tištěné podobě pracovníky společností Vápenka Čertovy schody. Tmaň : Vápenka Čertovy schody, a.s., 2014.
- [17] Odsiřování spalín - Kondiciovaná sorpce s jednoduchým reaktorem. *Marketingový materiál*. Brno : Tenza, a.s., 2015.
- [18] Odsiřování spalín - Odsiřování v CFB absorbéru (Circulating Fluidized Bed). *Marketingový materiál*. Brno : Tenza, a.s., 2015.
- [19] Odsiřovací zařízení s CFB absorbérem. [Online] Tenza, a.s., 1. ledna 2016. [Citace: 6. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/technologie/zarizeni-pro-cisteni-spalin/odsirovaci-zarizeni-s-cfb-absorberem/>.
- [20] Polosuché odsiřovací zařízení s rozprašováním suspenze. [Online] Tenza, a.s., 1. ledna 2016. [Citace: 6. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/technologie/zarizeni-pro-cisteni-spalin/polosuche-odsirovaci-zarizeni-s-rozprasovanim-suspenze/>.
- [21] SKÁLA, Zdeněk. *Ekologie v energetice*. Brno : PC-DIR, spol. s r. o. Brno, 1994. str. 141. ISBN 80-214-0477-9.
- [22] Odsiřování spalín - Souběžné odsiřování. *Marketingový materiál*. Brno : Tenza, a.s., 2015.
- [23] Souběžné odsiřování. [Online] Tenza, a.s., 1. ledna 2016. [Citace: 13. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/technologie/zarizeni-pro-cisteni-spalin/soubezne-odsirovani/>.

- [24] Odsiřování spalin - Mokrý odsiřování. *Marketingový materiál*. Brno : Tenza, a.s., 2015.
- [25] Mokrý vápencová vypírka. [Online] Tenza, a.s., 1. ledna 2016. [Citace: 13. března 2016.] <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/technologie/zarizeni-pro-cisteni-spalin/mokra-vapencova-vypirka/>.
- [26] GROLIG, Ondřej. Suché odsiřování spalin pomocí hydrogenuhličitanu sodného. [Online] EVECO Brno, s.r.o., 1. ledna 2016. [Citace: 13. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.odsireni.cz/>.
- [27] ArcelorMittal Ostrava pořídí nový moderní fluidní kotel za 1,5 miliardy korun. [Online] Tretiruka.cz, 2014. [Citace: 18. ledna 2015.] Dostupné také z: <http://www.tretiruka.cz/news/arcelormittal-ostrava-poridi-novy-moderni-fluidni-kotel-za-1-5-miliardy-korun1/>.
- [28] Realizované stavby. [Online] Tenza, a.s., 1. ledna 2016. [Citace: 13. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.tenza.cz/cz/aktivity/energetika/technologie/zarizeni-pro-cisteni-spalin/realizovane-stavby/>.
- [29] Sorbacal - Flue gas treatment. [Online] 12. října 2011. [Citace: 9. dubna 2016.] Dostupné také z: <http://www.sorbacal.com/en/sorbacal-sp>.
- [30] Rozpustnosti látek při různých teplotách. [Online] Portals, EuroChem Group, 1. ledna 2016. [Citace: 10. dubna 2016.] Dostupné také z: <http://www.eurochem.cz/polavolt/dodatky/tabulky/rozp.htm>.
- [31] Čištění kouřových plynů. *Speciální sorbenty pro chemii*. [Online] Vápenka Čertovy schody a.s., 1. ledna 2016. [Citace: 3. března 2016.] Dostupné také z: [http://www.lhoist.com/cs\\_cs/market-segment/%C4%8Di%C5%A1t%C4%9Bn%C3%ADkou%C5%99ov%C3%BDch-plyn%C5%AF-0](http://www.lhoist.com/cs_cs/market-segment/%C4%8Di%C5%A1t%C4%9Bn%C3%ADkou%C5%99ov%C3%BDch-plyn%C5%AF-0).
- [32] Čištění spalin. [Online] CARMEUSE CZECH REPUBLIC s.r.o., 1. ledna 2014. [Citace: 3. března 2016.] Dostupné také z: <http://www.carmeuse.eu/cz/trhy/cisteni-spalin>.
- [33] DILLON, Marty. Dry Sorbent Injection Options and Issues. [Online] 9. dubna 2015. [Citace: 10. dubna 2016.] Dostupné také z: [http://www.mcilvaineconomy.com/Decision\\_Tree/http://www.mcilvaineconomy.com/Decision\\_Tree/2015%20WEBINARS/May%202015/Marty%20Dillon%20Lhoist%20North%20America%20-%20Hot%20Topic%20Hour%205-7-15.pdf](http://www.mcilvaineconomy.com/Decision_Tree/http://www.mcilvaineconomy.com/Decision_Tree/2015%20WEBINARS/May%202015/Marty%20Dillon%20Lhoist%20North%20America%20-%20Hot%20Topic%20Hour%205-7-15.pdf).
- [34] Podklady a data z měření provozních parametrů odsiřovacích zařízení provedené společností Tenza, a.s. Brno : Tenza, a.s., 2016.

