

VŠB – Technická univerzita Ostrava
Fakulta strojní
Katedra energetiky

Návrh odsiřovacího zařízení pro kotle K1 až K4
v Teplárně Přívoz.

Draft Desulfurization Equipment for Boilers K1 to K4
in the Teplárna Přívoz.

Student:

Bc. Pavel Dvořák

Vedoucí bakalářské práce:

doc. Ing. Bohumír Čech, CSc.

Ostrava 2015

VŠB - Technická univerzita Ostrava
Fakulta strojní
Katedra energetiky

Zadání diplomové práce

Student: **Bc. Pavel Dvořák**

Studijní program: N2301 Strojní inženýrství

Studijní obor: 2302T006 Energetické stroje a zařízení

Téma: **Návrh odsířovacího zařízení pro kotle K1 až K4 v Teplárně Přívoz
Draft Desulfurization Equipment for Boilers K1 to K4 in the Teplárna
Přívoz**

Zásady pro vypracování:

Vypracujte návrh odsířovacího zařízení pro kotle K1 až K4 o jmenovitém výkonu 4 x 75 t/h páry v Teplárně Přívoz.

Diplomová práce bude obsahovat: Popis stávajících možných metod odsíření teplárenského zdroje s proměnným vytěžováním; Základní bilanční výpočty množství spalin a spotřeby provozních hmot; Návrh odsíření pro provoz teplárny; Návrh a dimenzování hlavních technologických uzlů odsíření. Grafická část práce bude obsahovat: Schéma odsířovacího zařízení; Výkresová dokumentace reaktoru s navazujícími technologickými celky.

Seznam doporučené odborné literatury:


- [1] Černý, V. a kol. Parní kotle a spalovací zařízení, SNTL Praha 1975.
- [2] Kolat, P. Přenos tepla a hmoty, skripta VŠB Ostrava 1987.
- [3] ON 074017 Tepelný výpočet parních kotlů.
- [4] Dlouhý, T. Výpočty kotlů a spalinových výměníků, skripta ČVUT Praha 2005
- [5] Podklady a materiály katedry energetiky pro návrh odsíření.

Formální náležitosti a rozsah diplomové práce stanoví pokyny pro vypracování zveřejněné na webových stránkách fakulty.

Vedoucí diplomové práce: **doc. Dr. Ing. Bohumír Čech**

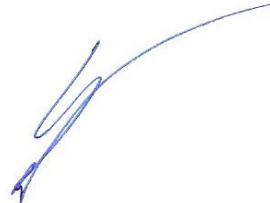
Datum zadání: 13.12.2014

Datum odevzdání: 18.05.2015



prof. Ing. Dagmar Juchelková, Ph.D.
vedoucí katedry





doc. Ing. Ivo Hlavatý, Ph.D.
děkan fakulty

Místopřísežné prohlášení studenta

Prohlašuji, že jsem celou diplomovou práci včetně příloh vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

V Ostravě: 12.5.2015

Dvořák Pavel

podpis studenta

Prohlašuji, že

- jsem byl seznámen s tím, že na moji diplomovou práci se plně vztahuje zákon č. 121/2000 Sb., autorský zákon, zejména §35 – užití díla v rámci občanských a náboženských obřadů, v rámci školních představení a užití díla školního a § 60 – školní dílo.
- beru na vědomí, že Vysoká škola báňská – Technická univerzita Ostrava (dále jen „VŠB – TUO“) má právo nevýdělečně ke své vnitřní potřebě diplomovou práci užít (§35 odst. 3).
- souhlasím s tím, že diplomová práce bude v elektronické podobě uložena v Ústřední knihovně VŠB – TUO k nahlédnutí a jeden výtisk bude uložen u vedoucího diplomové práce. Souhlasím s tím, že údaje o kvalifikační práci budou zveřejněny v informačním systému VŠB – TUO.
- bylo sjednáno, že s VŠB -TUO, v případě zájmu z její strany, uzavřu licenční smlouvu s oprávněním užít dílo v rozsahu §12 odst. 4 autorského zákona.
- bylo sjednáno, že užít své dílo – diplomovou práci nebo poskytnout licenci k jejímu využití mohu jen se souhlasem VŠB-TUO, která je oprávněna v takovém případě ode mne požadovat přiměřený příspěvek na úhradu nákladů, které byly VŠB-TUO na vytvoření díla vynaloženy (až do jejich skutečné výše).
- beru na vědomí, že odevzdáním své práce souhlasím se zveřejněním své práce podle zákona č.111/1998 Sb., o vysokých školách a o změně a doplnění dalších zákonů (zákony o vysokých školách), ve znění pozdějších předpisů, bez ohledu na výsledky její obhajoby.

V Ostravě: 12.5.2015

Dvořák Pavel

podpis

Jméno a příjmení autora práce:

Bc. Pavel Dvořák

Adresa trvalého pobytu autora:

Balbínova 557, 725 29 Ostrava

Poděkování

Rád bych poděkoval vedoucímu diplomové práce doc. Dr. Ing. Bohumírovi Čechovi, CSc., za odborné vedení mé práce.

ANOTACE DIPLOMOVÉ PRÁCE

DVOŘÁK, P. *Návrh odsiřovacího zařízení pro kotle K1 až K4 v teplárně Přívoz: diplomová práce.* Ostrava: VŠB – Technická univerzita Ostrava, Fakulta strojní, Katedra energetiky, 2015, 82 s. Vedoucí práce: doc. Dr. Ing. Bohumír Čech.

Diplomová práce řeší případ aplikace odsiřovacího zařízení na kotlích K1 až K4 v Teplárně Přívoz. Palivem je v těchto kotlích směs černého uhelného prachu a koksárenského plynu. Odsiřovací jednotka je navrhována pro případné spalování pouze černého uhelného prachu. V současné době platí pro Teplárnu Přívoz emisní výjimka. V budoucnu lze ale očekávat, že pro dodržení emisních limitů bude vybudování odsiřovacího zařízení nutností. V první části diplomové práce je uveden stručný popis základních odsiřovacích metod. V druhé části je řešena polosuchá metoda odsíření ve fluidním reaktoru. Je stanoveno stechiometrické množství spalin a vypočtena účinnost kotle. Pro dané parametry je pak proveden výpočet odsíření, návrh základních částí odsiřovací jednotky a návrh dispozičního uspořádání.

ANOTATION OF DIPLOMA WORK

DVOŘÁK, P. *Draft Desulfurization Equipment for Boilers K1 to K4 in the Teplárna Přívoz: Master thesis.* Ostrava: VŠB – Technical University of Ostrava, Faculty of Mechanical Engineering, Department of Power Engineering, 2015, 82 p. Thesis head: doc. Dr. Ing. Bohumír Čech.

The aim of this thesis is solving the case of application the desulphurisation equipment for boilers K1 to K4 in heating plant Přívoz. As a fuel there is used combination of black coal dust and cokeoven gas. Desulphurisation unit is designed just for burning black coal dust. Currently heating plant has an emission exception, but in the future we can expect that it will be necessary to build a desulphuration unit. In the first part of the thesis is a basic description of the desulfurization methods. The second part deals with semi-dry desulphurisation method in a fluidized bed reactor. It is determined stoichiometric amount of flue gas and boiler efficiency. For the given parameters is executed calculation of desulphurization, the design of basic parts of the device and a layout proposal.

Obsah

1. Úvod	12
2. Legislativa o ochraně ovzduší	13
2.1. Předpisy ČR	13
2.2. Předpisy EU	13
2.3. Emisní limity SO ₂	13
3. Metody snižování emisí SO ₂	14
3.1. Odsiřování uhlí	14
3.1.1. Mechanická separace pyritické síry	14
3.1.2. Chemická separace síry z uhlí	14
3.1.3. Biologické odstraňování síry z uhlí	15
3.2. Odsiřování spalin	15
3.2.1. Mokrý vápencová metoda	16
3.3. Suchý aditivní způsob odsiřování spalin vápencem	18
3.3.1. Polosuchá metoda odsiřování spalin	20
4. Seznámení s teplárnou Přívoz	23
4.1. Umístění odsiřovacích jednotek	23
5. Určení množství a složení spalin	25
5.1. Parametry paliva	25
5.1.1. Přepočítání prvkového složení hořlaviny na surový stav	26
5.2. Výpočet účinnosti	26
5.2.1. Ztráta mechanickým nedopalem	28
5.2.2. Ztráta chemickým nedopalem	29
5.2.3. Ztráta sáláním a vedením tepla do okolí	29
5.2.4. Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků	30
5.2.5. Ztráta citelným teplem spalin (komínová)	31
5.2.6. Účinnost kotle	32
5.3. Výpočet spotřeby paliva	32
5.4. Výpočet spalovacího procesu	33
6. Bilanční výpočty odsiřovacího procesu	39
6.1. Bilance síry	39
6.2. Spotřeba sorbentu	40
6.3. Bilance produktu odsíření	41
6.4. Bilance TZL do atmosféry	45
6.5. Doplnění vlhkosti do spalin v procesu odsíření	45
6.6. Roční vyhodnocení	47
6.6.1. Odsiřovací sorbent	47
6.6.2. Procesní voda	47
6.6.3. Produkt odsíření	48
6.6.4. Emise TZL do atmosféry	48

6.6.5. Emise SO ₂ do atmosféry.....	48
7. Návrh látkového filtru	49
8. Tvar reaktoru	51
8.1. Výpočet pádové rychlosti recirkulovaného produktu odsíření	51
8.2. Výpočet pádové rychlosti kapiček vstříkované vody	53
9. Návrh pomocného ventilátoru spalin	55
9.1. Výpočet tlakových ztrát kouřovodů.....	56
9.2. Výpočet Δp_{K1} – tlaková ztráta při průtoku spalin přes potrubí spalin mezi ventilátorem spalin a reaktorem.....	57
9.3. Výpočet Δp_{K2} – tlaková ztráta při průtoku spalin přes potrubí spalin mezi tkaninovým filtrem a ventilátorem spalin.....	59
9.4. Výpočet Δp_{K3} – tlaková ztráta při průtoku spalin přes potrubí spalin mezi ventilátorem spalin a komínem.....	61
9.5. Celková ztráta	64
10. Popis jednotlivých částí zařízení.....	65
10.1. Reaktor.....	66
10.2. Silo sorbentu	67
10.3. Látkový filtr	68
10.4. Silo produktu.....	69
10.5. Pomocný spalinový ventilátor	70
10.6. Recirkulační ventilátor.....	70
10.7. Technologie pro dávkování procesní vody.....	71
11. Závěr	72
Zdroje	73
Seznam obrázků	74
Seznam tabulek	75
Seznam příloh.....	76
Přílohy	77

Seznam použitých symbolů

A^r	obsah popeloviny	[%]
Ar	Archimedovo kritérium	[1]
C	obsah uhlíku	[%]
D	průměr	[m]
H	obsah vodíku	[%]
L	délka	[m]
M	molární hmotnost	[kg · kmol ⁻¹]
Mr	hmotnost za rok	[t · rok ⁻¹]
N	obsah dusíku	[%]
O	obsah kyslíku	[%]
Q_i^r	výhřevnost paliva	[MJ · kg ⁻¹]
Q_k	výkon kotle	[MW]
Re	Reynoldsovo kritérium	[1]
S	plocha	[m ²]
V	objem	[m ³]
W_t^r	obsah vody	[%]
Z_c	ztráta mechanickým nedopalem	[1]
Z_{CO}	ztráta chemickým nedopalem	[1]
Z_f	ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků	[1]
Z_k	ztráta citelným teplem spalin (komínová ztráta)	[1]
Z_{sv}	ztráta sáláním a vedením tepla do okolí	[1]
e	emise	[kg · h ⁻¹]
g	gravitační zrychlení	[1]
i	entalpie	[1]
m	hmotnost	[kg]
n	přebytek vzduchu	[1]
p	tlak	[Pa]
t	teplota	[°C]
u_{Ca}	čistota sorbentu	[1]
u_F	pádová rychlost	[m · s ⁻¹]
v	vlhkost vzduchu	[1]
w	rychlost	[m · s ⁻¹]
x_{SO_2}	koncentrace oxidu siřičitého	[mg · Nm ⁻³]
x_{TZL}	koncentrace TZL	[mg · Nm ⁻³]
η	dynamická viskozita	[Pa · s]
η_k	účinnost	[1]
λ	součinitel tření	[1]
ν	kinematická viskozita	[m ² · s ⁻¹]
ρ	hustota	[kg · m ⁻³]
ς	místní ztráta	[1]
ω	objemová koncentrace	[1]

Seznam použitých indexů

<i>r</i>	surový stav
<i>daf</i>	hořlavina
<i>sp</i>	spaliny
<i>sk</i>	skutečný
<i>s</i>	suchý
<i>v</i>	vlhký
<i>pal</i>	palivo
<i>vz</i>	vzduch
<i>ef</i>	efektivní stav
<i>max</i>	maximum
<i>min</i>	minimum

Seznam použitých zkratk

EO	elektro odlučovač
TZL	tuhé znečišťující látky

1. Úvod

Produkce elektrické a tepelné energie je v České Republice zajištěna především v elektrárnách a teplárnách spalujících černé a hnědé uhlí. Při hoření těchto fosilních paliv vzniká mnoho škodlivých látek. Mezi tyto škodliviny patří zejména oxidy síry, které vznikají hořením síry obsažené v palivu. Množství takto vzniklých oxidů síry je závislé pouze na tzv. sirnatosti paliva, řízením spalovacího procesu nelze jejich množství ovlivnit.

Nejnižší koncentrace oxidu siřičitého a suspendovaných částic, při nichž lze pozorovat účinky na zdraví člověka je pro krátkodobou expozici (24 hodin) $0,25 \text{ mg/m}^3$. Již při těchto koncentracích dochází k nárůstu akutních respiračních chorob. Při dlouhodobé expozici oxidu siřičitému v koncentracích od $0,1 \text{ mg/m}^3$ dochází ke zvýšenému výskytu chorob dýchacího ústrojí. Značně toxický je tento oxid i pro rostliny, neboť reaguje s chlorofylem a narušuje tak fotosyntézu. V atmosféře může oxid sírový reagovat s vodní parou a vzniká nám pak slabá kyselina sírová, která při zvýšených koncentracích způsobuje kyselý dešť.

Oxidy síry mohou také negativně působit na samotná zařízení elektrárny, především na spalinový trakt. V místech, kde teplota povrchu kouřovodů podkročí rosný bod spalin, dochází ke kondenzaci vodní páry obsažené ve spalinách. Následně pak zde vzniká kyselina sírová a způsobuje nadměrnou korozi.

Z těchto environmentálních a technických důvodů je nutné snižovat emise oxidů síry na minimum. Způsobů jak toho dosáhnout je v dnešní době mnoho. Při výběru správné varianty je nutno přihlížet k několika faktorům, jako jsou např. pořizovací náklady, účinnost odsíření, prostorové požadavky, životnost stávajícího zařízení, atd.

Tato diplomová práce je zaměřena na aplikaci odsířovacího zařízení na kotlích K1 až K4 Teplárny Přívoz v Ostravě. V těchto kotlích je spalován uhelný prach. V současné době platí pro Teplárnu Přívoz emisní výjimka, a proto může být provozována i bez odsířovacího zařízení. Do budoucna lze ale očekávat, že pro splnění emisních limitů, bude výstavba odsíření nutná.

2. Legislativa o ochraně ovzduší

2.1. Předpisy ČR

Hlavním právním předpisem v oblasti ochrany ovzduší je zákon č. 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší a zákon č. 73/2012 Sb., o látkách, které poškozují ozonovou vrstvu, a o fluorovaných skleníkových plynech. Oba zákony předpokládají doplnění prováděcími předpisy ve formě nařízení vlády nebo vyhlášek Ministerstva životního prostředí.

Zákon č. 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší, stanovuje práva a povinnosti provozovatelů zdrojů znečišťování ovzduší, nástroje ke snižování množství látek znečišťujících ovzduší, působnost správních orgánů a opatření k nápravě a sankce. Zákon č. 201/2012 Sb. byl novelizován zákonem č. 64/2014 Sb. (s účinností od 1. 5. 2014) a zákonem č. 87/2014 Sb. (s účinností od 1. 6. 2014).

Zákon č. 73/2012 Sb., upravuje práva a povinnosti osob a působnost správních úřadů při ochraně ozonové vrstvy Země a klimatického systému Země před nepříznivými účinky regulovaných látek a fluorovaných skleníkových plynů. Prováděcím právním předpisem k zákonu č. 73/2012 Sb. je vyhláška č. 257/2012 Sb., o předcházení emisím látek, které poškozují ozonovou vrstvu, a fluorovaných skleníkových plynů.

2.2. Předpisy EU

Mnoho povinností v oblasti ochrany ovzduší má svůj základ v předpisech Evropské unie. Jedním z nejdůležitějších je rámcová směrnice 2008/50/ES o kvalitě vnějšího ovzduší a čistším ovzduší pro Evropu. Dalším důležitým předpisem je směrnice 2010/75/EU o průmyslových emisích.

Z hlediska ochrany ozonové vrstvy Země jsou zásadními nařízení Evropského parlamentu a Rady (ES) č. 1005/2009 ze dne 16. září 2010 o látkách, které poškozují ozonovou vrstvu, v platném znění, a nařízení Evropského parlamentu a Rady (ES) č. 842/2006 ze dne 17. května 2006 o fluorovaných skleníkových plynech.

2.3. Emisní limity SO₂

Zkoumání emisí SO₂ započalo již v 60. let minulého století v USA a Japonsku. V těchto zemích také došlo k prvním výstavbám odsiřovacích zařízení, která později expandovala do celého světa. Jelikož je v České Republice spalováno především hnědé uhlí s vysokým obsahem síry, jsou odsiřovací jednotky nutností. Bez jejich použití by se do atmosféry uvolňovalo nepřijatelné množství síry. Mimo jiné emisní limity se postupně snižují, a proto je třeba začít odsiřovat spaliny i u zdrojů, u kterých to dříve nebylo zapotřebí.

Emisní limity pro různé zdroje v závislosti na tepelném příkonu, druhu paliva a topeniště jsou stanoveny ve vyhlášce č. 415/2012 Sb., o přípustné úrovni znečišťování a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší. Nejdůležitějším bodem je zpřísnění emisních limitů pro SO₂ od 1. ledna 2016, kdy z

nynějších povolených 400 mg/Nm³ dochází ke zpřísnění na 200 mg/Nm³. V současné době má Teplárna Přívoz emisní výjimku a může být provozována i bez odsiřovacího zařízení. Dá se ale očekávat, že v budoucnosti i zde bude výstavba odsíření nutná.

3. Metody snižování emisí SO₂

Velké energetické zdroje, elektrárny a teplárny, mohou využívat při snižování emisí oxidu siřičitého dva základní způsoby.

- Snižování obsahu síry v palivu
- Snižování obsahu síry ve spalínách

3.1. Odsiřování uhlí

Účinnost odsiřování je v tomto případě závislá na obsahu jednotlivých forem síry. Síra se v uhlí může vyskytovat jako pyritická, organická, sulfátová, sulfidová a elementární. Každá z těchto forem vyžaduje odlišnou technologii odsíření. Rozhodující je, zda jde možné danou technologií dosáhnout legislativně stanovených emisních limitů pro oxidy síry.

3.1.1. Mechanická separace pyritické síry

Nejjednodušší postup separace pyritické síry je oddělit pyrit od uhlí, pokud je vrostlý ve formě velkých zrn. Při mletí je pyrit odolnější než uhlí a ponechává si původní velikost zrn. Rozdílné měrné hmotnosti následně umožňují mechanickou separaci, např. proudem kapaliny. Částice uhlí jsou lehčí, a proto jsou odnášeny s proudem. Zrna pyritu se usazují. Většina českých uhlí ale tuto strukturu nemá.

3.1.2. Chemická separace síry z uhlí

K separaci síry je také možné využít příslušné chemické reakce. Všeobecně se tyto procesy vyznačují vyšší technologickou a ekonomickou náročností. Mezi nejznámější způsoby patří:

- Odstranění pyritu vyluhováním (způsob Myersův) - Za zvýšeného tlaku a teploty (90 až 130 °C) se uhlí vyluhuje roztokem Fe₂(SO₄)₃. Vzniká síran železnatý, ten se regeneruje oxidací vzdušným kyslíkem. Odstraní se pyritická síra, organicky vázaná síra se nemění.
- Způsob Gravimelt – Metoda je založena na extrakci popelovin z rozemleté uhelné hmoty roztaveným NaOH při teplotě 320 až 415°C. Po promytí se získá uhelná hmota s obsahem popelovin cca 1%. Vyvinuto v USA koncem 80 let pro odsíření černého uhlí. Průmyslově se nerealizuje.

3.1.3. Biologické odstraňování síry z uhlí

Desulfurační působení bakterií odbourává FeS_2 na kyselinu sírovou. Proces je pomalý a závislý na teplotě, při $16\text{ }^\circ\text{C}$ se prakticky zastaví. Ve střední Evropě zřejmě nemá perspektivu.

Všechny výše uvedené procesy mají poměrně nízkou účinnost odsíření a nejsou ekonomicky schopné konkurovat moderním metodám odsíření spalin.

3.2. Odsiřování spalin

Odsiřování spalin je v dnešní době v energetice nejčastěji užívanou metodou snižování emisí SO_2 . Patří zde celá řada metod, založených na nejrůznějších chemických či fyzikálně-chemických principech.

Základním principem těchto metod je aplikace absorpčních látek do proudu spalin. Tyto látky reagují s oxidy síry a poté jsou ze spalin odloučeny. Metody lze systematicky rozdělit do několika skupin podle odlišných kritérií. Jedno ze základních kritérií je způsob zpracování činidla odstraňující SO_2 . Metody tedy můžeme dělit na:

- průtočné (necyklické)
- regenerativní (cyklické)

Průtočné procesy se vyznačují tím, že činidlo použité pro zachycení oxidu siřičitého jej na sebe váže a spolu s ním pak vystupuje z procesu ve formě produktu. Regenerační procesy použité činidlo regenerují a znovu využívají v procesu odsíření.

Jiný způsob dělení je na procesy:

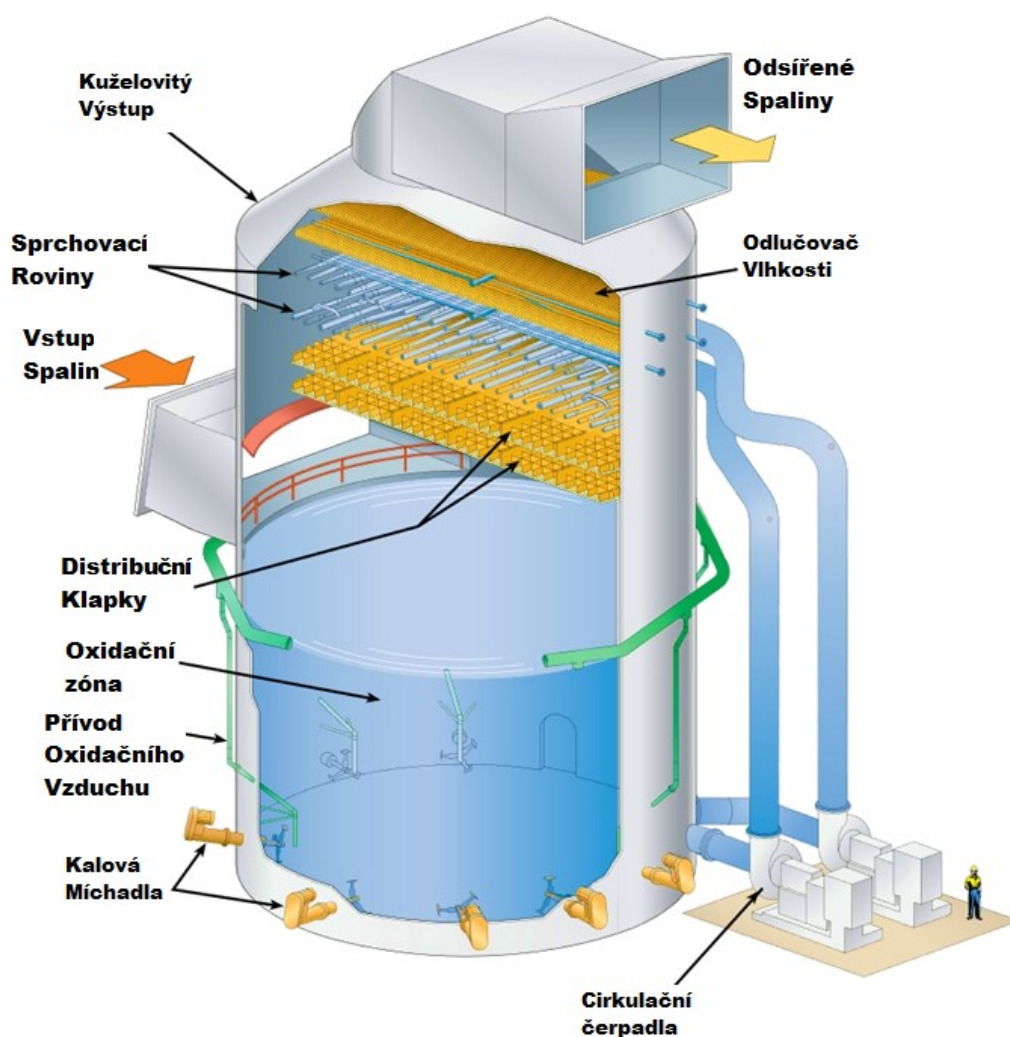
- mokré
- polosuché
- suché

Mokré procesy jsou typické zachycováním oxidu siřičitého ve vodných roztocích alkalicky reagujících látek, nejčastěji ve vápencové suspenzi. Přejedem od mokrých procesů k suchým jsou procesy polosuché, kde dochází k rozprašování vápenné suspenze do proudu horkých spalin. Kapalina se ze suspenze citelným teplem spalin odpaří a výsledný produkt reakce se zachytí v tuhém stavu. U Suchých procesů je sorbent při reakci s oxidem siřičitým v tuhém stavu. Možností jak a kde aplikovat tento sorbent je více. Do kotle může být dopravován samostatně, spolu s palivem, nebo může být aplikován až do spalinového potrubí.

3.2.1. Mokrý vápencová metoda

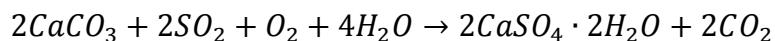
V české republice patří u velkých energetických zdrojů k nejrozšířenější metodě odsířování spalín. Funkčním principem je zachycení kyselých složek spalín složkou zásaditou, v případě této metody v suspenzi uhličitanu vápenatého – vápence (CaCO_3). Produktem této reakce pak jsou siřičitany (CaSO_3) a hydrogensiřičitany vápenaté ($\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$). Následnou oxidací vzniká stabilní dihydrát síranu vápenatého – sádrovec ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$).

Reakce probíhá optimálně při teplotách od 55°C do 60°C , což znamená, že spaliny musí být před vstupem do absorberu schlazeny. Nejčastěji se využívají regenerativní, či rekuperativní výměníky tepla. Odsířené spaliny jsou vedeny do komína přes ohřivací část výměníku tepla, kde se zvýší jejich teplota o cca 20°C – 30°C s ohledem na rosný bod. V mnoha aplikacích jsou vyčištěné spaliny vedeny do chladicí věže, bez nutnosti ohřevu spalín za absorberem. Základní části absorberu mokrého odsířování můžeme vidět na obrázku č. 1.



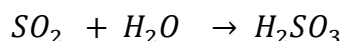
Obr. č. 1 – Popis základních částí absorberu mokré metody odsířování.

Sumární reakce odsiřovacího procesu:

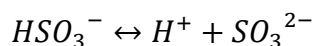
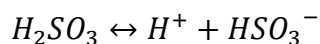


Absorbér se v současných provedeních skládá především z věže absorbéru, kde se spaliny dostávají do kontaktu s kapalnou fází, tzv. suspenzí, a kde primárně dochází k procesu odsíření. Suspenze je rozprašována v rovinách trysek, nebo stéká po speciálních výplních ve věži absorbéru.

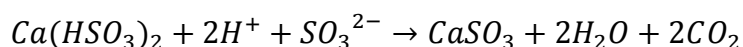
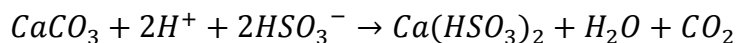
Podrobněji lze popsat mokrou vápencovou vypírku následujícími rovnicemi. Rozpuštění SO_2 ve vodě za tvorby kyseliny siřičité:



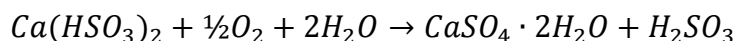
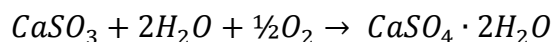
Disociace této kyseliny na ionty H^+ , HSO_3^- a SO_3^{2-} :



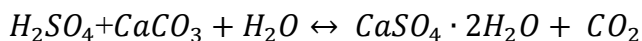
Následuje reakce těchto iontů s uhličitanem vápenatým za vzniku siřičitanu a hydrogensiřičitanu vápenatého:



Konečný produkt odsíření vzniká ve spodní části absorbéru, tzv. jímce absorbéru, kde dopadají rozprašované kapičky suspenze. V této nádrži dochází k oxidaci siřičitanu a hydrogensiřičitanu vápenatého na dihydrát síranu vápenatého:



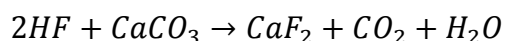
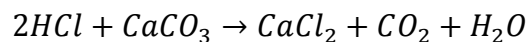
Vznikající kyselina sírová reaguje s přebytkem vápence také na dihydrát síranu vápenatého:



Z nádrže je suspenze neustále čerpána do rozprašovacích trysek, rovin v horní části věže absorbéru. Suspenze je v jímce absorbéru provzdušňována oxidačním vzduchem a promíchávána oběhovými čerpadly a míchadly. Do jímky je také přiváděna čerstvá vodní suspenze jemně rozemletého vápence.

Sádrovec, výsledný produkt odsiřovacího procesu, tvoří krystaly, které se z odčerpávané suspenze odlučují. Většina technologií je vybavená hydrocyklony, kde se směs zahustí v poměru cca 50 % vody a 50 % sádrovce. Zahuštěná směs se pak vede k odvodnění na pásový nebo bubnový filtr, kde se zbavuje procesní vody. Odvodněný sádrovec $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ by měl obsahovat maximálně cca 12% vlhkosti.

U tohoto způsobu odsiřování také dochází účinnému zachycování kyseliny chlorovodíkové a fluorovodíkové.

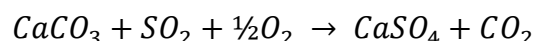


Stechiometrický poměr $CaCO_3 : SO_2$ se pohybuje mezi hodnotami $1,02 \div 1,07 : 1$. Účinnost odsiřování SO_2 dosahuje hodnot kolem 95%. Důležitým faktem je, že účinnost odsiřování SO_3 dosahuje pouze maximálně hodnoty 40%, jelikož SO_3 se v době výskytu v absorberu nachází v podobě aerosolu kyseliny sírové.

3.3. Suchý aditivní způsob odsiřování spalin vápencem

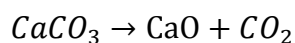
Na rozdíl od mokré vápencové metody lze spaliny odsiřovat i při vysokých teplotách, kde je mechanismem procesu heterogenní reakce mezi tuhou fází a plynem. Výsledný produkt reakcí je v pevné fázi a lze tedy ze spalin jednoduše odloučit např. v elektrostatickém odlučovači, nebo látkovém filtru. Tento způsob lze využívat pro odsiřování spalin z klasických práškových nebo z fluidních kotlů. Sorbentem může být vápenec, hydratované vápno, pálené vápno, dolomit a další.

Sumární rovnice celého procesu při použití uhličitanu vápenatého:

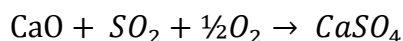


Celý proces lze rozdělit na dvě dílčí reakce, na tepelný rozklad uhličitanu vápenatého, tzv. kalcinaci a na sulfataci, což je reakce mezi vzniklým oxidem vápenatým a oxidem siřičitým.

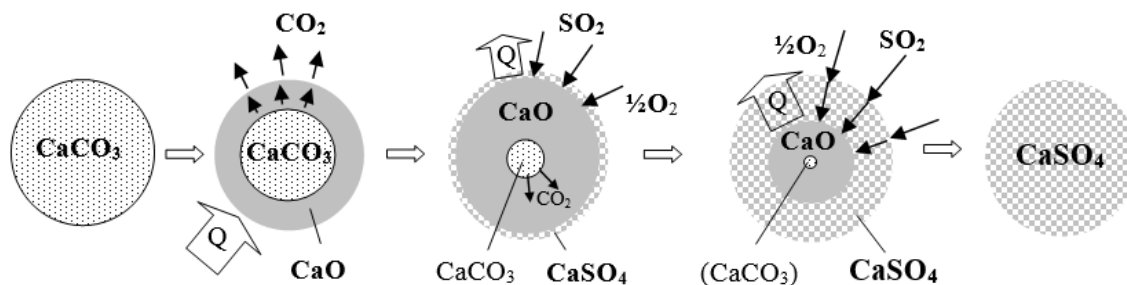
Kalcinace:



Sulfatace:



Jednotlivé reakční procesy můžeme vidět na obrázku č. 2. Během procesu sulfatace dochází nejprve ke vzniku povrchové vrstvy siřičitanu vápenatého. Ta v další fázi začíná tvořit bariéru pro následnou sulfataci jádra, oxid siřičitý tak musí postupně difundovat přes vrstvu produktu odsiřovací reakce.



Obr. č. 2 – Schématické znázornění reakčních procesů suché aditivní metody odsíření.

Pro správné je nutné dodržovat ideální reakční podmínky:

- teplota - $t < 900^{\circ}\text{C}$
- přebytek vzduchu - $n > 1$
- potřebná reakční doba

Při vyšší teplotách dochází k deaktivaci vzniklého kalcinátu jako důsledek změny porézní struktury a také dochází ke zpětnému rozkladu vzniklého síranu vápenatého na původní reaktanty.

Tuto metodu odsiřování je možné využívat u granulačních a fluidních kotlů. Jelikož se tyto kotle vyznačují odlišným způsobem spalování, bude se lišit i způsob jejich odsiřování.

Přímá suchá aditivní metoda odsiřování u granulačních kotlů

Jak již bylo výše zmíněno, základním principem aditivní metody odsiřování je absorpce sloučenin síry na částicích CaO. Způsobů jak lze dávkovat CaO je hned několik. Může být dávkován ve směsi s uhlím, pneumaticky do oblasti hořákového pásma nebo do oblasti nad hořákové pásmo.

Jedním ze základních parametrů tohoto procesu je teplota. Dle zkušeností je ideální teplotní rozsah $750^{\circ}\text{C} - 1200^{\circ}\text{C}$. Příliš vysoká teplota způsobuje spékání částic sorbentu a nežádoucí reakce oxidu vápenatého s minerály obsaženými v popílku.

Mezi další parametry ovlivňující účinnost odsíření patří:

- přebytek sorbentu
- granulometrie sorbentu
- doba setrvání částic sorbentu v spalovací komoře
- čistota sorbentu (množství balastu a podíl alkalických kovů)
- chemické složení popílku (především alkalických kovů)
- homogenita rozložení sorbentu v daném objemu spalin

Z důvodu omezené doby styku reagujících fází dochází k reakci pouze na povrchu částic sorbentu. K difúzi oxidu siřičitého do jádra částic téměř nedochází. Tyto skutečnosti mají za následek, že nedochází k vysokému stupni proreagování kalcinátu, maximálně 15%. Výhodou u této metody jsou především nízké investiční náklady. Mezi nevýhody patří pak nízká účinnost, která se u této metody pohybuje v rozmezí 20 až 40%. Dále je zvýšená pravděpodobnost zanášení teplosměnných ploch, nárůst TZL a změna chemického složení odloučeného úletového popílku.

Suchá aditivní metoda odsířování u fluidních kotlů

Pro aditivní odsíření fluidních kotlů spalující běžná fosilní paliva jsou používány vápenné a vápenatohořečnaté soli. Většinou se jedná o uhličitan vápenatý, případně uhličitan vápenatohořečnatý.

Sorbent je přiváděn do fluidní vrstvy, resp. spalovací komory. Doba styku reagujících fází je zde několika násobně delší než u kotlů granulačních a může dosahovat až desítky minut. Molekulám SO₂ je tedy poskytnut dostatečně dlouhý čas k difúzi do jader částic sorbentu. Proreagování kalcinátu je tedy mnohem vyšší než u předchozího způsobu odsířování.

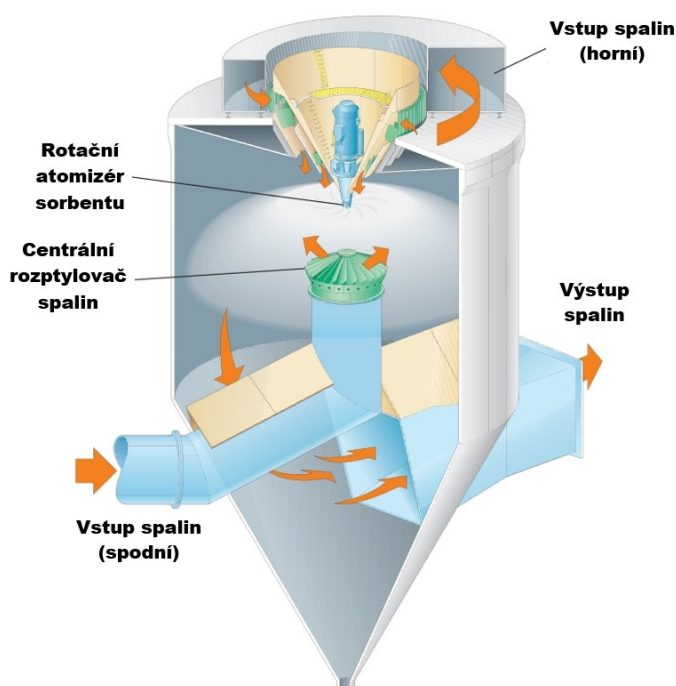
Pro dosažení 80 - 90% stupně odsíření, je u většiny fluidních kotlů potřeba přivádět vápenec s přebytkem dvojnásobným až trojnásobným k odpovídajícímu množství spalitelné síry. Běžně garantovaný molární poměr Ca:S pro uvedenou účinnost je 2,3÷2,7. Provozní skutečnost je ale zpravidla vyšší a to 2,5 ÷ 3.

3.3.1. Polosuchá metoda odsířování spalin

Tato metoda je něco mezi suchým a mokřím odsířováním. Látky zachycující oxidy síry vstupují do procesu v kapalně fázi a vystupují ve fázi pevné. Jako příklad zde uvádím dvě odlišné technologie.

Absorpce oxidu siřičitého v nástřiku vodní suspenze vápna

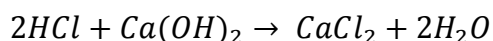
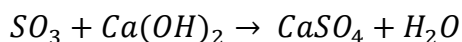
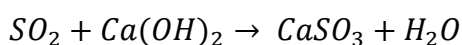
Metoda spočívá ve vstřikování vápenného mléka do proudu spalin o teplotě 140 – 250°C. Při reakci dochází k absorpci oxidu siřičitého suspenzí a dále pak k oxidaci na síran vápenatý. Během tohoto procesu zároveň dochází k odpaření veškeré vody, tudíž je možné výsledný produkt reakce odloučit na látkových nebo v elektrostatických filtrech. Spolu s produkty reakce odsíření je na filtrech zachycen nezreagovaný sorbet a popílek. Z důvodu lepšího proreagování CaO se část zachyceného sorbentu recirkuleje. Účinnost této metody může dosahovat až 92% při přebytku oproti stechiometrii 1:1,8. Minimální možné emise SO₂ dosahují 80 mg/Nm³. Popis základních částí rozprašovací sušárny můžeme vidět na obrázku č. 3

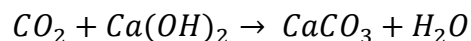
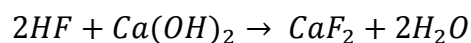


Obr. č. 3 – Popis základních částí rozprašovací sušárny polosuché metody odsíření.

Fluidní absorpce oxidu siřičitého vápnem

Tato technologie je založena na adsorpci SO₂ ve fluidním reaktoru, do kterého jsou přiváděny spaliny, vstřikována voda a sorbent. Jako sorbent se nejčastěji používá CaO, Ca(OH)₂ nebo CaCO₃. Optimální teplotu odsířovacího procesu zajišťujeme adiabatickým vstřikováním vody do reaktoru. Ve vzniklé fluidní vrstvě dochází k reakci mezi sorbentem a kyselými složkami spalin. Chemické reakce tohoto způsobu odsíření jsou následující:



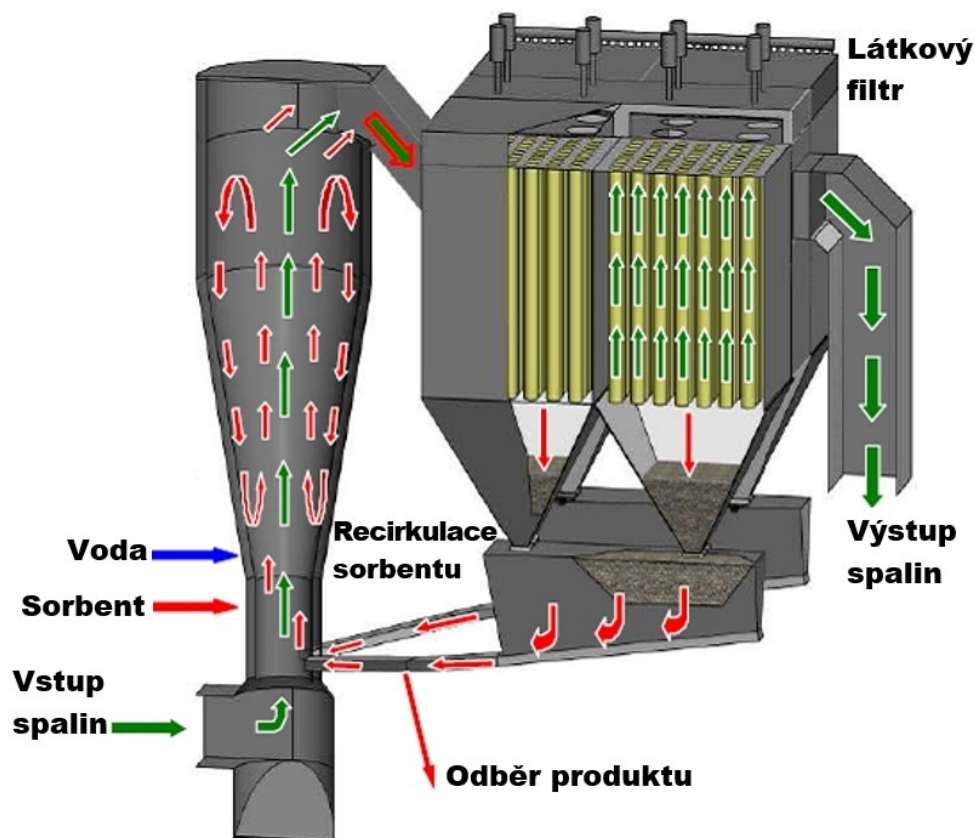


K odprášení odsířených spalin dochází v látkovém filtru, který je umístěn těsně za fluidní reaktor. Část takto odloučeného produktu je vracena zpět do reaktoru za účelem lepšího využití sorbentu. Zbytek záchytu se z procesu odvádí do sila produktu.