- [35] DLOUHÝ, Tomáš. *Výpočty kotlů a spalinových výměníků*. 3. vydání. Praha : Nakladatelství, 2007. str. 212. ISBN 978-80-01-03757-7.
- [36] STEAM TABLES - PROPERTIES OF STEAM AND WATER - počítačový program. Idaho Falls : Scientech, Inc., 1996.
- [37] ČERNÝ, V., JANEBA, B. a TEISSLER, J. *Parní kotle*. Praha : SNTL – Nakladatelství technické literatury Praha, 1983. TK-0216.951.
- [38] IDELCHIK, I. E. *Handbook of Hydraulic Resistance*. 4th Edition Revised and Augmented. Moscow : Research Institute for Gas Purification, 2008. stránky 217-250. 978-1-56700-251-5.
- [39] VOHLÍDAL, Jiří, ŠTULÍK, Karel a JULÁK, Alois. *Chemické a analytické tabulky*. Praha : Grada, 1999. ISBN 80-7169-855-5.

## Seznam obrázků

Obr. 1, Schéma spalování paliva s příměsí sorbentu [10] .....	17
Obr. 2, Horká sorpce – schéma dávkování suchého sorbentu do spalovacího prostoru [10] .....	18
Obr. 3, Princip reakce sorbentů s oxidy síry [14].....	18
Obr. 4, Studená sorpce – schéma dávkování suchého sorbentu do spalin za kotlem [10] .....	20
Obr. 5, Schéma kombinovaného dávkování sorbentu do kotle i do spalin [10] .....	21
Obr. 6, Schéma kondicionované sorpce s jednoduchým absorbérem [17].....	22
Obr. 7, Příklad účinnosti odsiřování v závislosti na teplotě spalin a poměru Ca/S [17] .....	23
Obr. 8, Výsledky laboratorní měření účinnosti odsiřování sorbentu Sorbacal® SP v závislosti na teplotě a vlhkosti spalin [16] .....	24
Obr. 9, Schéma suché odsiřovací metody s cirkulujícím fluidním ložem (CFB) [18].....	25
Obr. 10, Schéma polosuché odsiřovací metody u rozprašovací absorpce [20] .....	26
Obr. 11, Schéma souběžného odsiřování spalin [22] .....	28
Obr. 12, Schéma mokré vápencové vypírky [24].....	29
Obr. 13, Schéma mokré odsiřovací metody s využitím čpavku [14] .....	34
Obr. 14, Technologie odsiřování nového kotle K14 ostravské huti ArcelorMittal [27] .....	35
Obr. 15, Technologie odsiřování zprovozněných kotlů teplárny Plzeňská Energetika, a.s. [25] .	36
Obr. 16, Struktura povrchu částice sorbentu [28] .....	39
Obr. 17, Návrh odsiřovacího zařízení – technologické schéma.....	43
Obr. 18, Výsledky měření účinnosti odsiřování v závislosti na poměru Ca/S [34].....	47
Obr. 19, Návrh odsiřovacího zařízení – základní schéma navrhovaného odsiřování .....	59
Obr. 20, Návrh odsiřovacího zařízení – průběh tlaku v odsiřovacím zařízení .....	70
Obr. 21, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – prostorové řešení Pohled 1.....	71
Obr. 22, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – prostorové řešení Pohled 2.....	72
Obr. 23, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – prostorové řešení Boční pohled .....	72
Obr. 24, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – kouřovody .....	73