Mezi výhody této metody patří zejména vysoká účinnost odsíření SO_2 a to až 90 %. Vysoká je také účinnost odstranění HF , HCl a SO_3 . Stechiometrický poměr Ca/S je závislá na požadované účinnosti odsíření a může tedy nabývat hodnot v rozmezí 1:1,05 až 1:2.

Výhodou je absence vzniku odpadní vody a nízká spotřeba vody procesní. Dochází také ke snížení emisí prachu. Technologická část odsiřovací jednotky je kompaktní a pro toky spalin do $800\,000\text{ Nm}^3/\text{h}$ je investičně příznivější než metody mokrého odsiřování. Jelikož proces probíhá při teplotách nad rosným bodem, není potřeba speciálních konstrukčních materiálů či opětovného ohřevu spalin do komína. Tato technologie může být využita i ve spalovnách komunálního odpadu, kdy se do reaktoru dává navíc i aktivní uhlíkový materiál. Pak dochází k záchytu i PCDD, PCDF, Hg a těžkých kovů.

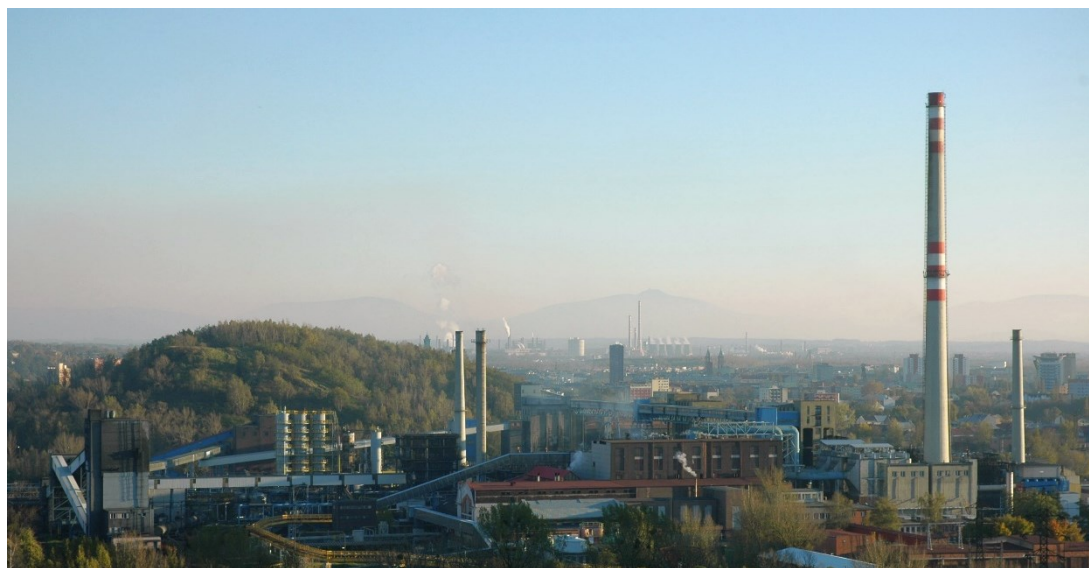
Nevýhodami této metody jsou vysoké nároky na stlačený vzduch a malá využitelnost výsledného produktu odsíření, ten je nutno ukládat na skládku.



Obr. č. 4 – Popis základních částí odsiřovací jednotky s fluidním reaktorem.

4. Seznámení s teplárnou Přívoz

Teplárna Přívoz je nepostradatelným zdrojem tepelné pohody pro 13 500 domácností, Koksovnu Svoboda, Městskou nemocnici Fifejdy, Novou Karolinu a Pivovar Ostrava. Teplárna disponuje čtyřmi kotly o jmenovitém výkonu 49,7 MWt. Jako palivo se v těchto kotlích využívá koksárenský plyn a černé uhlí. Koksárenský plyn je před samotným spalováním odsířen, a proto nezpůsobuje významnější emise síry do atmosféry. Zdrojem emisí síry je v tomto případě černé uhlí, které obsahuje hmotnostně řádově kolem 0,5 % síry.



Obr. č. 5 – Pohled na Teplárnu přívoz a Koksovnu Svoboda (foto: Petr Štefek)

V této práci bude navrhovaná odsiřovací jednotka dimenzována na provoz spalující pouze černé uhlí, bez přidávání koksárenského plynu. Emise síry budou tedy vyšší, než jaké jsou ve skutečnosti.

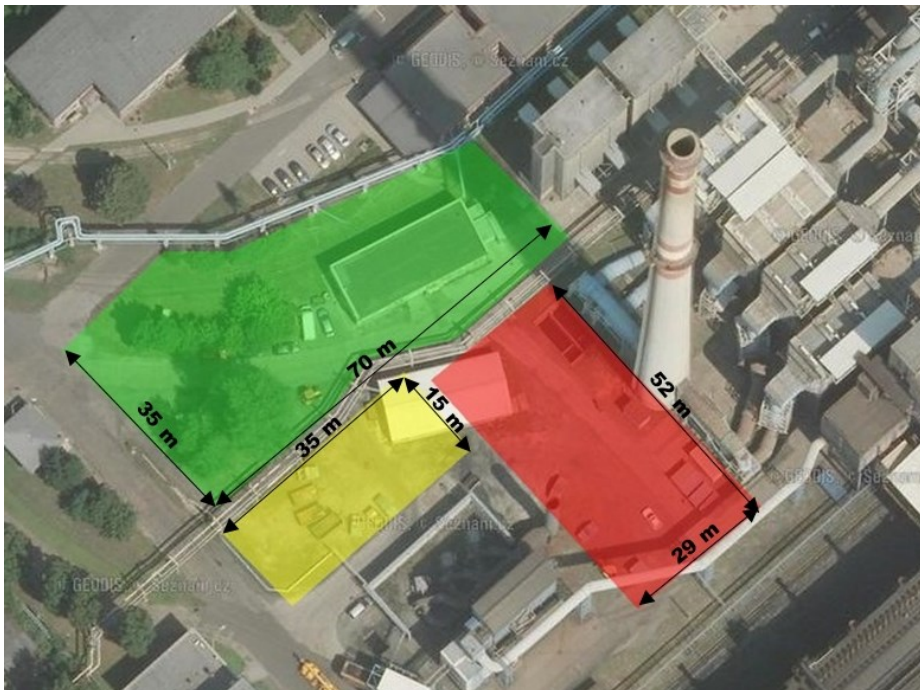
Vybraná jednotka zajišťující odsíření spalin kotlů K1 až K4 je založena na polosuchém vápencovém odsíření a využívá technologii pneumatického reaktoru s cirkulační fluidní loží. Výběr byl proveden na základě množství odstraňovaného oxidu siřičitého ze spalin a na základě technickoekonomického srovnání jednotlivých technologií odsířování.

Jelikož v letních měsících nastává situace, kdy není nutné provozovat všechny kotle, bude vhodné navrhnout dvě menší a nezávisle na sobě pracující jednotky. Jediná jednotka by v případě odstavení 3 kotlů nemusela správně pracovat. Jednotky budou totožné a každá bude schopna zpracovat spaliny dvou kotlů.

4.1. Umístění odsiřovacích jednotek

Výstavba odsíření se bude realizovat v již částečně zastavěném areálu. Z důvodu nedostatku prostoru bude zapotřebí některé stávající objekty zbourat a přesunout do jiné části pozemku teplárny. Obě odsiřovací jednotky budou umístěny v blízkosti komína, na parcele

o velikosti 29 x 52 m, která je na obrázku č. 6 označena červenou barvou. Na žlutě označené parcele bude vybudován sklad produktu a sorbentu. Zeleně označená plocha o rozměrech přibližně 35 x 70 m bude sloužit při výstavbě jako dočasné složiště materiálu a stavební techniky. Jelikož některé stavební parcely částečně zasahují mimo pozemek teplárny, bude nutné jejich dokoupení.



Obr. č. 6 – Znárodnění jednotlivých stavebních parcel.

Pro správný návrh odsiřovací jednotky je nutné:

- stanovit stechiometrické výpočty spalovacího procesu
- určit hodnotu emisí oxidu siřičitého
- určit spotřebu a produkci látek spojených s odsiřovacím procesem
- navrhnout tvar reaktoru
- navrhnout velikost látkového filtru
- určit tlakovou ztrátu kouřovodů a odsiřovací jednotky
- vybrat pomocný kouřový ventilátor

5. Určení množství a složení spalin

Prvotním výpočtem při návrhu odsiřovací jednotky je určení množství a složení odsiřovaných spalin.

Základní technické parametry kotlů K1 – K4:

Jmenovitý výkon:	49,7 MW (67 t/h)
Minimální výkon:	18,5 MW (25 t/h)
Jmenovitý tlak páry:	7,65 MPa
Konstrukční přetlak:	8,3 MPa
Teplota přehřátí páry - jmenovitá	485 ± 8°C
- maximální	500°C
Teplota napájecí vody	160°C

5.1. Parametry paliva

V této práci je uvažováno se spalováním pouze černého uhlí. Ve skutečnosti je v kotlích spolu s uhlím spalován navíc odsiřený koksárenský plyn.

Chemickými rozbory černého uhlí byla určena průměrná hodnota výhřevnosti, obsahu vody a popelovin, viz tabulka č. 1.

Veličina	Označení	Hodnota	Jednotka
Výhřevnost	Q_i^r	24,30	MJ · kg ⁻¹
Voda	W_t^r	8,20	% hmot.
Popelovina	A^r	17,53	% hmot.

Tabulka č. 1 – Základní parametry černého uhlí.

Také byl stanoven **prvkový rozbor hořlaviny paliva:**

C^{daf}	86,650 %
H^{daf}	5,099 %
N^{daf}	1,430 %
O^{daf}	6,261 %
S^{daf}	0,560 %

5.1.1. Přepočítání prvkového složení hořlaviny na surový stav

Výpočet jednotlivých složek paliva

$$C^r = C^{daf} \cdot (1 - W_t^r - A^r) \quad (5.1)$$

$$C^r = 0,86650 \cdot (1 - 0,0820 - 0,1753)$$

$$C^r = 0,64355$$

$$C^r = 64,355 \%$$

$$H^r = H^{daf} \cdot (1 - W_t^r - A^r) \quad (5.2)$$

$$H^r = 0,05099 \cdot (1 - 0,0820 - 0,1753)$$

$$H^r = 0,03787$$

$$H^r = 3,787 \%$$

$$N^r = N^{daf} \cdot (1 - W_t^r - A^r) \quad (5.3)$$

$$N^r = 0,01430 \cdot (1 - 0,0820 - 0,1753)$$

$$N^r = 0,01062$$

$$N^r = 1,062 \%$$

$$O^r = O^{daf} \cdot (1 - W_t^r - A^r) \quad (5.4)$$

$$O^r = 0,06261 \cdot (1 - 0,0820 - 0,1753)$$

$$O^r = 0,04650$$

$$O^r = 4,650 \%$$

$$S^r = S^{daf} \cdot (1 - W_t^r - A^r) \quad (5.5)$$

$$S^r = 0,00560 \cdot (1 - 0,0820 - 0,1753)$$

$$S^r = 0,00417$$

$$S^r = 0,417 \%$$

5.2. Výpočet účinnosti

Účinnost transformace energie je z technickoekonomického hlediska jedním z nevýznamnějších parametrů spalovacích zařízení a určuje míru využití energie paliva. Energie, která při transformaci není využita, představuje ztráty. Ztráty mohou být ve formě tepla nebo nespáleného paliva. Obecně účinnost definujeme jako poměr výkonu a příkonu. V našem případě bude příkonem energie, dodaná do spalovacího zařízení v podobě chemické energie paliva. Výkonem bude teplo dodané vstupující vodě, abychom získali výstupní páru o daných parametrech.

Zatímco výrobní teplo můžeme jednoznačně určit, příkon při spalování uhlí definovat neumíme. Proto jsem pro výpočet účinnosti kotle zvolil metodu nepřímou (metodu ztrátovou). Metoda spočívá ve stanovení dílčích ztrát kotle Z_i , a následné odečtení ztrát od maximální teoretické účinnosti spalovacího zařízení, která je 100 [%].

$$\eta_k = 1 - \sum Z_i \quad (5.6)$$

Při spalování tuhých paliv uvažujeme s 5 základními ztrátami:

- Ztráta mechanickým nedopalem Z_c
- Ztráta chemickým nedopalem Z_{CO}
- Ztráta sáláním a vedením tepla do okolí Z_{sv}
- Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků Z_f
- Ztráta citelným teplem spalin (komínová ztráta) Z_k

K výpočtu účinnosti je zapotřebí i dalších údajů, viz tabulka č. 2.

Spaliny			
	Označení	Hodnota	Jednotka
Teplota za kotlem		145,0	°C
Množství O₂		6,5	%
Tuhé zbytky			
	Označení	Hodnota	Jednotka
Nedopal popel		5,95	%
Nedopal popílek		5,02	%
zachycení popela		15,0	%
zachycení popílku		80,0	%
Teplota popela		600,0	°C

Tabulka č. 2 – Vybrané hodnoty z garanční zkoušky kotle.

5.2.1. Ztráta mechanickým nedopalem

Ztráta vzniká nespálenou hořlavinou v tuhých zbytcích. Lze ji vypočítat podle vzorce:

$$Z_c = Z_{cs} + Z_{cú} + Z_{cp} + Z_{cr} + Z_{cb} \quad (5.7)$$

kde,

Z_{cs} – ztráta nedopalem ve škváře nebo strusce, to znamená v tuhých zbytcích zachycených v ohništích

$Z_{cú}$ – ztráta nedopalem v úletu, to znamená v tuhých zbytcích, které jsou uneseny spaliny pryč z kotle

Z_{cp} – ztráta nedopalem v popílku, to znamená ve frakcích, které jsou zachyceny tazích kotle

Z_{cr} – ztráta nedopalem v roštovém propadu, kde se propad nevrací zpět do ohniště kotle

Z_{cb} – ztráta uhelným práškem v brydách u kotlů s otevřeným mlecím okruhem

Jednotlivé složky ztráty mechanickým nedopalem se určí ze vztahu

$$Z_{Ci} = \frac{C_i}{1-C_i} \cdot X_i \cdot \frac{A^r}{Q_{i,red}} \cdot Q_{Ci} \quad (5.8)$$

kde,

C_i – podíl hořlaviny v tuhých zbytcích

X_i – podíl popela z celkového na tuhé množství v palivu připadající zbytky

A^r – množství popelovin v palivu v surovém stavu

$Q_{i,red}$ – redukováná výhřevnost paliva

Q_{Ci} – výhřevnost hořlaviny uvažovaného druhu tuhých zbytků

Jelikož se jedná o granulační kotel s uzavřeným mlecím okruhem a minimálním zanášením, Z_{cp} , Z_{cr} , Z_{cb} do výpočtu nezahrnují.

$$Z_s = \frac{C_s}{1-C_s} \cdot X_s \cdot \frac{A^r}{Q_{i,red}} \cdot Q_{Ci} \quad (5.9)$$

$$Z_{cs} = \frac{0,0595}{1-0,0595} \cdot 0,15 \cdot \frac{0,1753}{24\,300} \cdot 32\,600$$

$$Z_{cs} = 0,00223 \quad [1]$$

$$Z_{Cú} = \frac{C_{ú}}{1 - C_{ú}} \cdot X_{ú} \cdot \frac{A^r}{Q_{i,red}} \cdot Q_{Ci} \quad (5.10)$$

$$Z_{Cú} = \frac{0,0502}{1 - 0,0502} \cdot 0,80 \cdot \frac{0,1753}{24\,300} \cdot 32\,600$$

$$Z_{Cú} = 0,00999 \quad [1]$$

$$Z_c = Z_{cs} + Z_{Cú} \quad (5.11)$$

$$Z_c = 0,00223 + 0,00999$$

$$Z_c = 0,01222 \quad [1]$$

5.2.2. Ztráta chemickým nedopalem

Tato ztráta vzniká nevyužitím hořlavých složek spalin. Pro její určení se většinou zjišťuje jen koncentrace oxidu uhelnatého ve spalinách. Pro výpočet této ztráty jsem použil emisní limit oxidu uhelnatého.

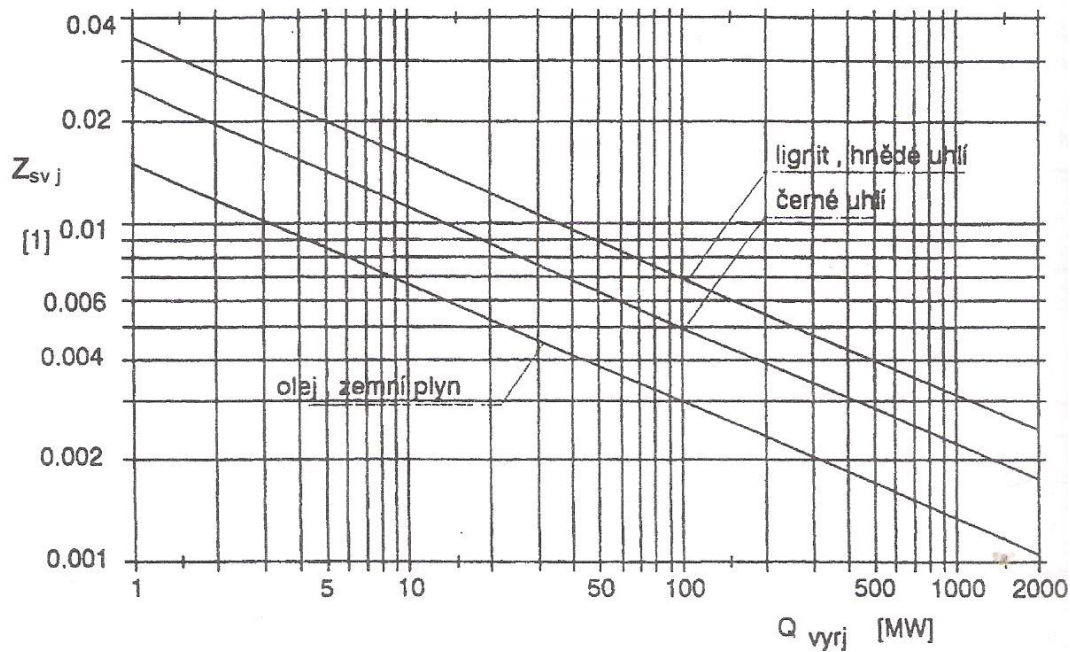
$$Z_{co} = \frac{0,2116 \cdot mgCO \cdot O_{SS,min}}{(21 - O_{2ref}) \cdot Q_{i,red}} \quad (5.12)$$

$$Z_{co} = \frac{0,2116 \cdot 250 \cdot 6,411}{(21 - 6) \cdot 24\,300}$$

$$Z_{co} = 0,00093 \quad [1]$$

5.2.3. Ztráta sáláním a vedením tepla do okolí

Tato ztrátou zohledňujeme množství tepla proniklého pláštěm kotle do okolí. Její velikost závisí především na kvalitě izolace stěn, způsobu oplechování, velikosti povrchu a výkonu kotle. V našem případě postačí, že nahradíme velikost povrchu kotle jeho jmenovitým tepelným výkonem Q_{vyvj} [MW] a ztrátu Z_{svj} [-] určíme podle druhu spalovaného paliva podle obrázku č. 7.



Obr. č. 7 – Ztráta kotle sdílením tepla do okolí.

$$Q_{vyrij} = 49,7 [MW]$$

$$Z_{sv} = 0,006 \quad [1]$$

5.2.4. Ztráta fyzickým teplem tuhých zbytků

Tato ztráta se skládá ze ztráty ve škváře, popílku a úletu. Vypočte se podle vztahu:

$$Z_f = \sum_i \frac{X_i}{1 - C_i} \cdot \frac{A^r}{Q_{i,red}} \cdot c_i \cdot t_i \quad (5.13)$$

kde,

C_i – podíl hořlaviny v tuhých zbytcích

X_i – podíl popela z celkového množství v palivu připadající na tuhé zbytky

A^r – množství popelovin v palivu v surovém stavu

$Q_{i,red}$ – redukovaná výhřevnost paliva

c_i – měrná tepelná kapacita tuhých zbytků

t_i – teplota uvažovaného druhu tuhých zbytků

Měrné tepelné kapacity tuhých zbytků je možno odečíst z tabulky č. 4-9 v literatuře [1]. Teplota tuhých zbytků granulačních ohnišť je 600 °C. Pokud je citelné teplo popílku zahrnuto do entalpie spalin, je součástí komínové ztráty. Z tohoto důvodu se do ztráty fyzickým teplem tuhých zbytků se nezapočítává.

$$Z_{fs} = \sum_i \frac{X_s}{1 - C_s} \cdot \frac{A^r}{Q_{i,red}} \cdot c_s \cdot t_s \quad (5.14)$$

$$Z_{fs} = \sum_i \frac{0,15}{1 - 0,0595} \cdot \frac{0,1753}{24\,300} \cdot 0,9301 \cdot 600$$

$$Z_{fs} = 0,0006421$$

$$Z_{fú} = \sum_i \frac{X_{ú}}{1 - C_{ú}} \cdot \frac{A^r}{Q_{i,red}} \cdot c_{ú} \cdot t_{ú} \quad (5.15)$$

$$Z_{fú} = \sum_i \frac{0,80}{1 - 0,0502} \cdot \frac{0,1753}{24\,300} \cdot 0,8267 \cdot 145$$

$$Z_{fú} = 0,0007284$$

$$Z_f = 0,0006421 + 0,0007284$$

$$Z_f = 0,001371$$

5.2.5. Ztráta citelným teplem spalin (komínová)

Tato ztráta představuje teplo, které odchází v kouřových plynech. Jde o nejvýznamnější ztrátu kotle, a proto účinnost ovlivňuje nejvíce. Komínovou ztrátu zjednodušeně určím podle vztahu:

$$Z_k = (1 - Z_c) \cdot \frac{i_{sp}^{t_k, \alpha_k} - i_{sp}^{t_{vz}, \alpha_k}}{Q_{i,red}} \quad (5.16)$$

Z_c – ztráta mechanickým nedopalem

$i_{sp}^{t_k, \alpha_k}$ – entalpie spalin při teplotě na výstupu z kotle

$i_{sp}^{t_{vz}, \alpha_k}$ – entalpie spalin při teplotě okolního vzduchu

$Q_{i,red}$ – redukováná výhřevnost paliva $kJ \cdot kg^{-1}$

Volba teploty pro určení entalpie spalin o teplotě okolního vzduchu není jednoznačná. Pokud je teplota studeného vzduchu vyšší, je vyšší i účinnost. Při volbě teploty by se mělo uvažovat s průměrnou teplotou veškerého vzduchu, který se do kotle dostává. Přesné určení teploty nasávaného i falešného vzduchu není prakticky možné. Teplota se navíc v průběhu roku mění. Při výpočtu jsem volil teplotu 20°C.