Obr. 25, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – odsiřovací absorbér suché kondicionované sorpce.....	74
Obr. 26, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – nádrž procesní vody .....	75
Obr. 27, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – zásobní silo sorbentu .....	76
Obr. 28, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – denní silo sorbentu .....	77
Obr. 29, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – tkaninový filtr.....	78
Obr. 30, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – silo produktu odsíření .....	79
Obr. 31, Konstrukční návrh odsiřovacího zařízení – podpůrný spalinový ventilátor .....	80



## Seznam tabulek

Tab. 1, Specifické emisní limity SO <sub>2</sub> [mg·m <sup>-3</sup> ] pro spalovací stacionární zdroje o celkovém jmenovitém tepelném příkonu 300 MW a vyšším spalující pevná paliva ve fluidním loži [3][4]	15
Tab. 2, Srovnání parametrů kvality u sorbentů vhodných pro odsiřování spalin [33]	40
Tab. 3, Jmenovité parametry zdroje, průtok a parametry spalin [34]	41
Tab. 4, Objemové složení spalin na vstupu do navrhovaného odsiřování [34]	41
Tab. 5, Návrh odsiřovacího zařízení – tok spalin	44
Tab. 6, Návrh odsiřovacího zařízení – bilance a tok SO <sub>2</sub> a S v procesu	46
Tab. 7, Návrh odsiřovacího zařízení – množství sorbentu a vápníku dodávaného do procesu	48
Tab. 8, Složení a hustota spalin [35]	49
Tab. 9, Měrná entalpie složek spalin v závislosti na jejich teplotě [35]	50
Tab. 10, Návrh odsiřovacího zařízení – hmotnostní tok spalin a vody v procesu	52
Tab. 11, Návrh odsiřovacího zařízení – hmotnostní tok produktu odsiřování a jeho složek	55
Tab. 12, Návrh odsiřovacího zařízení – shrnutí provozních parametrů procesních látek	58
Tab. 13, Návrh odsiřovacího zařízení – rozměry a parametry kouřovodů	62
Tab. 14, Návrh odsiřovacího zařízení – rozměry a parametry absorbéru	63
Tab. 15, Návrh odsiřovacího zařízení – rozměry a parametry tkaninového filtru	64
Tab. 16, Kinematická viskozita spalin v závislosti na teplotě [35]	65
Tab. 17, Návrh odsiřovacího zařízení – délka a tlakové ztráty kouřovodů	69
Tab. 18, Návrh odsiřovacího zařízení – průběh tlaku v odsiřovacím zařízení	69

## Seznam použitých zkratek a symbolů

Zkratka	Význam
Ar	argon
CFB	cirkulující fluidní lože (ang. překl. Circulating Fluidized Bed)
Ca	vápník
CaCO <sub>3</sub>	uhličitan vápenatý
CaCl <sub>2</sub>	chlorid vápenatý
CaF <sub>2</sub>	fluorid vápenatý
CaO	oxid vápenatý
Ca(OH) <sub>2</sub>	hydroxid vápenatý
CaSO <sub>3</sub> ·1/2H <sub>2</sub> O	hemihydát siřičitanu vápenatého
CaSO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	dihydrát síranu vápenatého
Cl	chlor
CO	oxid uhelnatý
CO <sub>2</sub>	oxid uhličitý
F	fluor
H <sub>2</sub> O	voda
HCl	chlorovodík
HF	fluorovodík
MgO	oxid hořečnatý
Mg(OH) <sub>2</sub>	hydroxid hořečnatý
MgSO <sub>3</sub>	siřičitan hořečnatý
MgSO <sub>4</sub>	síran hořečnatý
N <sub>2</sub>	dusík
NH <sub>4</sub> OH	čpavková voda
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	síran amonný

NO <sub>x</sub>	oxidy dusíku
O <sub>2</sub>	kyslík
pH	vodíkový exponent
S	síra
SO <sub>2</sub>	oxid siřičitý
TZL	tuhé znečišťující látky

Symbol	Význam	Jednotka
$a_i$	Rozměr i-tého úseku kouřovodů	$m$
$C_{pop.vst}$	Koncentrace popelovin přicházejících z elektrostatického odlučovače do absorbéru	$mg/m_N^3$
$C_{SO_2.vst}$	Koncentrace SO <sub>2</sub> ve spalinách s referenčním obsahem kyslíku	$mg/m_N^3$
$C_{SO_2.výst}$	Požadovaná výstupní koncentrace SO <sub>2</sub> ve spalinách s referenčním obsahem kyslíku	$mg/m_N^3$
$C_{TZL.výst}$	Koncentrace TZL na výstupu z odsíření	$mg/m_N^3$
$d_{abs}$	Průměr absorbéru	$m$
$d_{ei}$	Ekvivalentní průměr i-tého úseku kouřovodů	$m$
$d_F$	Průměr hadice tkaninového filtru	$mm$
$h_{abs}$	Výška absorbéru	$m$
$i''$	Entalpie syté vodní páry na výstupu z absorbéru	$kJ/kg$
$i_i$	Měrná entalpie i-té složky spalin	$kJ/m_N^3$
$i_v$	Entalpie vody na vstupu do odsíření	$kJ/kg$
$i_{vst}$	Entalpie spalin na vstupu do absorbéru	$kJ/m_N^3$
$i_{výst}$	Entalpie spalin na výstupu z absorbéru	$kJ/m_N^3$
$L_F$	Délka hadice tkaninového filtru	$mm$
$m_{balast}$	Množství balastních příměsí v sorbentu	$kg/s$
$m_{Ca}$	Množství vápníku dodávaného do procesu odsířování	$kg/s$

$m_{Ca(OH)_2}$	Množství nezreagovaného vápenného hydrátu v produktu	<i>kg/s</i>
$m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}$	Množství vzniklého CaSO <sub>3</sub> ·1/2H <sub>2</sub> O	<i>kg/s</i>
$m_{pop.vst}$	Množství popelovin přicházejících z elektrostatického odlučovače do absorbéru	<i>kg/s</i>
$m_{prod}$	Celkové množství zachyceného produktu odsíření	<i>kg/s</i>
$m_{prod^*}$	Množství produktu odsíření s dovolenou 4 % vlhkostí produktu	<i>kg/s</i>
$m_{prod.such}$	Množství suchého produktu odsíření	<i>kg/s</i>
$m_S$	Množství síry účastnící se reakce	<i>kg/s</i>
$m_{SO_2}$	Množství SO <sub>2</sub> účastnící se reakce	<i>kg/s</i>
$m_{sorb}$	Množství sorbentu dodávaného do procesu odsiřování	<i>kg/s</i>
$m_{SO_2.vst}$	Množství SO <sub>2</sub> vstupující do navrhovaného odsíření	<i>kg/s</i>
$m_{SO_2.výst}$	Množství SO <sub>2</sub> vystupující z navrhovaného odsíření	<i>kg/s</i>
$m_{S.vst}$	Množství síry vstupující do navrhovaného odsíření	<i>kg/s</i>
$m_{S.výst}$	Množství síry vystupující z navrhovaného odsíření	<i>kg/s</i>
$m_{sp}$	Hmotnostní tok spalin	<i>kg/s</i>
$m_{vody}$	Množství dodané procesní vody	<i>kg/s</i>
$m_{H_2O.pr}$	Množství procesní vody dodané do absorbéru vztažené na 1 m <sub>N</sub> <sup>3</sup> spalin	<i>kg/m<sub>N</sub><sup>3</sup></i>
$m_{H_2O.vst}$	Množství vody ve spalinách vztažené na 1 m <sub>N</sub> <sup>3</sup> spalin na vstupu do absorbéru	<i>kg/m<sub>N</sub><sup>3</sup></i>
$m_{H_2O.výst}$	Celkové množství vody na výstupu z absorbéru vztažené na 1 m <sub>N</sub> <sup>3</sup> spalin	<i>kg/m<sub>N</sub><sup>3</sup></i>
$m_{TZL.výst}$	Množství TZL uvolněných do ovzduší	<i>kg/s</i>
$M_i$	Molární hmotnost i-té složky	<i>kg/kmol</i>
$n_h$	Počet hadic tkaninového filtru	–
$n_{h^*}$	Teoretický počet hadic tkaninového filtru	–
$n_{h^*/komora}$	Teoretický počet hadic v jedné komoře tkaninového filtru	–
$\Delta p_a$	Tlaková ztráta absorbéru suché kondicionované sorpce	<i>Pa</i>