Hodnotu entalpie spalin jsem určil podle vztahu:

$$i_{sp}^{t_k, \alpha_k} = i_{CO_2}^{t_k} \cdot V_{CO_2} + i_{SO_2}^{t_k} \cdot V_{SO_2} + i_{O_2}^{t_k} \cdot V_{O_2} + i_{N_2}^{t_k} \cdot V_{N_2} + i_{H_2O}^{t_k} \cdot V_{H_2O} \quad (5.17)$$

hodnoty entalpií plynů odečteny z tab. 4-7 literatury [1]

$$i_{sp}^{t_{145^\circ C}, \alpha_k} = 1949,1 \quad [kJ \cdot kg^{-1}]$$

$$i_{sp}^{t_{20^\circ C}, \alpha_k} = 269,9 \quad [kJ \cdot kg^{-1}]$$

$$Z_k = (1 - 0,01222) \cdot \frac{1949,1 - 269,9}{24\,300}$$

$$Z_k = 0,0683 \quad [1]$$

5.2.6. Účinnost kotle

Ze známé velikosti poměrných tepelných ztrát kotle je možné určit jeho hrubou účinnost nepřímým způsobem podle vztahu:

$$\eta_k = 1 - Z_c - Z_{co} - Z_{sv} - Z_f - Z_k \quad (5.18)$$

$$\eta_k = 1 - 0,01222 - 0,00093 - 0,006 - 0,001371 - 0,0683$$

$$\eta_k = 0,9112 \quad [1]$$

5.3. Výpočet spotřeby paliva

Množství paliva se stanoví z výhřevnosti paliva, účinnosti a výkonu kotle.

$$Q_k = m_{pal} \cdot Q_i^r \cdot \eta_k \quad (5.19)$$

kde,

Q_k – výkon kotle

m_{pal} – množství paliva

Q_i^r – výhřevnost paliva

η_k – účinnost kotle

$$m_{\text{pal}} = \frac{Q_k}{Q_i^r \cdot \eta_k} \quad (5.20)$$

$$m_{\text{pal}} = \frac{49,7}{24,30 \cdot 0,9112}$$

$$m_{\text{pal}} = 2,245 \quad [\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}]$$

Množství paliva pro 4 kotle:

$$m_{\text{pal}} = 4 \cdot m_{\text{pal}}$$

$$m_{\text{pal}} = 4 \cdot 2,245 = 8,98 \quad [\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}]$$

Celková hodinová spotřeba:

$$m_{\text{pal/hod}} = 8,98 \cdot 3\,600 = 32\,328 \quad [\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$$

5.4. Výpočet spalovacího procesu

Hodnoty potřebné k stechiometrickým výpočtům jsem uvedl v následující tabulce č. 3.

Popis	Symbol	Obsah	Jednotka
Výhřevnost paliva	Q_i^r	24,30	$\text{MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$
Spotřeba paliva	$\dot{m}_{\text{pal/hod}}$	32 328	$\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
Obsah popelovin	A^r	0,17530	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$
Obsah vody	w_t^r	0,08200	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$
Obsah uhlíku	C^r	0,64355	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$
Obsah vodíku	H^r	0,03787	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$
Obsah kyslíku	O^r	0,04650	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$
Obsah dusíku	N^r	0,01062	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$
Obsah síry	S^r	0,00417	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$
Přebytek spalovacího vzduchu	n	1,419	1
Vlhkost vzduchu	v	0,01	$\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$

Tabulka č. 3 – Základní hodnoty pro provedení stechiometrických výpočtů.

Stechiometrické množství kyslíku

$$V_{O_2,t} = \frac{22,4}{12} \cdot C^r + \frac{22,4}{4} \cdot H^r + \frac{22,4}{32} \cdot S^r - \frac{22,4}{32} \cdot O^r \quad (5.21)$$

$$V_{O_2,t} = \frac{22,4}{12} \cdot 0,64355 + \frac{22,4}{4} \cdot 0,03787 + \frac{22,4}{32} \cdot 0,00417 - \frac{22,4}{32} \cdot 0,04650$$

$$V_{O_2,t} = 1,2013 + 0,2121 + 0,0029 - 0,0326$$

$$V_{O_2,t} = 1,3837 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Stechiometrické množství spalovacího vzduchu suchého

$$V_{vz,t}^s = V_{O_2,t} \cdot 0,21 \quad (5.22)$$

$$V_{vz,t}^s = 1,3837 \cdot \frac{100}{21}$$

$$V_{vz,t}^s = 6,5891 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Skutečné množství spalovacího vzduchu suchého

$$V_{vz}^s = V_{vz,t}^s \cdot n \quad (5.23)$$

$$V_{vz}^s = 6,5891 \cdot 1,419$$

$$V_{vz}^s = 9,3499 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Skutečné množství spalovacího vzduchu vlhkého

$$V_{vz} = V_{vz}^s \cdot v \quad (5.24)$$

$$V_{vz} = 9,3499 \cdot 1,01$$

$$V_{vz} = 9,4433 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Množství CO_2 ve spalinách

$$V_{CO_2} = \frac{22,26}{12} \cdot C^r \quad (5.25)$$

$$V_{CO_2} = \frac{22,26}{12} \cdot 0,64355$$

$$V_{CO_2} = 1,1938 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Množství SO_2 ve spalinách

$$V_{SO_2} = \frac{21,89}{32} \cdot S^r \quad (5.27)$$

$$V_{SO_2} = \frac{21,89}{32} \cdot 0,00417$$

$$V_{SO_2} = 0,0029 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Množství O_2 ve spalinách

$$V_{O_2} = (n - 1) \cdot 0,21 \cdot V_{vz,t}^s \quad (5.28)$$

$$V_{O_2} = (1,419 - 1) \cdot 0,21 \cdot 6,5891$$

$$V_{O_2} = 0,5798 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Množství N_2 ve spalinách

$$V_{N_2} = \frac{22,41}{28} \cdot N^r + n \cdot 0,79 \cdot V_{vz,t}^s \quad (5.29)$$

$$V_{N_2} = \frac{22,41}{28} \cdot 0,01062 + 1,419 \cdot 0,79 \cdot 6,5891$$

$$V_{N_2} = 7,3949 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Množství H_2O ve spalinách

$$V_{H_2O} = \frac{22,41}{18} \cdot (v - 1) \cdot V_{vz}^s + \frac{22,41}{2} \cdot H^r + \frac{22,41}{18} \cdot w_t^r \quad (5.30)$$

$$V_{H_2O} = \frac{22,41}{18} \cdot (1,01 - 1) \cdot 9,3499 + \frac{22,41}{2} \cdot 0,03787 + \frac{22,41}{18} \cdot 0,08200$$

$$V_{H_2O} = 0,1164 + 0,4243 + 0,1021$$

$$V_{H_2O} = 0,6428 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Množství spalin suchých

$$V_{Sp}^s = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{O_2} + V_{N_2} \quad (5.31)$$

$$V_{Sp}^s = 1,1938 + 0,0029 + 0,5798 + 7,3949$$

$$V_{Sp}^s = 9,1714 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Množství spalin vlhkých

$$V_{Sp}^v = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{O_2} + V_{N_2} + V_{H_2O} \quad (5.32)$$

$$V_{Sp}^v = 1,1938 + 0,0029 + 0,5798 + 7,3949 + 0,6428$$

$$V_{Sp}^v = 9,8142 \quad [Nm^3 \cdot kg^{-1}]$$

Hodinové průtoky suchých a vlhkých spalin

$$\dot{V}_{Sp}^s = V_{Sp}^s \cdot \dot{m}_{pal/hod} \quad (5.33)$$

$$\dot{V}_{Sp}^s = 9,1714 \cdot 32\,328$$

$$\dot{V}_{Sp}^s = 296\,493 \quad [Nm^3 \cdot h^{-1}]$$

$$\dot{V}_{Sp}^v = V_{Sp}^v \cdot \dot{m}_{pal/hod} \quad (5.34)$$

$$\dot{V}_{Sp}^v = 9,8142 \cdot 32\,328$$

$$\dot{V}_{Sp}^v = 317\,273 \quad [Nm^3 \cdot h^{-1}]$$

Objemové koncentrace jednotlivých složek spalin skutečných suchých

$$\omega_x = \frac{V_x}{V_{Sp}^s} \quad (5.35)$$

$$\omega_{CO_2} = \frac{V_{CO_2}}{V_{Sp}^s} \quad (5.36)$$

$$\omega_{CO_2} = \frac{1,1938}{9,1714}$$

$$\omega_{CO_2} = 0,1302 \quad [1]$$

$$\omega_{SO_2} = \frac{V_{SO_2}}{V_{Sp}^s} \quad (5.37)$$

$$\omega_{SO_2} = \frac{0,0029}{9,1714}$$

$$\omega_{SO_2} = 0,0003 \quad [1]$$

$$\omega_{O_2} = \frac{V_{O_2}}{V_{Sp}^s} \quad (5.38)$$

$$\omega_{O_2} = \frac{0,5798}{9,1714}$$

$$\omega_{O_2} = 0,0632 \quad [1]$$

$$\omega_{N_2} = \frac{V_{N_2}}{V_{Sp}^s} \quad (5.39)$$

$$\omega_{N_2} = \frac{7,3949}{9,1714}$$

$$\omega_{N_2} = 0,8063 \quad [1]$$

Objemové koncentrace jednotlivých složek spalin skutečných vlhkých

$$\omega_{CO_2} = \frac{V_{CO_2}}{V_{Sp}^v} \quad (5.40)$$

$$\omega_{CO_2} = \frac{1,1938}{9,8142}$$

$$\omega_{CO_2} = 0,1216 \quad [1]$$

$$\omega_{SO_2} = \frac{V_{SO_2}}{V_{Sp}^v} \quad (5.41)$$

$$\omega_{SO_2} = \frac{0,0029}{9,8142}$$

$$\omega_{SO_2} = 0,0003 \quad [1]$$

$$\omega_{O_2} = \frac{V_{O_2}}{V_{Sp}^v} \quad (5.42)$$

$$\omega_{O_2} = \frac{0,5798}{9,8142}$$

$$\omega_{O_2} = 0,0591 \quad [1]$$

$$\omega_{N_2} = \frac{V_{N_2}}{V_{Sp}^v} \quad (5.43)$$

$$\omega_{N_2} = \frac{7,3949}{9,8142}$$

$$\omega_{N_2} = 0,7535 \quad [1]$$

$$\omega_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_{Sp}^v} \quad (5.44)$$

$$\omega_{H_2O} = \frac{0,6428}{9,8142}$$

$$\omega_{H_2O} = 0,065 \quad [1]$$

Přepočet suchých spalín na referenční obsah kyslíku - 6% O_2

$$\dot{V}_{Sp}^s = 296\,493$$

$$\dot{V}_{Sp,6\%O_2}^s = \dot{V}_{Sp}^s \cdot \frac{0,21 - \omega_{O_2}}{0,21 - 0,06} \quad (5.45)$$

$$\dot{V}_{Sp,6\%O_2}^s = 296\,493 \cdot \frac{0,21 - 0,0632}{0,21 - 0,06}$$

$$\dot{V}_{Sp,6\%O_2}^s = 290\,168 \quad [Nm^3 \cdot h^{-1}]$$

Množství SO_2 v suchých spalínách při 6% O_2

$$x_{SO_2,6\%} = \frac{2 \cdot S_r \cdot m_{pal/hod} \cdot 1000000}{\dot{V}_{Sp,6\%O_2}^s} \quad (5.46)$$

$$x_{SO_2,6\%} = \frac{2 \cdot 0,00417 \cdot 32\,328 \cdot 1000000}{290\,168}$$

$$x_{SO_2,6\%} = 929 \quad [mg \cdot Nm^{-3}]$$

6. Bilanční výpočty odsiřovacího procesu

Hodnoty potřebné k bilančním výpočtům odsiřovacího procesu jsem uvedl v tabulce č. 4.

Popis	Symbol	Hodnota	Jednotka
Objem vlhkých spalin	\dot{V}_{Sp}^v	317 273	m_n^3/h
Podíl dusíku ve vlhkých spalinách	ω_{N_2}	0.7535	m^3/m^3
Podíl oxidu uhlíku ve vlhkých spalinách	ω_{CO_2}	0.1216	m^3/m^3
Podíl kyslíku ve vlhkých spalinách	ω_{O_2}	0.0591	m^3/m^3
Podíl vody ve vlhkých spalinách	ω_{H_2O}	0.0655	m^3/m^3
Tlak spalin před jednotkou odsíření	p_g	- 200	Pa
Koncentrace oxidu siřičitého	x_{SO_2}	929	mg/m_n^3 (O ₂ =6%)
Koncentrace TZL před reaktorem	x_{TZL}	15,54	mg/m_n^3 (O ₂ =6%)
Teplota spalin na vstupu do reaktoru	t_1	120.00	°C
Teplota spalin na výstupu z reaktoru	t_2	95.00	°C
Teplota procesní vody na vstupu do reaktoru	t_{c1}	20.00	°C
Závazné koncentrace SO ₂ na výstupu s jednotky odsíření	$x_{SO_2,o}$	190	mg/m_n^3
Druh sorbentu	Ca(OH) ₂		
Obsah čisté složky sorbentu	u_{Ca}	0.93	kg/kg

Tabulka č. 4 – Základní hodnoty pro provedení výpočtu odsíření.

6.1. Bilance síry

Účinnost odsíření

$$\eta_{SO_2} = \frac{x_{SO_2} - x_{SO_2,o}}{x_{SO_2}} \cdot 100 \quad (6.1)$$

$$\eta_{SO_2} = \frac{929 - 190}{929} \cdot 100$$

$$\eta_{SO_2} = 79,54 \quad [\%]$$

Emise SO_2

$$e_{SO_2} = \frac{\dot{V}_{Sp,6\%O_2}^s \cdot x_{SO_2,6\%}}{1\,000\,000} \quad (6.2)$$

$$e_{SO_2} = \frac{290\,168 \cdot 929}{1\,000\,000}$$

$$e_{SO_2} = 269,6 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Emise Síry

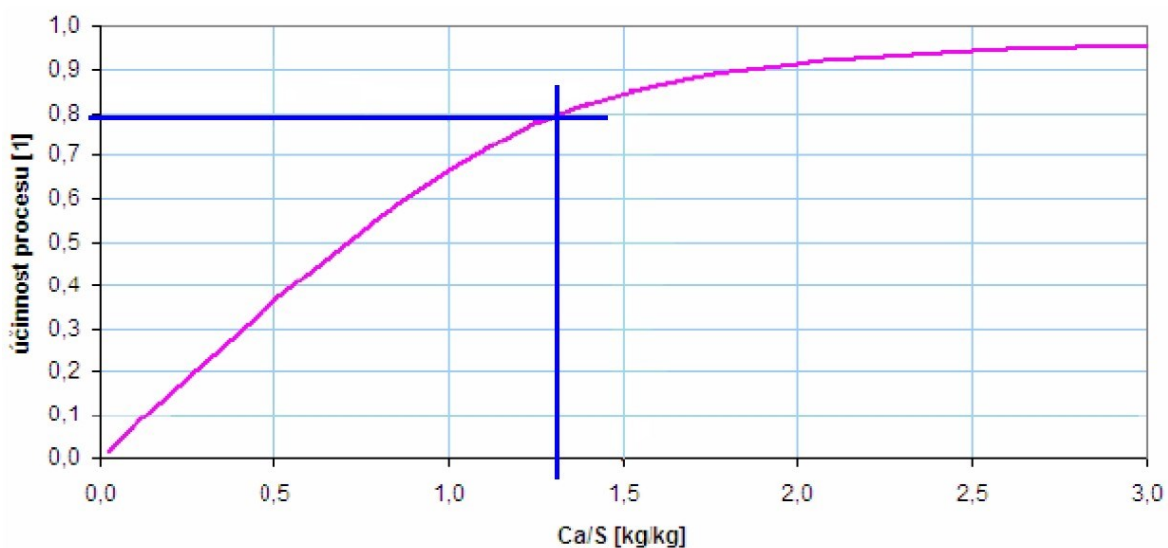
$$e_S = e_{SO_2} \cdot 0,5 \quad (6.3)$$

$$e_S = 269,6 \cdot 0,5$$

$$e_S = 134,8 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

6.2. Spotřeba sorbentu

Hodnotu přebytku Ca/S odečteme z obrázku č. 8, na kterém je znázorněna křivka závislosti účinnosti procesu na přebytku Ca/S.



Obr. č. 8: Křivka závislosti účinnosti odsíření na přebytku Ca/S.

Účinnosti 79,54 % odpovídá stechiometrický poměr Ca/S = 1,3.

Tok Ca do odsířovacího procesu

$$\frac{Ca}{S} = 1,3 \quad (6.4)$$

$$Ca = 1,3 \cdot S$$

$$m_{Ca} = 1,3 \cdot e_S$$

$$m_{Ca} = 1,3 \cdot 134,8$$

$$m_{Ca} = 175,24 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Stechiometrický poměr $Ca/Ca(OH)_2$

$$\frac{M_{Ca(OH)_2}}{M_{Ca}} = \frac{74}{40} \quad (6.5)$$

$$M_{Ca(OH)_2} = 1,85 \cdot M_{Ca}$$

Spotřeba $Ca(OH)_2$ k odstranění SO_2

$$m_{sorbent} = \frac{1,85 \cdot m_{Ca}}{u_{Ca}} \quad (6.6)$$

$$m_{sorbent} = \frac{1,85 \cdot 175,24}{0,93}$$

$$m_{sorbent} = 348,6 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Množství zreagovaného $Ca(OH)_2$

$$m_{Ca(OH)_2} = e_{SO_2} \cdot \frac{M_{Ca(OH)_2}}{M_{SO_2}} \cdot \eta_{SO_2} \quad (6.7)$$

$$m_{Ca(OH)_2} = 269,6 \cdot \frac{74}{64} \cdot 0,7954$$

$$m_{Ca(OH)_2} = 247,95 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

6.3. Bilance produktu odsíření

Směs vedlejšího produkt po odsíření je suchý prášek, šedobílé barvy. Díky nízkému obsahu vody je snadno odstranitelný, přesypatelný a dobře dopravovatelný.

Skládá se z následujících látek:

Siřičitan vápenatý - $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O$

Je hlavní složkou produktu odsíření. Vzniká reakcí oxidu siřičitého s vápenatým hydrátem dávkovaným do reaktoru. Reakcí s vápenatým hydrátem vznikají i další vápenaté soli. Jejich množství je dáno především koncentrací příslušných kyselých složek ve spalínách. K typickým produktům patří $CaSO_4 \cdot 2H_2O$, $CaCl_2$, CaF_2 . Rozpustné soli $CaCl_2$ a CaF_2 jsou nežádoucí, jelikož zvyšují výluhovost produktu a uvolňování iontů včetně těžkých kovů do vody. Při spalování daného paliva je jejich množství prakticky neovlivnitelné.

Zbytkový vápenný hydrát - Ca(OH)₂

V produktu odsíření se vyskytuje kvůli předávkování stechiometrie sorbentu. Působí jako stabilizující prvek, který snižuje výluhovost produktu. V produktu je proto jeho přítomnost žádoucí.

Tuhé znečišťující látky - popílek

Množství je dáno koncentrací popílku na výstupu z elektrostatických filtrů. Díky vysoké účinnosti těchto filtrů je jeho množství zanedbatelné.

Nereagující příměsi v sorbentu

Je to směs nejrůznějších látek. Většinou nejsou na závadu a v procesu odsíření působí pouze jako hlušina.

Zbytková vlhkost

V produktu odsíření zůstává část neodpařené procesní vody a vody uvolněné z hydrátu odsířovací reakcí. Krystalicky vázaná voda se do zbytkové vlhkosti nezapočítává. Zvýšená zbytková vlhkost produktu způsobuje lepivost a zhoršuje vlastnosti související s jeho dopravou a skladováním.

Množství $CaSO_3 \times \frac{1}{2} H_2O$ jako produkt odsíření spalin

$$e_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = e_{SO_2} \cdot \frac{M_{CaSO_3}}{M_{SO_2}} \cdot \eta_{SO_2} \quad (6.8)$$

$$e_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = 269,6 \cdot \frac{129}{64} \cdot 0,7954$$

$$e_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = 432,23 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Množství nezreagovaného hydrátu v produktu odsíření

$$e_{Ca(OH)_2} = m_{sorbent} \cdot u_{Ca} - Z_{Ca(OH)_2} \quad (6.9)$$

$$e_{Ca(OH)_2} = 348,6 \cdot 0,93 - 247,95$$

$$e_{Ca(OH)_2} = 76,25 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Tok TZL do reaktoru

$$e_{TZL} = \frac{\dot{V}_{Sp,6\%O_2}^s \cdot x_{TZL,6\%}}{1\,000\,000} \quad (6.10)$$

$$e_{TZL} = \frac{290\,168 \cdot 15,54}{1\,000\,000}$$

$$e_{TZL} = 4,5 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Tok příměsí v sorbentu

$$e_{př} = m_{sorbent} \cdot (1 - 0,93) \quad (6.11)$$

$$e_{př} = 348,6 \cdot (1 - 0,93)$$

$$e_{př} = 24,4 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Tok suchého produktu odsíření

$$e_{prod. suchý} = e_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} + e_{Ca(OH)_2} + e_{TZL} + e_{př} \quad (6.12)$$

$$e_{prod. suchý} = 432,23 + 76,25 + 4,5 + 24,4$$

$$e_{prod. suchý} = 537,38 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

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

$$x_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = \frac{e_{CaSO_3}}{e_{prod. suchý}} \cdot 100 \quad (6.13)$$

$$x_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = \frac{432,23}{537,38} \cdot 100$$

$$x_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = 80,43 \quad [\%]$$

Podíl volného hydrátu v produktu odsíření

$$x_{Ca(OH)_2} = \frac{e_{Ca(OH)_2}}{e_{prod. suchý}} \cdot 100 \quad (6.14)$$

$$x_{Ca(OH)_2} = \frac{76,25}{537,38} \cdot 100$$

$$x_{Ca(OH)_2} = 14,19 \quad [\%]$$

Podíl popílku v produktu odsíření

$$x_{TZL} = \frac{e_{TZL}}{e_{prod. suchý}} \cdot 100 \quad (6.15)$$

$$x_{TZL} = \frac{4,5}{537,38} \cdot 100$$

$$x_{TZL} = 0,84 \quad [\%]$$

Podíl příměsí v produktu odsíření

$$x_{př} = \frac{e_{př}}{e_{prod. suchý}} \cdot 100 \quad (6.16)$$

$$x_{př} = \frac{24,4}{537,38} \cdot 100$$

$$x_{př} = 4,54 \quad [\%]$$

Celkem produktu odsíření se 4 % vlhkosti

$$e_{prod. vlhký} = e_{prod. suchý} \cdot 1,04 \quad (6.17)$$

$$e_{prod. vlhký} = 537,38 \cdot 1,04$$

$$e_{prod. vlhký} = 558,88 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Produkt odsíření	Označení	Hodnota	Jednotka
Tok $CaSO_3 \times \frac{1}{2} H_2O$ v produktu odsíření	$e_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O}$	432,23	$kg \cdot h^{-1}$
Tok volného hydrátu v produktu odsíření	$e_{Ca(OH)_2}$	76,25	$kg \cdot h^{-1}$
Tok popílku z elektrofiltrů	e_{TZL}	4,50	$kg \cdot h^{-1}$
Tok příměsí v sorbentu	$e_{př}$	24,40	$kg \cdot h^{-1}$
Tok suchého produktu odsíření	$e_{prod. suchý}$	537,38	$kg \cdot h^{-1}$
Podíl $CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O$ v produktu odsíření	$x_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O}$	80,43	$kg \cdot h^{-1}$
Podíl volného hydrátu v produktu odsíření	$x_{Ca(OH)_2}$	14,19	$kg \cdot h^{-1}$
Podíl popílku v produktu odsíření	x_{TZL}	0,84	$kg \cdot h^{-1}$
Podíl příměsí v produktu odsíření	$x_{př}$	4,54	$kg \cdot h^{-1}$
Celkem produktu odsíření se 4 % zbytkové vlhkosti	$e_{prod. vlhký}$	558,88	$kg \cdot h^{-1}$

Tabulka č. 5 – Množství a toky jednotlivých složek produktu odsíření.

6.4. Bilance TZL do atmosféry

Garantovaná výstupní koncentrace TZL z látkového filtru je v suchých spalinách při 6 % O₂ **18 mg · Nm⁻³**.

Tok TZL do atmosféry

$$m_{TZL, atm} = \dot{V}_{Sp,6\%O_2}^s \cdot x_{TZL,6\%} \quad (6.18)$$

$$m_{TZL, atm} = 290\,168 \cdot 18 \cdot 10^{-6}$$

$$m_{TZL, atm} = 5,22 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Tok produktu odsíření do expedice

$$m_{TZL, exp} = m_{prod. vlhký} - m_{TZL, atm} \quad (6.19)$$

$$m_{TZL, exp} = 556,75 - 5,22$$

$$m_{TZL, exp} = 551,53 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

6.5. Doplnění vlhkosti do spalin v procesu odsíření

Cílem vstřikování vody do reaktoru je snížení teploty a zvýšení vlhkosti spalin. Obě tyto hodnoty nám pozitivně ovlivňují účinnost odsířovacího procesu. Přebytečné množství vody nám ale může způsobit problémy s konečnou vlhkostí produktu odsíření. Ideální produkt odsíření má do 4 % zbytkové vlhkosti. Pro stanovení množství vody rozprašované do spalin v reaktoru byla provedena tepelná bilance odpařování rozprašované vody.

Pro zjednodušení výpočtu si zavedu tyto výpočtové předpoklady:

- Neměnný objem spalin před a za reaktorem.
- Koncentrace jednotlivých složek spalin pro teploty $t_1 = 120 \text{ °C}$ a $t_2 = 95 \text{ °C}$ jsou stejné.
- Molární hmotnosti plynu před a po ochlazení jsou totožné.
- Měrná tepelná kapacita vody – $c_p = 4,19 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
- Měrné skupenské teplo vypařování vody – $l_v = 2250 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$

Měrné entalpie plynů odečteny z tabulky č. 4-7 literatury [1].

Teplota 120°C			Teplota 95°C		
Entalpie plynu	Hodnota	Jednotka	Entalpie plynu	Hodnota	Jednotka
i'_{CO_2}	207,50	$kJ \cdot Nm^{-3}$	i''_{CO_2}	161,44	$kJ \cdot Nm^{-3}$
i'_{SO_2}	231,60	$kJ \cdot Nm^{-3}$	i''_{SO_2}	181,39	$kJ \cdot Nm^{-3}$
i'_{O_2}	158,76	$kJ \cdot Nm^{-3}$	i''_{O_2}	125,11	$kJ \cdot Nm^{-3}$
i'_{N_2}	155,40	$kJ \cdot Nm^{-3}$	i''_{N_2}	123,04	$kJ \cdot Nm^{-3}$
i'_{H_2O}	181,28	$kJ \cdot Nm^{-3}$	i''_{H_2O}	143,17	$kJ \cdot Nm^{-3}$

Tabulka č. 6 – Entalpie jednotlivých plynných složek spalín.

Určení entalpie spalín při 120°C

$$i_1^{spal} = \omega_{CO_2} \cdot i'_{CO_2} + \omega_{SO_2} \cdot i'_{SO_2} + \omega_{O_2} \cdot i'_{O_2} + \omega_{N_2} \cdot i'_{N_2} + \omega_{H_2O} \cdot i'_{H_2O} \quad (6.20)$$

$$i_1^{spal} = 0,1216 \cdot 207,50 + 0,0003 \cdot 231,60 + 0,0591 \cdot 158,76 + 0,7535 \cdot 155,40 + 0,0655 \cdot 181,28$$

$$i_1^{spal} = 163,65 \quad [kJ \cdot Nm^{-3}]$$

Určení entalpie spalín při 95°C

$$i_2^{spal} = \omega_{CO_2} \cdot i''_{CO_2} + \omega_{SO_2} \cdot i''_{SO_2} + \omega_{O_2} \cdot i''_{O_2} + \omega_{N_2} \cdot i''_{N_2} + \omega_{H_2O} \cdot i''_{H_2O} \quad (6.21)$$

$$i_2^{spal} = 0,1216 \cdot 161,44 + 0,0003 \cdot 181,39 + 0,0591 \cdot 125,11 + 0,7535 \cdot 123,04 + 0,0655 \cdot 143,17$$

$$i_2^{spal} = 129,16 \quad [kJ \cdot Nm^{-3}]$$

Rozdíl entalpií před a po ochlazení

$$\Delta i^{spal} = i_1^{spal} - i_2^{spal} \quad (6.22)$$

$$\Delta i^{spal} = 163,65 - 129,16$$

$$\Delta i^{spal} = 34,49 \quad [kJ \cdot Nm^{-3}]$$

Výpočet rozdílu entalpie spalín před a po zchlazení v celkovém objemu spalín

$$\Delta i_c^{spal} = \dot{V}_{sp}^v \cdot \Delta i^{spal} \quad (6.23)$$

$$\Delta i_c^{spal} = 317\,273 \cdot 34,49$$

$$\Delta i_c^{spal} = 10\,942\,746 \quad [kJ \cdot h^{-1}]$$

Výpočet množství odpařené vody

$$m_{H_2O} = \frac{\Delta i_c^{spal}}{((t_2 - t_1) \cdot 4,19 + 2250)} \quad (6.24)$$

$$m_{H_2O} = \frac{10\,942\,746}{((95 - 20) \cdot 4,19 + 2250)}$$

$$m_{H_2O} = 4\,267 \quad [kg \cdot h^{-1}]$$

Nárůst objemu spalin vlivem nástřiku technologické vody

$$\dot{V}_{Sp}^{v*} = \dot{V}_{Sp}^v + \frac{22,4}{18} \cdot W \quad (6.25)$$

$$\dot{V}_{Sp}^{v*} = 317\,273 + \frac{22,4}{18} \cdot 4\,267$$

$$\dot{V}_{Sp}^{v*} = 322\,583 \quad [Nm^3 \cdot h^{-1}]$$

6.6. Roční vyhodnocení

6.6.1. Odsiřovací sorbent

Spotřeba sorbentu závisí na provozním využitím zdroje. Roční spotřebu sorbentu jsem určil pro nepřetržitý provoz a jmenovitý výkon teplárny. Ve skutečnosti se výkon teplárny v průběhu roku mění, a proto lze očekávat, že spotřeba sorbentu bude ve skutečnosti nižší.

Roční spotřeba sorbentu

$$Mr_{Ca(OH)_2} = m_{Ca(OH)_2} \cdot 8760 \cdot 10^{-3} \quad (6.26)$$

$$Mr_{Ca(OH)_2} = 348,6 \cdot 8760 \cdot 10^{-3} = 3\,054 \quad [t \cdot rok^{-1}]$$

6.6.2. Procesní voda

Do procesu vstupuje voda o teplotě 20 °C a ochlazuje spaliny ze 120 °C na 95 °C. Spotřeba vody bude téměř lineárně závislá na provozním využitím zdroje. Spotřebu vody jsem určil stejně jako sorbent pro nepřetržitý provoz a jmenovitý výkon teplárny.

Roční spotřeba vody

$$Mr_{H_2O} = \frac{m_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} \cdot 8760 \quad (6.27)$$

$$Mr_{H_2O} = \frac{4267}{1000} \cdot 8760 = 37\,378 \quad [m^3 \cdot rok^{-1}]$$

6.6.3. Produkt odsíření

Produkt odsíření je odváděn z látkového filtru do fluidního lože reaktoru k recirkulaci a do expedičního sila produktu. Roční produkce stanovena pro nepřetržitý a jmenovitý výkon teplárny.

Roční produkce produktu

$$Mr_{CaSO_3 \times \frac{1}{2} H_2O} = m_{TZL, exp} \cdot 8760 \cdot 10^{-3} \quad (6.28)$$

$$Mr_{CaSO_3 \times \frac{1}{2} H_2O} = 558,88 \cdot 10^{-3} \cdot 8760 = 4\,896 \quad [t \cdot rok^{-1}]$$

6.6.4. Emise TZL do atmosféry

Běžná výstupní koncentrace TZL z látkového filtru se pohybuje do $18 \text{ mg} \cdot \text{Nm}^{-3}$ spalin.

Roční emise TZL

$$Mr_{TZL} = m_{TZL, atm} \cdot 8760 \cdot 10^{-3} \quad (6.29)$$

$$Mr_{TZL} = 5,22 \cdot 10^{-3} \cdot 8760 = 46 \quad [t \cdot rok^{-1}]$$

6.6.5. Emise SO₂ do atmosféry

Roční produkce SO₂ do komína

$$Mr_{SO_2} = x_{SO_2, o} \cdot \dot{V}_{Sp, 6\%O_2}^s \cdot 8760 \cdot 10^{-3} \quad (6.30)$$

$$Mr_{SO_2} = 190 \cdot 10^{-6} \cdot 290\,168 \cdot 8760 \cdot 10^{-3} = 483 \quad [t \cdot rok^{-1}]$$

Všechny vypočtené roční produkce a spotřeby jsou vypsány v následující tabulce č. 7.

Spotřeba (produkce)	Hodnota	Jednotka
Sorbent	3 036	t · rok ⁻¹
Procesní voda	37 378	m ³ · rok ⁻¹
Produkt odsíření	4 896	t · rok ⁻¹
TZL do atmosféry	46	t · rok ⁻¹
SO ₂ do atmosféry	483	t · rok ⁻¹

Tabulka č. 7 – Roční spotřeby (produkce) základních látek odsiřovacího procesu.

7. Návrh látkového filtru

Na 95°C ochlazené spaliny proudí z reaktoru do tkaninového filtru. V tomto filtru na látkových rukávcích dochází k odloučení produktu odsíření a současně probíhá do-odsíření spalin na filtračním koláči.

V následující tabulce č. 8 jsou uvedeny hodnoty potřebné ke stanovení počtu filtračních rukávců látkového filtru.

Objem vlhkých spalin	161 292	$Nm^3 \cdot h^{-1}$
Teplota před látkovým filtrem	95	°C
Tlak před látkovým filtrem	-2500	Pa
Filtrační rychlost	1	$m \cdot min^{-1}$
Délka látkového rukávce	8000	mm
Průměr látkového rukávce	150	mm

Tabulka č. 8 – Parametry látkového filtru.

Efektivní tok spalin tkaninovým filtrem

$$\dot{V}_{Sp_{ef}}^v = \dot{V}_{Sp}^v \cdot \frac{T_{ef}}{T_N} \cdot \frac{p_N}{p_{ef}} \cdot \frac{1}{3600} \quad (7.1)$$

$$\dot{V}_{Sp_{ef}}^v = 161\,292 \cdot \frac{368}{273} \cdot \frac{101\,325}{101\,000} \cdot \frac{1}{3600}$$

$$\dot{V}_{Sp_{ef}}^v = 61,92 \quad [m^3 \cdot s^{-1}]$$

Výpočet filtrační plochy filtru

$$S_f = \frac{\dot{V}_{Sp_{ef}}^v}{w_s} \quad (7.2)$$

$$S_f = \frac{61,92}{0,0166}$$

$$S_f = 3730 \quad [m^2]$$

Povrch látkového rukávce

$$S_h = \pi \cdot D \cdot L \quad (7.3)$$

$$S_h = \pi \cdot 0,15 \cdot 8$$

$$S_h = 3,768 \quad [m^2]$$

Celkový počet rukávců látkového filtru

$$n = \frac{S_f}{S_h} \quad (7.1)$$

$$n = \frac{3730}{3,768}$$

$$n = 990 \quad [ks]$$

Filtr bude rozdělen do šesti komor, každá bude obsahovat 168 kusů filtračních rukávců. Rukávce budou rozděleny do 14 řad po 12 kusech. Celkem bude látkový filtr obsahovat 1008 kusů filtračních rukávců.

8. Tvar reaktoru

Při návrhu tvaru jsem vycházel z faktu, že rychlost spalin v reaktoru, musí být po celé jeho délce vyšší než pádová rychlost největších částic recirkulovaného sorbentu a největších kapiček vstříkované vody.

Při výpočtu pádové rychlosti se používají kritériální rovnice. Ty jsou definované tak, aby se v nich nejčastěji počítané veličiny (rychlost usazování a průměr částice) nevyskytovaly současně.

Jedním z takových kritérií je Archimedovo kritérium, které je definováno:

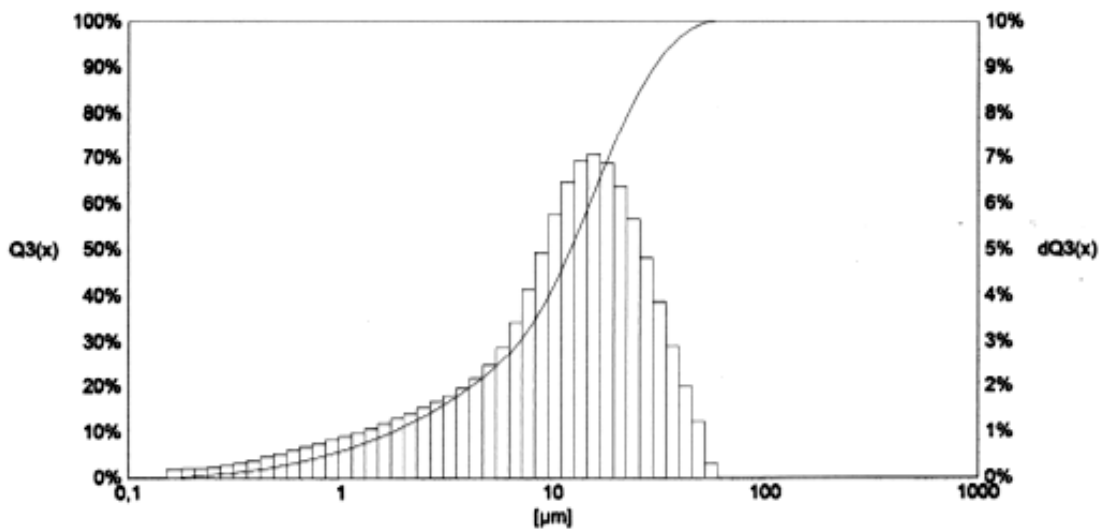
$$Ar = \frac{g \cdot d_p^3 \cdot (\rho_s - \rho_k) \cdot \rho_k}{\eta^2} \quad (8.1)$$

Dalším kritériem, které se při výpočtu pádové rychlosti zavádí, je Reynoldsovo kritérium:

$$Re = \frac{u_F \cdot d_p \cdot \rho_k}{\eta} \quad (8.2)$$

8.1. Výpočet pádové rychlosti recirkulovaného produktu odsíření

Na obrázku č. 9 je znázorněna křivka četnosti a křivka propadu recirkulovaného produktu odsíření. Z těchto křivek můžeme vyčíst, že největší částice recirkulovaného produktu odsíření měří 60 μm . Pro tuto velikost zrna budu stanovovat pádovou rychlost.



Obr. č. 9 – Granulometrie materiálu cirkulující fluidní vrstvy.

Hodnoty potřebné k výpočtu pádové rychlosti jsou uvedeny v tabulce č. 9.

Průměr částic sorbentu	d_p	$60 \cdot 10^{-6}$	m
Hustota zrn sorbentu	ρ_s	3000	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
Hustota spalin	ρ_k	0,9425	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
Dynamická viskozita spalin	η	$1,98 \cdot 10^{-5}$	$\text{Pa} \cdot \text{s}$

Tabulka č. 9 – Parametry potřebné k výpočtu pádové rychlosti materiálu fluidní vrstvy.

$$Ar = \frac{g \cdot d_p^3 \cdot (\rho_s - \rho_k) \cdot \rho_k}{\eta^2}$$

$$Ar = \frac{9,81 \cdot (60 \cdot 10^{-6})^3 \cdot (3000 - 0,9425) \cdot 0,9425}{(1,98 \cdot 10^{-5})^2}$$

$$Ar = 15,19 \quad [1]$$

V rozsahu hodnot Archimedova kritéria od 3,6 do 84 000 platí mezi Reynoldsovým a Archimedovým kritériem následující vztah:

$$Re_p^{0,7} = \sqrt{\frac{Ar}{13,9}} \quad (8.3)$$

$$Re_p^{0,7} = \sqrt{\frac{15,19}{13,9}}$$

$$Re_p = 1,065 \quad [1]$$

$$u_F = \frac{Re_p \cdot \eta}{d_p \cdot \rho_k} \quad (8.4)$$

$$u_F = \frac{1,065 \cdot 2,1 \cdot 10^{-5} \cdot 0,9425}{60 \cdot 10^{-6} \cdot 0,9425}$$

$$u_F = 0,373 \quad [m \cdot s^{-1}]$$

Pádová rychlost největších částic recirkulovaného sorbentu je $0,373 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

8.2. Výpočet pádové rychlosti kapiček vstříkované vody

Velikost kapiček rozprašované procesní vody v reaktoru se u nejčastěji používaných trysek pohybuje v intervalu od 100 μm do 400 μm . Výpočet pádové rychlosti provedu pro kapky o velikosti 400 μm .