$\Delta p_{celk}$	Celková tlaková ztráta odsíření	Pa
$\Delta p_f$	Tlaková ztráta tkaninového filtru	Pa
$\Delta p_k$	Tlakové ztráty kouřovodů	Pa
$\Delta p_{ki}$	Celková tlaková ztráta v i-tém úseku kouřovodů	Pa
$\Delta p_{mi}$	Místní tlaková ztráta v i-tém úseku kouřovodů	Pa
$\Delta p_{ti}$	Tlaková ztráta třením v i-tém úseku kouřovodů	Pa
$P_{př}$	Příkon spalínového ventilátoru	MW
$Q_{H_2O}$	Množství vody potřebné k ochlazení 1 kg spalin	kg/kg <sub>sp</sub>
$Q_{kg.sp}$	Teplo odebrané spalinám vztaženo na kg spalin	kJ/kg
$Q_{m_N^3.sp}$	Teplo odebrané spalinám vztaženo na m <sub>N</sub> <sup>3</sup> spalin	kJ/m <sub>N</sub> <sup>3</sup>
$Re_i$	Reynoldsovo číslo i-tého úseku kouřovodů	–
$S_{abs}$	Průřez absorbéru	m <sup>2</sup>
$S_F$	Povrh hadice tkaninového filtru	m <sup>2</sup>
$S_i$	Průřez i-tého úseku kouřovodů	m <sup>2</sup>
$S_{odpr}$	Povrch potřebný k odprášení spalin	m <sup>2</sup>
$t_{abs}$	Reálná doba zadržetí spalin v absorbéru	s
$t_{abs}^*$	Navrhovaná doba zadržetí spalin v absorbéru	s
$t_{vst}$	Teplota spalin na vstupu do odsíření	°C
$t_{výst}$	Teplota spalin na výstupu z odsíření	°C
$v_F$	Reálná filtrační rychlost tkaninového filtru	m/min
$v_{F^*}$	Navrhovaná filtrační rychlost tkaninového filtru	m/min
$v_i^*$	Požadovaná rychlost spalin v i-tém úseku kouřovodů	m/s
$v_i$	Reálná rychlost spalin v i-tém úseku kouřovodů	m/s
$V_{abs}$	Objem absorbéru	m <sup>3</sup>
$V_{akt.vst}$	Reálný tok spalin na vstupu do odsíření při 135 °C	m <sup>3</sup> /s
$V_{akt.výst}$	Reálný tok spalin na výstupu z odsíření při 76 °C	m <sup>3</sup> /s
$V_{H_2O.výst}$	Objem syté vodní páry na výstupu z absorbéru vztažené na 1 m <sub>N</sub> <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /m <sub>N</sub> <sup>3</sup>

	spalin	
$V_{ref.suché}$	Tok suchých spalin s referenčním obsahu kyslíku	$m_N^3/s$
$V_{sp}$	Tok spalin při maximálním výkonu kotle	$m_N^3/s$
$V_{suché}$	Tok suchých spalin	$m_N^3/s$
$w_{balast}$	Podíl balastních příměsí v produktu odsíření	%
$w_{Ca(OH)_2}$	Podíl nezreagovaného vápenného hydrátu v produktu odsíření	%
$w_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}$	Podíl vzniklého CaSO <sub>3</sub> ·1/2H <sub>2</sub> O v produktu odsíření	%
$w_{pop.vst}$	Podíl popelovin v produktu odsíření	%
$\zeta_m$	Součinitel místních tlakových ztrát	—
$\eta$	Požadovaná účinnost nového odsíření	—
$\eta_v$	Účinnost spalinového ventilátoru	—
$\lambda_i$	Třecí součinitel i-tého úseku kouřovodů	—
$\rho_i$	Hustota i-té složky spalin	$kg/m_N^3$
$\rho_{sp}$	Hustota spalin	$kg/m_N^3$
$\nu$	Kinematická viskozita spalin	$m^2/s$
$\omega_i$	Objemová koncentrace i-té složky spalin	—

## Seznam příloh

### **Příloha 1. Technologické a konstrukční výkresy sestavy odsiřovacího zařízení**

- 0-TE-S 00 - Schéma odsiřovacího zařízení
- 0-TE-S 01 - Dispoziční řešení odsiřovacího zařízení
- 0-TE-S 02 - Přední pohled odsiřovacího zařízení
- 0-TE-S 03 - Boční pohled odsiřovacího zařízení