Průměr vodních kapek	d_p	$400 \cdot 10^{-6}$	m
Hustota vody	ρ_s	1000	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
Hustota spalin	ρ_k	0,9425	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
Dynamická viskozita spalin	η	$1,98 \cdot 10^{-5}$	$\text{Pa} \cdot \text{s}$

Tabulka č. 10 – Parametry potřebné k výpočtu pádové rychlosti rozprašovaných kapiček.

$$Ar = \frac{g \cdot d_p^3 \cdot (\rho_s - \rho_k) \cdot \rho_k}{\eta^2}$$

$$Ar = \frac{9,81 \cdot (400 \cdot 10^{-6})^3 \cdot (1000 - 0,9425) \cdot 0,9425}{(1,98 \cdot 10^{-5})^2}$$

$$Ar = 1499 \quad [1]$$

V rozsahu hodnot Archimedova kritéria od 3,6 do 84 000 platí mezi Reynoldsovým a Archimedovým kritériem následující vztah:

$$Re_p^{0,7} = \sqrt{\frac{Ar}{13,9}}$$

$$Re_p^{0,7} = \sqrt{\frac{1499}{13,9}}$$

$$Re_p = 28,31 \quad [1]$$

$$u_F = \frac{Re_p \cdot \eta}{d_p \cdot \rho_k}$$

$$u_F = \frac{28,31 \cdot 2,1 \cdot 10^{-5} \cdot 0,9425}{400 \cdot 10^{-6} \cdot 0,9425}$$

$$u_F = 1,491 \quad [m \cdot s^{-1}]$$

Pádová rychlost rozprašovaných kapiček vody je mnohem větší než recirkulovaného produktu odsíření. Při návrhu tvaru reaktoru musím zajistit, aby v celém regulačním rozsahu nepoklesla rychlost spalin v reaktoru pod $1,5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$.

Minimální průtok spalin reaktorem je $24 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$. Průměr nejširšího místa reaktoru určíme ze vztahu 8.5.

$$d_{max} = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{V}_{min}}{\pi \cdot u_F}} \quad (8.5)$$

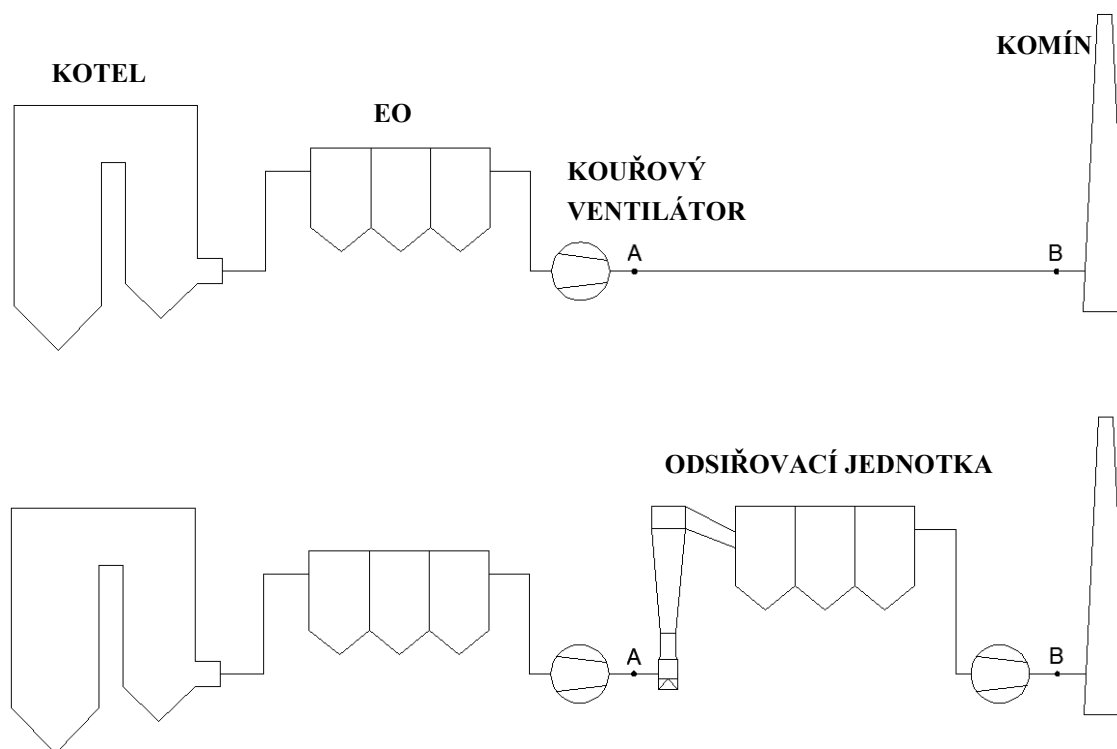
$$d_{max} = \sqrt{\frac{4 \cdot 24}{\pi \cdot 1,5}}$$

$$d_{max} = 4,51 \quad [m]$$

Maximální průměr reaktoru může dosahovat 4,51 m. Z bezpečnostních důvodů volím maximální průměr nejširšího místa reaktoru nižší a to 4 m.

9. Návrh pomocného ventilátoru spalin

Pro výběr nového pomocného ventilátoru spalin je nutné provést výpočet tlakových ztrát nových kouřovodů a jednotky odsíření. Na obrázku č. 10 jsou zjednodušeně zobrazeny stavy kouřovodů před a po instalaci odsíření, které bude umístěno mezi bod A a bod B.

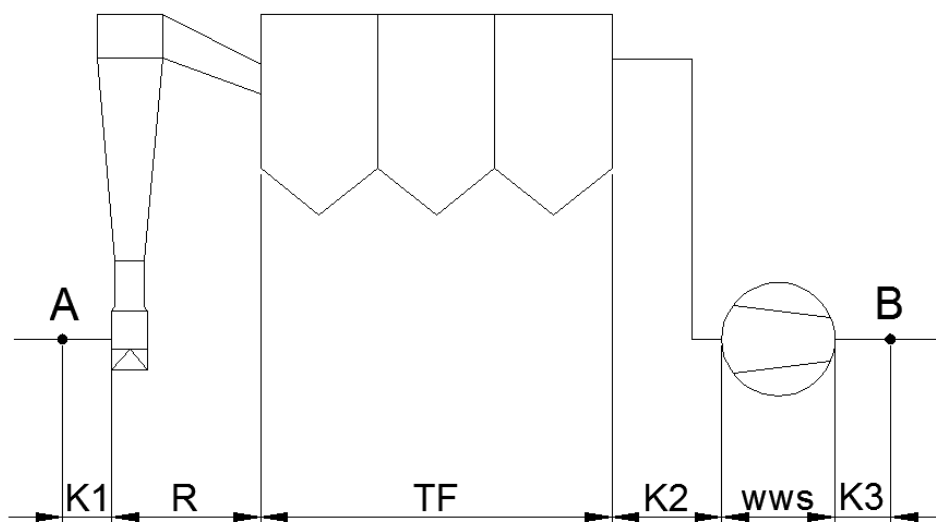


Obr. č. 10 – Schématické znázornění teplárny před a po instalaci odsířovací jednotky.

Celková tlaková ztráta mezi body A a B se rovná součtu ztrát jednotlivých částí odsířovací jednotky, které jsou zobrazeny na obrázku č. 11.

$$\Delta p_{AB} = \Delta p_{K1} + \Delta p_R + \Delta p_{TF} + \Delta p_{K2} + \Delta p_{K3} \quad (9.1)$$

- Δp_{K1} – tlaková ztráta při průtoku spalin mezi ventilátorem spalin a reaktorem
- Δp_R – tlaková ztráta při průtoku spalin přes reaktor – volím 1500 Pa – hodnota daná výrobcí těchto jednotek
- Δp_{TF} – tlaková ztráta při průtoku přes látkový filtr – volím 1600 Pa hodnota daná výrobcí látkových filtrů
- Δp_{K2} – tlaková ztráta při průtoku spalin mezi látkovým filtrem a pomocným ventilátorem spalin
- Δp_{K3} – tlaková ztráta při průtoku potrubím spalin mezi pomocným ventilátorem spalin a stávajícími kouřovody



Obr. č. 11 – Schématické znázornění jednotlivých částí odsiřovací jednotky.

9.1. Výpočet tlakových ztrát kouřovodů

Při proudění plynu potrubím se vlivem jeho vazkosti přemění část mechanické energie v teplo. Pokud nebudeme brát v potaz stlačitelnost plynu, projeví se úbytek mechanické energie úbytkem tlaku. Můžeme tedy hovořit o tlakových ztrátách. Podle vzniku ztráty můžeme hovořit o ztrátách prouděním (tření) a ztrátách místních. Ztráta prouděním vzniká po celé délce potrubí, místní ztráta vzniká tam, kde je proud vzduchu narušen a dochází k víření. Celková tlaková ztráta plynu odpovídá jejich součtu.

$$\Delta p_{K1} = \Delta p_{K1, \text{prouděním}} + \Delta p_{K1, \text{místní}}$$

Tlakové ztráty prouděním určíme dle vztahu:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2} \quad (9.2)$$

kde,

λ – součinitel tření a relativní drsnost potrubí

L – délka potrubí

D – průměr

ρ – hustota spalin

w – rychlost průtoku spalin

Místní ztráty určíme dle vztahu

$$\Delta p = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \zeta_1 \quad (9.3)$$

kde,

ζ_i – součinitel místních tlakových ztrát

Výpočet Reynoldsova čísla:

$$Re = \frac{w \cdot D \cdot \rho}{\eta}$$

w – rychlost spalin

D – průměr potrubí

ρ – hustota spalin

η – dynamická viskozita spalin

Výpočet součinitele tření λ pro $Re > 100\,000$ použijeme vztah číslo 9.4.

$$\lambda = 0,0054 + \frac{0,396}{Re^{0,3}} \quad (9.4)$$

9.2. Výpočet Δp_{K1} – tlaková ztráta při průtoku spalin přes potrubí spalin mezi ventilátorem spalin a reaktorem.

Parametry spalin a kouřovodů v tomto úseku jsou uvedeny v následující tabulce č. 11.

Objemový průtok spalin	$\dot{V}_{sp}^{120^\circ C}$	64,597	$m^3 \cdot s^{-1}$
Rychlost spalin - maximální	$w_{sp,max}$	14	$m \cdot s^{-1}$
Kinematická viskozita	$\nu_{sp}^{120^\circ C}$	$2,379 \cdot 10^{-5}$	$m^2 \cdot s^{-1}$
Délka kouřovodů	L	4	m

Tabulka č. 11 – Parametry kouřovodů a spalin v úseku K1.

Výpočet průměru kouřovodu

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{V}_{sp}^{120^\circ C}}{\pi \cdot v_{sp}}} \quad (9.5)$$

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 64,597}{\pi \cdot 14}}$$

$$D_k = 2,424 \text{ m} \quad [\text{m}]$$

Volím průměr kouřovodů: 2 500 mm

Skutečná rychlost spalin D_{k1}

$$v_{sp,skutečná} = \frac{\dot{V}_{sp}^{120^{\circ}C}}{\frac{\pi \cdot D_k^2}{4}} \quad (9.6)$$

$$v_{sp,skutečná} = \frac{64,597}{\frac{\pi \cdot 2,5^2}{4}}$$

$$v_{sp,skutečná} = 13,16 \quad [m \cdot s^{-1}]$$

Molární substituce

$$M_{sp} = M_{CO_2} \cdot \omega_{CO_2} + M_{SO_2} \cdot \omega_{SO_2} + M_{O_2} \cdot \omega_{O_2} + M_{N_2} \cdot \omega_{N_2} + M_{H_2O} \cdot \omega_{H_2O} \quad (9.7)$$

$$M_{sp} = 44 \cdot 0,1216 + 64 \cdot 0,0003 + 32 \cdot 0,0591 + 28 \cdot 0,7535 + 18 \cdot 0,0655$$

$$M_{sp} = 29,538 \quad [kg \cdot kmol^{-1}]$$

Výpočet hustoty spalin při efektivních podmínkách

teplota spalin - $T = 393$ K; statický tlak spalin v úseku K1 - $p_{stat} = -500$ Pa

$$\rho_{sp} = \frac{p \cdot M_{spal}}{8314 \cdot T} \quad (9.8)$$

$$\rho_{sp} = \frac{100825 \cdot 29,538}{8314 \cdot 393}$$

$$\rho_{sp} = 0,90 \quad [kg \cdot Nm^{-3}]$$

Dynamická viskozita spalin

$$\eta = \nu_{sp}^{120^{\circ}C} \cdot \rho_{sp,sk} \quad (9.9)$$

Výpočet Reynoldsova čísla

$$Re = \frac{v_{sp,sk} \cdot D \cdot \rho_{sp,sk}}{\eta}$$

$$Re = \frac{v_{sp,sk} \cdot D \cdot \rho_{sp,sk}}{\nu \cdot \rho_{sp,sk}}$$

$$Re = \frac{13,16 \cdot 2,5}{2,379 \cdot 10^{-5}}$$

$$Re = 1\,382\,934 \quad [1]$$

Výpočet součinitele tření z Reynoldsova čísla

$$\lambda = 0,0054 + \frac{0,396}{Re^{0,3}}$$

$$\lambda = 0,0054 + \frac{0,396}{1\,382\,934^{0,3}}$$

$$\lambda = 0,01109$$

[1]

Místní ztráty

Prvky na spalínovodech	Místní součinitel tlakových ztrát	Počet kusů
Koleno 90° DN 1800	1,1	1
Difuzor z DN 1800/2500 60°	0,8	1
Klapka DN 1800	0,25	2

Tabulka č. 12 – Výpis prvků na spalínovodech v úseku K1 a jejich součinitel místních ztrát.

Celková tlaková ztráta

$$\Delta p = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \left(\lambda \cdot \frac{L}{D} + \zeta_1 + \dots + \zeta_n \right) \quad (9.10)$$

$$\Delta p = \frac{0,9 \cdot 13,16^2}{2} \left(0,01109 \cdot \frac{4}{2,5} + 1,1 + 0,8 + 2 \cdot 0,25 \right)$$

$$\Delta p = 188$$

[Pa]

9.3. Výpočet Δp_{K2} – tlaková ztráta při průtoku spalin přes potrubí spalin mezi tkaninovým filtrem a ventilátorem spalin.

Výpočet průměru kouřovodu

Objemový průtok spalin	$\dot{V}_{sp}^{95^\circ C}$	60,394	$m^3 \cdot s^{-1}$
Rychlost spalin - maximální	$v_{sp,max}$	14	$m \cdot s^{-1}$
Kinematická viskozita	$\nu_{sp}^{95^\circ C}$	$2,107 \cdot 10^{-5}$	$m^2 \cdot s^{-1}$
Délka kouřovodů	L	16	m

Tabulka č. 13 – Parametry kouřovodů a spalin v úseku K2.

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{V}_{sp}^{95^\circ C}}{\pi \cdot v_{sp}}}$$

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 60,394}{\pi \cdot 14}}$$

$$D_k = 2,344 \quad [m^2]$$

Volím průměr kouřovodů: 2500 mm

Skutečná rychlost spalin D_{k1}

$$v_{sp,sk} = \frac{\dot{V}_{sp}^{95^\circ C}}{\frac{\pi \cdot D_k^2}{4}}$$

$$v_{sp,sk} = \frac{60,394}{\frac{\pi \cdot 2,5^2}{4}}$$

$$v_{sp,sk} = 12,30 \quad [m \cdot s^{-1}]$$

Výpočet hustoty spalin při efektivních podmínkách

teplota spalin - $T = 368$ K; statický tlak spalin v úseku K1 - $p_{stat} = -3700$ Pa

$$\rho_{sp} = \frac{p \cdot M_{spal}}{8314 \cdot T}$$

$$\rho_{sp} = \frac{97625 \cdot 29,538}{8314 \cdot 368}$$

$$\rho_{sp} = 0,9425 \quad [kg \cdot Nm^{-3}]$$

Dynamická viskozita spalin

$$\eta = v_{sp}^{95^\circ C} \cdot \rho_{sp,skutečná}$$

Výpočet Reynoldsova čísla

$$Re = \frac{v_{sp,sk} \cdot D \cdot \rho_{sp,sk}}{\eta}$$

$$Re = \frac{v_{sp,sk} \cdot D \cdot \rho_{sp,sk}}{v \cdot \rho_{sp,sk}}$$

$$Re = \frac{12,30 \cdot 2,5}{2,107 \cdot 10^{-5}}$$

$$Re = 1\,459\,421 \quad [1]$$

Výpočet součinitele tření z Reynoldsova čísla

$$\lambda = 0,0054 + \frac{0,396}{Re^{0,3}}$$

$$\lambda = 0,0054 + \frac{0,396}{1\,459\,421^{0,3}}$$

$$\lambda = 0,011$$

[1]

Prvky na spalínovodech	Místní součinitel tlakových ztrát	Počet kusů
Koleno 90° DN 2500	1,1	2
Difuzor z DN 2500/1800 60°	0,1	1

Tabulka č. 14 – Výpis prvků na spalínovodech v úseku K2 a jejich součinitel místních ztrát.

Celková tlaková ztráta

$$\Delta p = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \left(\lambda \cdot \frac{L}{D} + \zeta_1 + \dots + \zeta_n \right)$$

$$\Delta p = \frac{0,9425 \cdot 12,3^2}{2} \left(0,011 \cdot \frac{16}{2,5} + 2 \cdot 1,1 + 0,1 \right)$$

$$\Delta p = 169$$

[Pa]

9.4. Výpočet Δp_{K3} – tlaková ztráta při průtoku spalin přes potrubí spalin mezi ventilátorem spalin a komínem.

Výpočet průměru kouřovodu

Objemový průtok spalin	$\dot{V}_{sp}^{93^\circ C}$	60,066	$m^3 \cdot s^{-1}$
Rychlost spalin - maximální	$v_{sp,max}$	14	$m \cdot s^{-1}$
Kinematická viskozita	$\nu_{sp}^{93^\circ C}$	$2,089 \cdot 10^{-5}$	$m^2 \cdot s^{-1}$
Délka kouřovodů	L	24	m

Tabulka č 15 – Parametry kouřovodů a spalin v úseku K3.

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{V}_{sp}^{95^\circ C}}{\pi \cdot v_{sp}}}$$

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 60,066}{\pi \cdot 14}}$$

$$D_k = 2,337$$

[m²]

Volím průměr kouřovodů: 2500 mm

Skutečná rychlost spalin D_k1

$$v_{sp,skutečná} = \frac{\dot{V}_{sp}^{93^{\circ}C}}{\frac{\pi \cdot D_k^2}{4}}$$

$$v_{sp,skutečná} = \frac{60,066}{\frac{\pi \cdot 2,5^2}{4}}$$

$$v_{sp,skutečná} = 12,23 \quad [m \cdot s^{-1}]$$

Výpočet hustoty spalin při efektivních podmínkách

teplota spalin - $T = 366$ K; statický tlak spalin v úseku K3 - $p_{stat} = +200$ Pa

$$\rho_{spal} = \frac{p \cdot M_{spal}}{8314 \cdot T}$$

$$\rho_{spal} = \frac{101525 \cdot 29,538}{8314 \cdot 366}$$

$$\rho_{spal} = 0,986 \quad [kg \cdot Nm^{-3}]$$

Dynamická viskozita spalin

$$\eta = \nu_{sp}^{93^{\circ}C} \cdot \rho_{sp,skutečná}$$

Výpočet Reynoldsova čísla

$$Re = \frac{v_{sp,sk} \cdot D \cdot \rho_{sp,sk}}{\eta}$$

$$Re = \frac{v_{sp,sk} \cdot D \cdot \rho_{sp,sk}}{v \cdot \rho_{sp,sk}}$$

$$Re = \frac{12,23 \cdot 2,5}{2,089 \cdot 10^{-5}}$$

$$Re = 1\,463\,618 \quad [1]$$

Výpočet součinitele tření z Reynoldsova čísla

$$\lambda = 0,0054 + \frac{0,396}{Re^{0,3}}$$

$$\lambda = 0,0054 + \frac{0,396}{1\,463\,618^{0,3}}$$

$$\lambda = 0,011$$

[1]

Prvky na spalínovodech	Místní součinitel tlakových ztrát	Počet kusů
Koleno 90° DN 2500	1,1	1
Koleno 90° DN 1800	1,1	1
Difuzor z DN 1800/2500 60°	0,8	1
Difuzor z DN 2500/1800 60°	0,1	1
T - odbočka	1,2	1
Klapka DN 1800	0,25	2

Tabulka č. 16 – Výpis prvků na spalínovodech v úseku K3 a jejich součinitel místních ztrát.

Celková tlaková ztráta

$$\Delta p = \frac{\rho \cdot w^2}{2} \left(\lambda \cdot \frac{L}{D} + \zeta_1 + \dots + \zeta_n \right)$$

$$\Delta p = \frac{0,986 \cdot 12,23^2}{2} \left(0,011 \cdot \frac{24}{2,5} + 1,1 + 1,1 + 0,8 + 0,1 + 1,2 + 2 \cdot 0,25 \right)$$

$$\Delta p = 362$$

[Pa]

9.5. Celková ztráta

$$\Delta p_{AB} = \Delta p_{K1} + \Delta p_R + \Delta p_{TF} + \Delta p_{K2} + \Delta p_{K3} \quad (9.10)$$

$$\Delta p_{AB} = 188 + 1500 + 1600 + 169 + 362$$

$$\Delta p_{AB} = 3819 \quad [Pa]$$

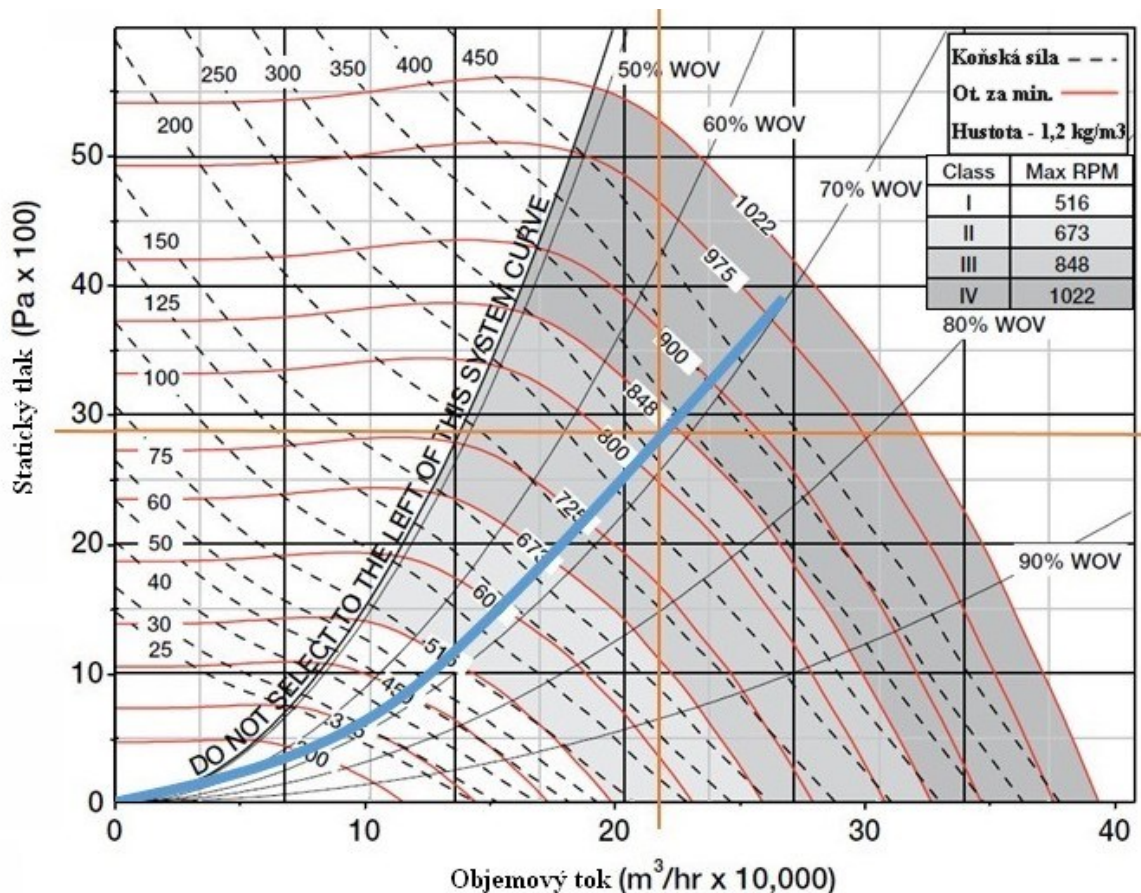
Výrobci uvádějí charakteristiky ventilátorů pro hustotu vzduchu při 20°C, resp. pro hustotu 1,2 kg/m³. Jelikož pomocný ventilátor pracuje s plynem o hustotě 0,9 kg/m³ je nutné tlakovou ztrátu Δp_{AB} přepočítat podle vztahu:

$$\Delta p_{AB,2} = \Delta p_{AB,1} \cdot \frac{\rho_2}{\rho_1} \quad (9.11)$$

$$\Delta p_{AB,2} = 3819 \cdot \frac{0,9}{1,2}$$

$$\Delta p_{AB,2} = 2864 \quad [Pa]$$

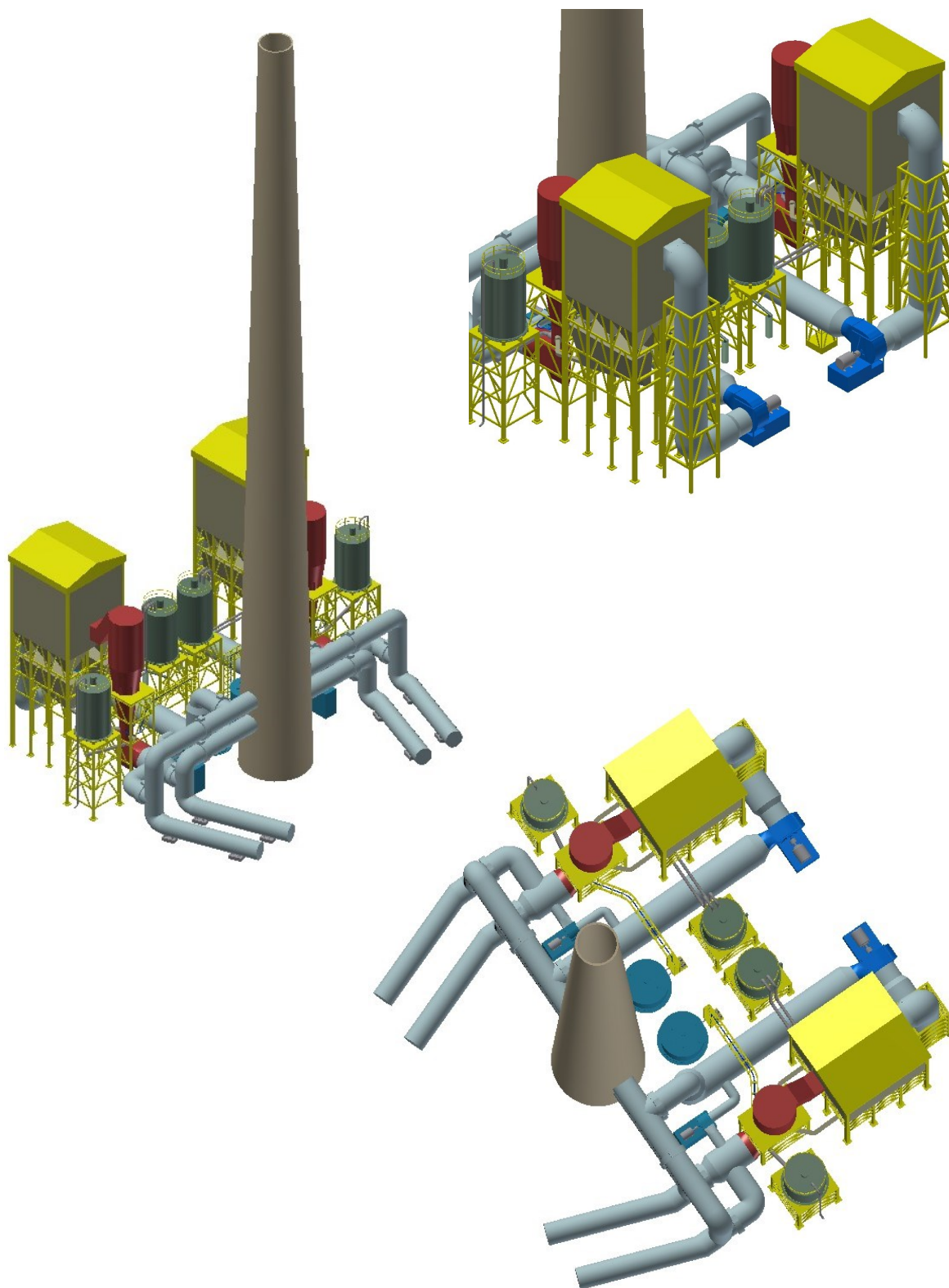
Z tlakové charakteristiky radiálního ventilátoru s oběžným kolem 1850 mm můžeme na obrázku č. 12 odečíst příkon a otáčky ventilátoru. Příkon na spojení ventilátoru je roven 260 kW. Oběžné kolo se otáčí s frekvencí 830 otáček za minutu.



Obr. č. 12 – Tlaková charakteristika ventilátoru.

10. Popis jednotlivých částí zařízení

V následující kapitole budou popsány jednotlivé části odsiřovacího zařízení s využitím prostorových pohledů vytvořených v programu Autodesk Inventor.



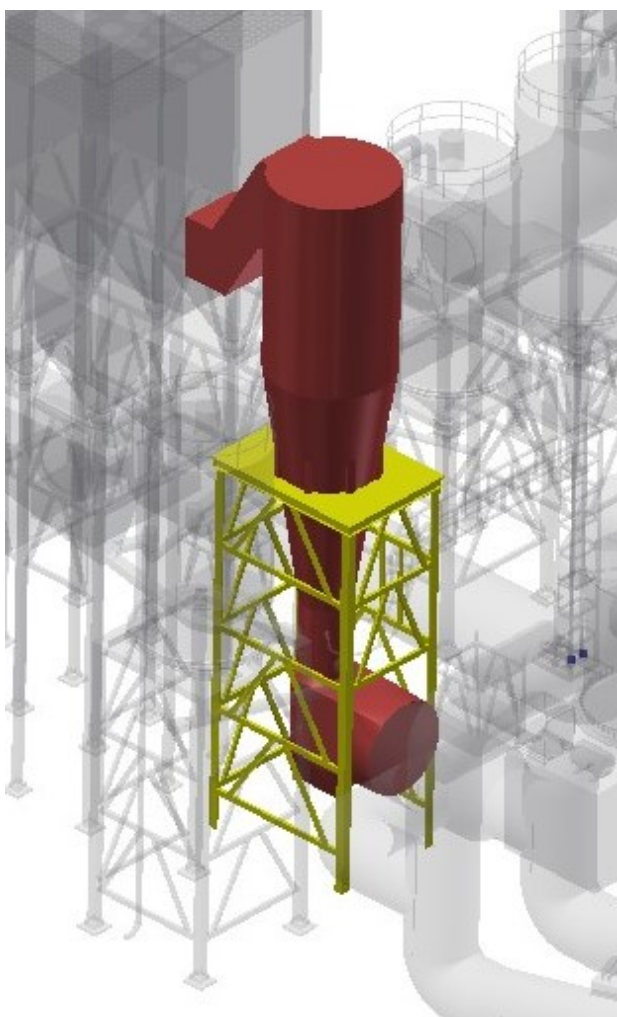
Obr. č. 13 – Prostorové pohledy na odsiřovací jednotky.

10.1. Reaktor

Odsiřovací fluidní reaktor je tvořen vertikální ocelovou nádobou z uhlíkaté oceli s proměnným průřezem a potřebnými vestavbami. Do spodní části reaktoru jsou vedeny spaliny z jednotlivých spalinových potrubí kotlů K1 až K4. Do těchto místech, s intenzivním turbulentním prouděním, je prováděn rozstřik technologické vody a sorbentu $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Sorbent je zde pneumaticky dopravován ze sila a dávkován pomocí trysek určených k rozprašování sypkých hmot. Do fluidního prostoru reaktoru je také dávkován recirkulovaný produkt odsíření. Ten se skládá se z prachu, volného sorbentu $\text{Ca}(\text{OH})_2$ a produktu odsíření CaSO_3 .

Procesy v reaktoru zahrnují tři důležité regulační smyčky pro řízení odsiřovacího procesu:

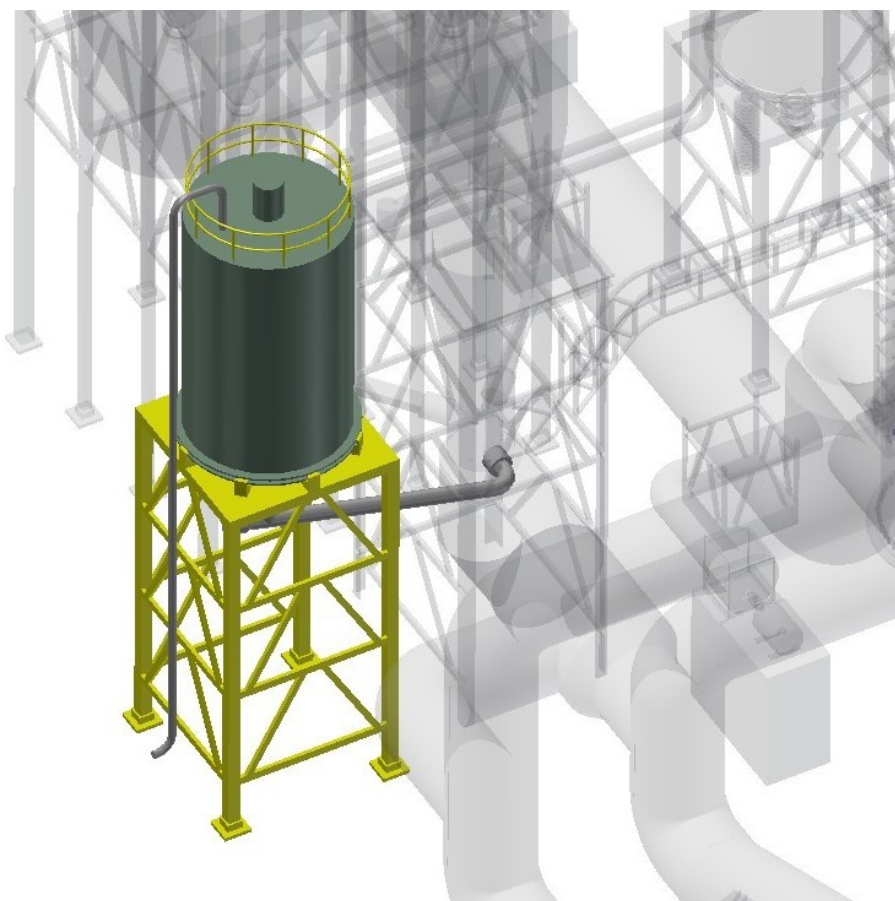
- řízení teploty spalin na výstupu z reaktoru dávkováním procesní vody,
- řízení koncentrace SO_2 na výstupu z odsiřování dávkováním čerstvého sorbentu,
- řízení toku recyklovaného produktu odsíření v závislosti na tlakové ztrátě fluidního lože pro aktuální tok spalin.



Obr. č. 14 – 3D pohled na reaktor odsiřovací jednotky.

10.2. Silo sorbentu

Odsiřovací sorbent je uložen v silo sorbentu, které pokryje spotřebu přibližně na 10 dní. Dávkování sorbentu je zprostředkováno dávkovacím zařízením. Rozprašování sorbentu se děje za pomoci tlakového vzduchu a speciálních rozprašovacích trysek. Množství dávkaného sorbentu je určováno požadavky řídicí smyčky pro řízení výstupní koncentrace SO₂.



Obr. č. 15 – 3D pohled na silo sorbentu.

10.3. Látkový filtr

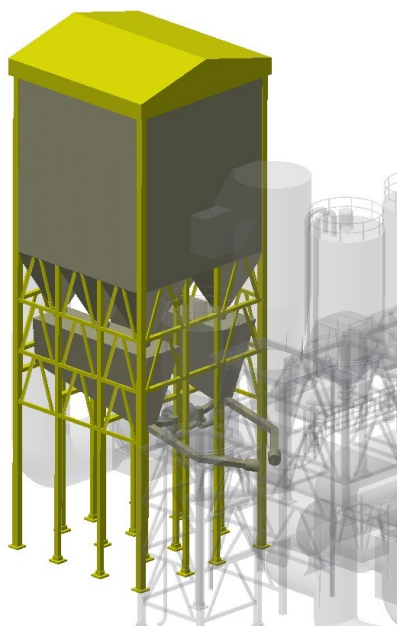
Látkové filtry Pulse Jet jsou plně automatizované zařízení s výkonným čištěním pomocí pulzního tlakového vzduchu. Tyto filtry charakterizuje nízká spotřeba energie, vysoká spolehlivost a jednoduchost obsluhy.

Filtr je umístěn za reaktorem na ocelové konstrukci a skládá se z šesti samostatných filtračních komor, situovaných ve dvou řadách po třech komorách. Spaliny vystupující z fluidního reaktoru jsou vedeny do filtračních komor kouřovodem „špinavých spalin“. Průřez tohoto kouřovodu se po celé jeho délce zmenšuje a díky tomu je proudění spalin uvnitř filtru optimálně rozloženo.

Komora neodsířených spalin je oddělena od komory spalin odsířených pomocí síťových plechů, na kterých jsou uchyceny filtrační rukávce s podpěrnými koši. Hlavní funkcí košů je zajistit stabilní a vzpřímenou polohu filtračních rukávců. Při čištění spalin se na vnější ploše filtračních rukávců vytváří vrstva zachyceného prachu s částicemi sorbentu tzv. filtrační koláč. Narůstající vrstva zachyceného prachu způsobuje nárůst tlakové ztráty filtru. Na základě rozdílů tlaku mezi vstupem a výstupem z filtru je řízeno pulzní tlakové čištění. Pod každou filtrační komorou se nachází výsyпка prachových částic. Tyto výsyvky mají nejčastěji tvar komolého jehlanu a jejich stěny jsou vyztuženy pomocí žeber.

Z výsypek látkového filtru pokračují zachycené částice do fluidizační výsyvky. Tyto výsyvky jsou pod určitým sklonem napojeny na recirkulační potrubí, které zajišťuje dopravu produktu odsíření zpět do reaktoru.

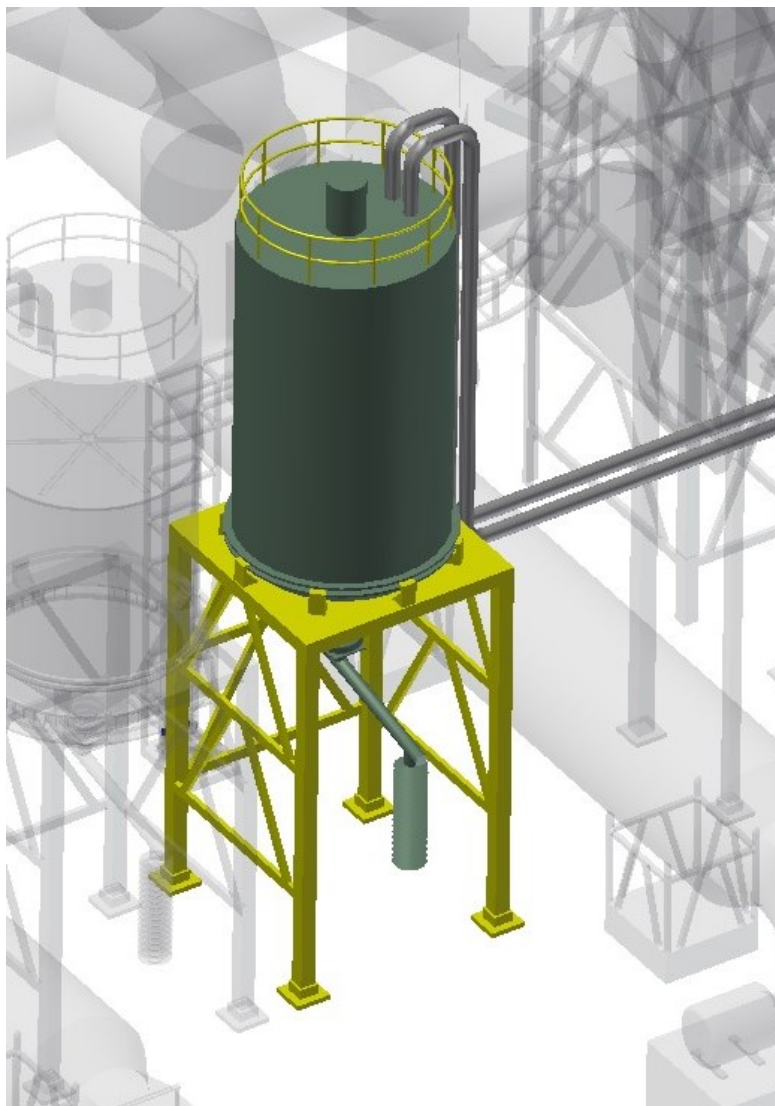
Při dosažení určité výšky hladiny prachu ve fluidizační výsypce je vedlejší produkt odsíření odebírán rotačním podavačem a pneumaticky dopravován do sila produktu odsíření. Rotační podavač zastává také funkci tlakového uzávěru proti přísávání okolního vzduchu do recirkulačního systému.



Obr. č. 16 – 3D pohled na látkový filtr a fluidizační lože.

10.4. Silo produktu

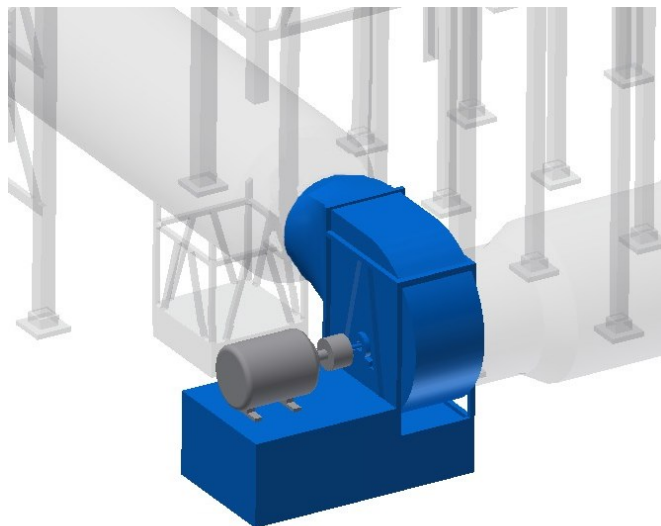
Vedlejší produkt odsíření je odebírán z fluidizační výsypky do sběrného mezizásobníku rotačním podavačem, který zastává také funkci tlakového uzávěru proti přisávání okolního vzduchu do recirkulačního systému. Součástí sběrného mezizásobníku je provzdušňovací systém a snímače max. a min. hladiny produktu odsíření. Zásoba sila je asi na 7 dní.



Obr. č. 17 – 3D pohled na silo produktu odsíření.

10.5. Pomocný spalínový ventilátor

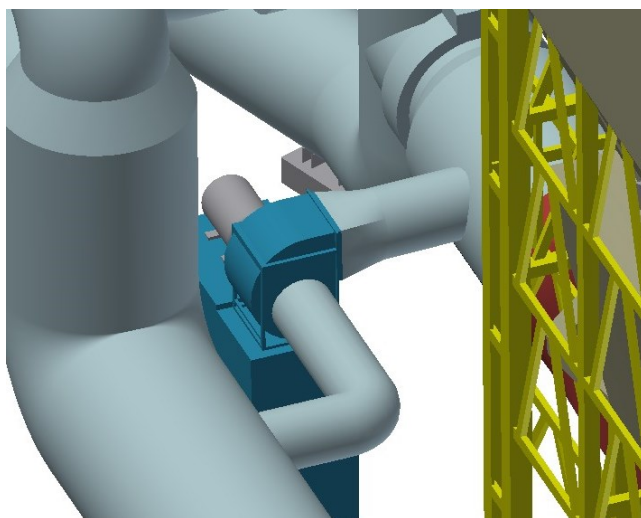
Pro kompenzaci tlakové ztráty odsiřovací jednotky je nutné navrhnout a nainstalovat nový kouřový posilovací ventilátor. Nainstalován bude za látkovým filtrem a bude odvádět odsiřené spaliny do stávajícího komína. Byl vybrán radiální ventilátor o průměru oběžného kola 1850 mm a maximálním příkonem 260 kW. Regulace otáček bude uskutečněna frekvenčním měničem a řízení ventilátoru bude určováno hodnotou podtlaku za odsiřovací jednotkou.



Obr. č. 18 – 3D pohled na pomocný kouřový ventilátor.

10.6. Recirkulační ventilátor.

V letních měsících, při minimálním výkonu teplárny, nemusí být pro správnou funkci reaktoru tok spalin dostačující. Z tohoto důvodu jsou kouřovody před a za odsiřovací jednotkou propojeny pomocí recirkulačního ventilátoru. Ventilátor o příkonu 20 kW s velikostí oběžného kola 900 mm bude zajišťovat minimální tok spalin do reaktoru. Minimální tok spalin do reaktoru je 24 m³/s.



Obr. č. 19 – 3D pohled na recirkulační ventilátor.

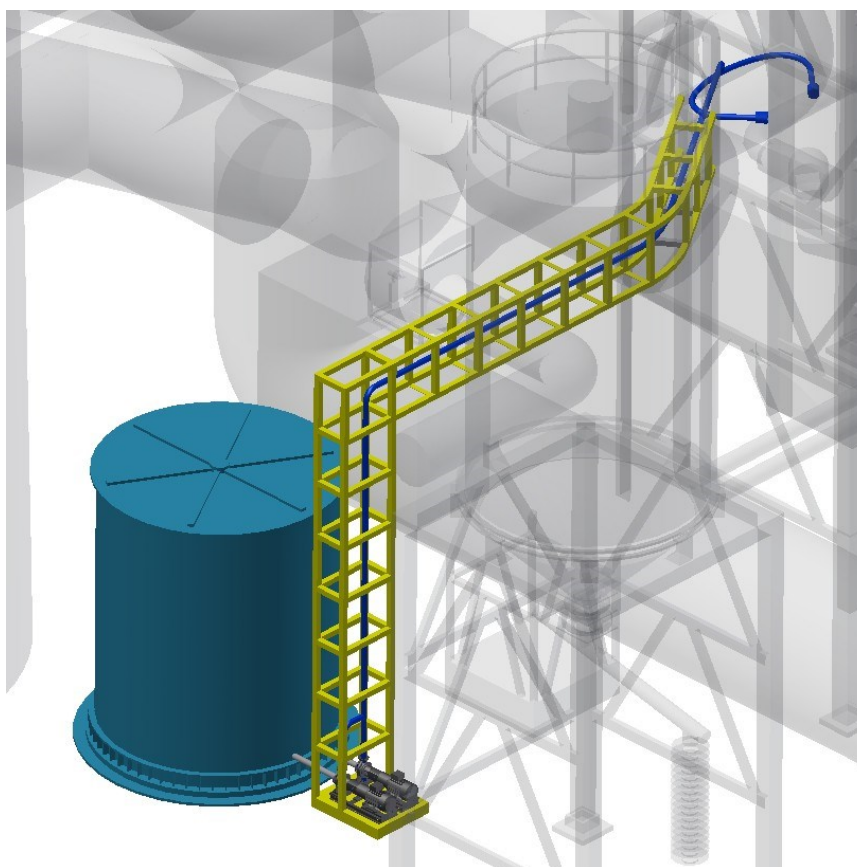
10.7. Technologie pro dávkování procesní vody

Mezi hlavní části technologie pro dávkování procesní vody patří zásobní nádrž o celkovém objemu 60 m³. Její zásoba odpovídá přibližně denní spotřebě vody při plném výkonu odsiřovací jednotky. O žádaný pracovní tlak a průtok vody se starají dvě dávkovací čerpadla. Další důležitou součástí jsou rozprašovací trysky, které významně ovlivňují kvalitu procesu.

Požadavky kladené na rozprašovací trysky:

- co nejjemnější rozprášení kapiček vody (100 – 400 μm)
- minimální koncentrace větších kapiček
- konstantní spektrum kapiček v celém regulačním rozsahu trysky
- žádné úkapy strhávané do proudu spalin

Nejčastěji využívané jsou hydraulické trysky s recirkulací založené na principu tlakového rozstříku. Regulační poměr těchto trysek s recirkulací je 10:1. Také zaručují téměř rovnoměrné spektrum kapiček v celém regulačním rozsahu. Rozprašování tekutiny se nejčastěji provádí do tvaru dutého kužele s úhlem 90°.



Obr. č. 20 – 3D pohled na technologii dávkování procesní vody.

11. Závěr

Práce je rozdělena na teoretickou a praktickou část. Teoretická část je zpracována v 2. a 3. kapitole formou odborné rešerše. V krátkosti se v těchto kapitolách rozebírala legislativa ohledně emisí SO₂ a také nejběžnější a nejdostupnější metody odsiřování spalin.

V praktické části práce bylo cílem navrhnout odsiřovací zařízení granulačních kotlů Teplárny Přívoz. Ze všech uvedených metod odsiřování bylo vybráno polosuché vápencové odsiření s využitím technologie pneumatického reaktoru s cirkulační fluidní loží.

Z důvodu kolísání výkonu bylo nutné navrhnout dvě menší odsiřovací jednotky. Jediná jednotky by nemusela v letním období s minimální odběrem tepla správně pracovat. Navrhované jednotky jsou totožné.

V návrhovém výpočtu byly stanoveny rozměry kouřovodů, reaktoru, látkového filtru, skladovacích sil a technologie pro dávkování technologické vody.

Tvar reaktoru jsem určil z pádové rychlosti největší částice vstupující do procesu odsiření. Výsledkem byl maximální průměr, kterého může reaktor nabývat a to 4,5 m. Jako odlučovače odsiřovacího materiálu byly vybrány látkové filtry Pulse Jet, které jsou plně automatizované zařízení s výkonným čištěním pomocí pulzního tlakového vzduchu. Tyto filtry charakterizuje nízká spotřeba energie, vysoká spolehlivost a jednoduchost obsluhy. Oba filtry se budou skládat z 6 filtračních komor, každá po 168 kusech filtračních rukávců. O kompenzaci tlakových ztrát odsiřovací jednotky se stará radiální ventilátor s průměrem oběžného kola 1850 mm a příkonem 260 kW. Skladovací síla sorbentu a produktu odsiření jsou navržena tak, aby byla schopna pojmout zásobu těchto látek na několik dní.

Navrhované odsiření snižuje emise síry z nynějších 929 mg/Nm³ na 190 mg/Nm³. V ročním součtu se tedy jedná o snížení emisí síry z 2 361 tun na 483 tun. Účinnost odsiřovacího procesu v tomto případě dosahuje 79,5%. Roční emise tuhých znečišťujících látek nepřesahují 46 t, roční spotřeba odsiřovacího sorbentu dosahuje 3 000 tun, spotřeba technologické vody 37 000 m³ a hmotnost ročně vnikajícího produktu odsiření dosahuje hodnoty 4 900 tun. Je nutné podotknout, že výkon teplárny v průběhu roku kolísá. Výše uvedené spotřeby a produkce látek odpovídají jmenovitému výkonu teplárny při nepřetržitém ročním provozu.

V programu Autodesk Inventor byl také vytvořen prostorový model celého zařízení s dispozičním řešením a všemi základními komponenty.

Zdroje

- [1] DLOUHÝ, Tomáš. *Výpočty kotlů a spalinových výměníků*. Vyd. 3. V Praze: Nakladatelství ČVUT, 2007, c1999, 212 s. ISBN 978-80-01-03757-7.
- [2] KADLEC, Zdeněk. *Průvodce sdílením tepla pro požární specialisty*. 1. vyd. V Ostravě: Sdružení požárního a bezpečnostního inženýrství, 2009, 100 s. Spektrum (Sdružení požárního a bezpečnostního inženýrství). ISBN 978-80-7385-061-6.
- [3] MEDEK, Jaroslav. *Hydraulické pochody*. Vyd. 4., V Akademickém nakladatelství CERM 1. Brno: Akademické nakladatelství CERM, 2004, 339 s. ISBN 80-214-2640-3.
- [4] MIKLÍK, T. *Odsíření spalin fluidního kotle*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2009. 80 s. Vedoucí diplomové práce doc. Ing. Zdeněk Skála, CSc.
- [5] NOVÝ, Richard. *Ventilátory*. 1. vyd. Praha: České vysoké učení technické, 1993, 101 s. ISBN 80-01-00987-4.
- [6] VEJVODA, J., Machač, P., Buryan, P.: *Technologie ochrany ovzduší a čištění odpadních plynů*. Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2003, ISBN 03-334-17/03.

Elektronické zdroje

- [7] Ministerstvo životního prostředí [online]. Dostupné z: <<http://www.mzp.cz>>
- RAFAKO S. A. [online]. Dostupné z: <<http://www.rafako.com.pl/products/574>>
- [8] The Babcock & Wilcox Company [online]. Dostupné z: <<http://www.babcock.com>>
- [9] Krajská hygienická stanice se sídlem v Liberci [online]. Dostupné z: <<http://www.khslbc.cz/odbory/hok/ovzdusi-zdravi.pdf>>

Seznam obrázků

- Obr. č. 1 – Popis základních částí absorberu mokré metody odsiřování.
- Obr. č. 2 – Schématické znázornění reakčních procesů suché aditivní metody odsíření.
- Obr. č. 3 – Popis základních částí rozprašovací sušárny polosuché metody odsíření.
- Obr. č. 4 – Popis základních částí odsiřovací jednotky s fluidním reaktorem.
- Obr. č. 5 – Pohled na Teplárnu přívoz a Koksovnu Svoboda (foto: Petr Štefek)
- Obr. č. 6 – Znázornění jednotlivých stavebních parcel.
- Obr. č. 7 – Ztráta kotle sdílením tepla do okolí.
- Obr. č. 8: Křivka závislosti účinnosti odsíření na přebytku Ca/S.
- Obr. č. 9 – Granulometrie materiálu cirkulující fluidní vrstvy.
- Obr. č. 10 – Schématické znázornění teplárny před a po instalaci odsiřovací jednotky.
- Obr. č. 11 – Schématické znázornění jednotlivých částí odsiřovací jednotky.
- Obr. č. 12 – Tlaková charakteristika ventilátoru.
- Obr. č. 13 – Prostorové pohledy na odsiřovací jednotky.
- Obr. č. 14 – 3D pohled na reaktor odsiřovací jednotky.
- Obr. č. 15 – 3D pohled na silo sorbentu.
- Obr. č. 16 – 3D pohled na látkový filtr a fluidizační lože.
- Obr. č. 17 – 3D pohled na silo produktu odsíření.
- Obr. č. 18 – 3D pohled na pomocný kouřový ventilátor.
- Obr. č. 19 – 3D pohled na recirkulační ventilátor.
- Obr. č. 20 – 3D pohled na technologii dávkování procesní vody.

Seznam tabulek

- Tabulka č. 1 – Základní parametry černého uhlí.
- Tabulka č. 2 – Vybrané hodnoty z garanční zkoušky kotle.
- Tabulka č. 3 – Základní hodnoty pro provedení stechiometrických výpočtů.
- Tabulka č. 4 – Základní hodnoty pro provedení výpočtu odsíření.
- Tabulka č. 5 – Množství a toky jednotlivých složek produktu odsíření.
- Tabulka č. 6 – Entalpie jednotlivých plynných složek spalin.
- Tabulka č. 7 – Roční spotřeby (produkce) základních látek odsiřovacího procesu.
- Tabulka č. 8 – Parametry látkového filtru.
- Tabulka č. 9 – Parametry potřebné k výpočtu pádové rychlosti materiálu fluidní vrstvy.
- Tabulka č. 10 – Parametry potřebné k výpočtu pádové rychlosti rozprašovaných kapiček.
- Tabulka č. 11 – Parametry kouřovodů a spalin v úseku K1.
- Tabulka č. 12 – Výpis prvků na spalinovodech v úseku K1 a jejich součinitel místních ztrát.
- Tabulka č. 13 – Parametry kouřovodů a spalin v úseku K2.
- Tabulka č. 14 – Výpis prvků na spalinovodech v úseku K2 a jejich součinitel místních ztrát.
- Tabulka č. 15 – Parametry kouřovodů a spalin v úseku K3.
- Tabulka č. 16 – Výpis prvků na spalinovodech v úseku K3 a jejich součinitel místních ztrát.

Seznam příloh

Barevné pohledy na odsiřovací jednotku

Prostorový pohled 1

Prostorový pohled 2

Horní pohled

Přední pohled

Boční pohled

Zadní pohled

Technické výkresy

Výkres č. 1 – Odsíření – 3D (formát A2)

Výkres č. 2 – Odsíření – Půdorys (formát A2)

Výkres č. 3 – Odsíření – Řez A (formát A2)

Výkres č. 4 – Odsíření – Řez B (formát A2)

Výkres č. 5 – Odsíření – Zadní pohled (formát A2)

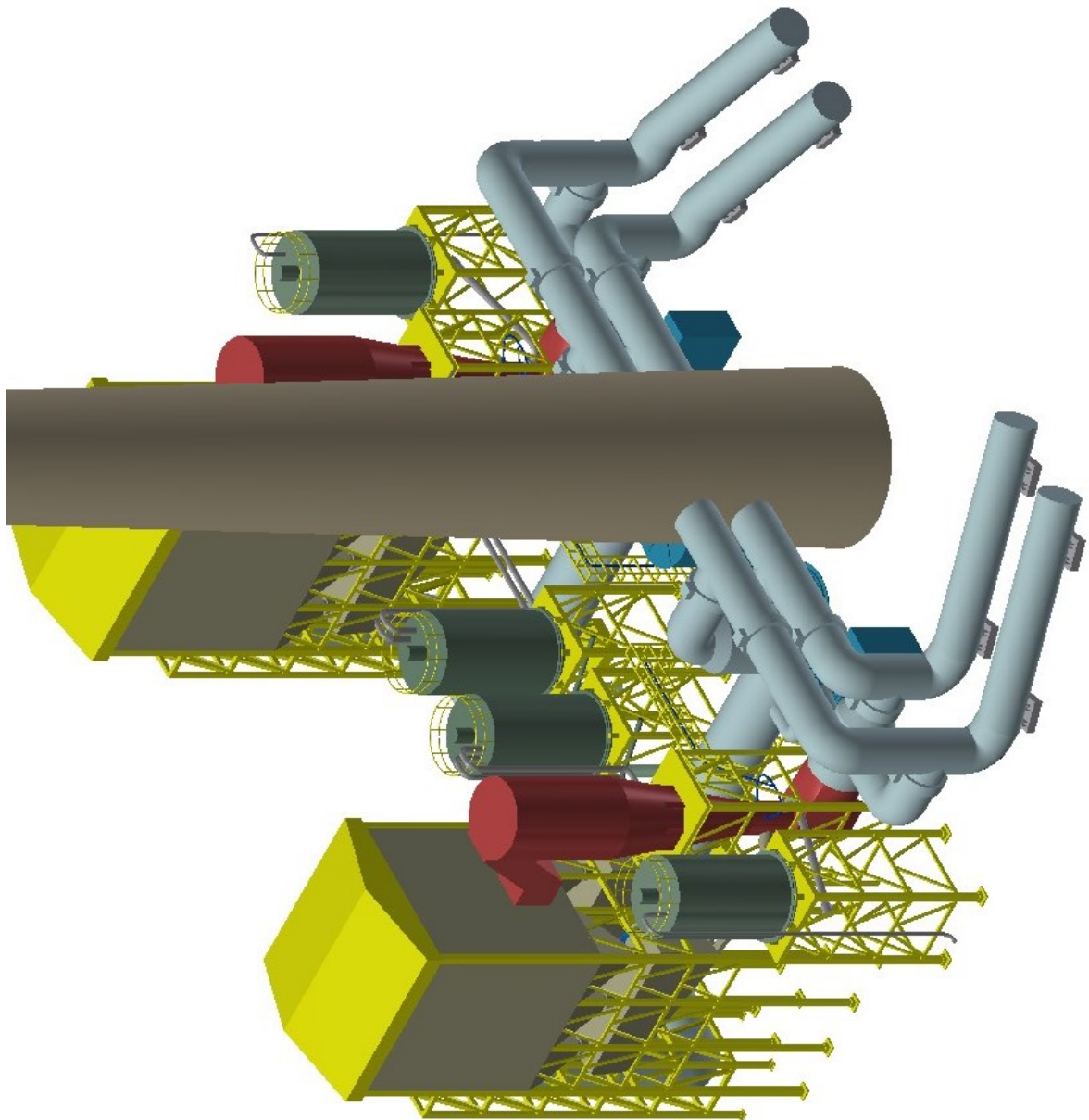
Výkres č. 6 – Odsíření – Bokorys (formát A2)

Schéma č. 1 – Schéma odsiřovacího zařízení (formát A3)

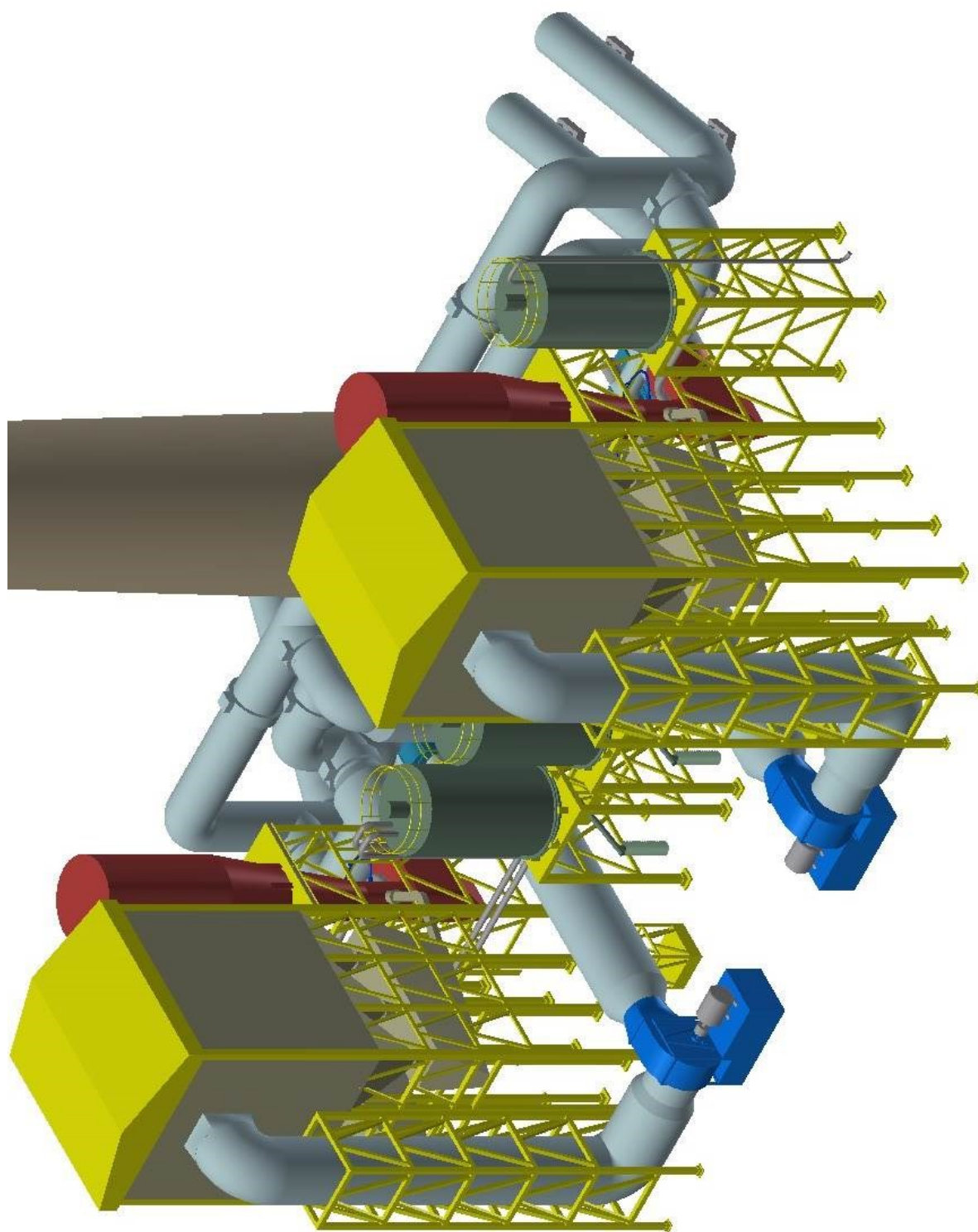
Přílohy

Barevné pohledy na odsiřovací jednotku

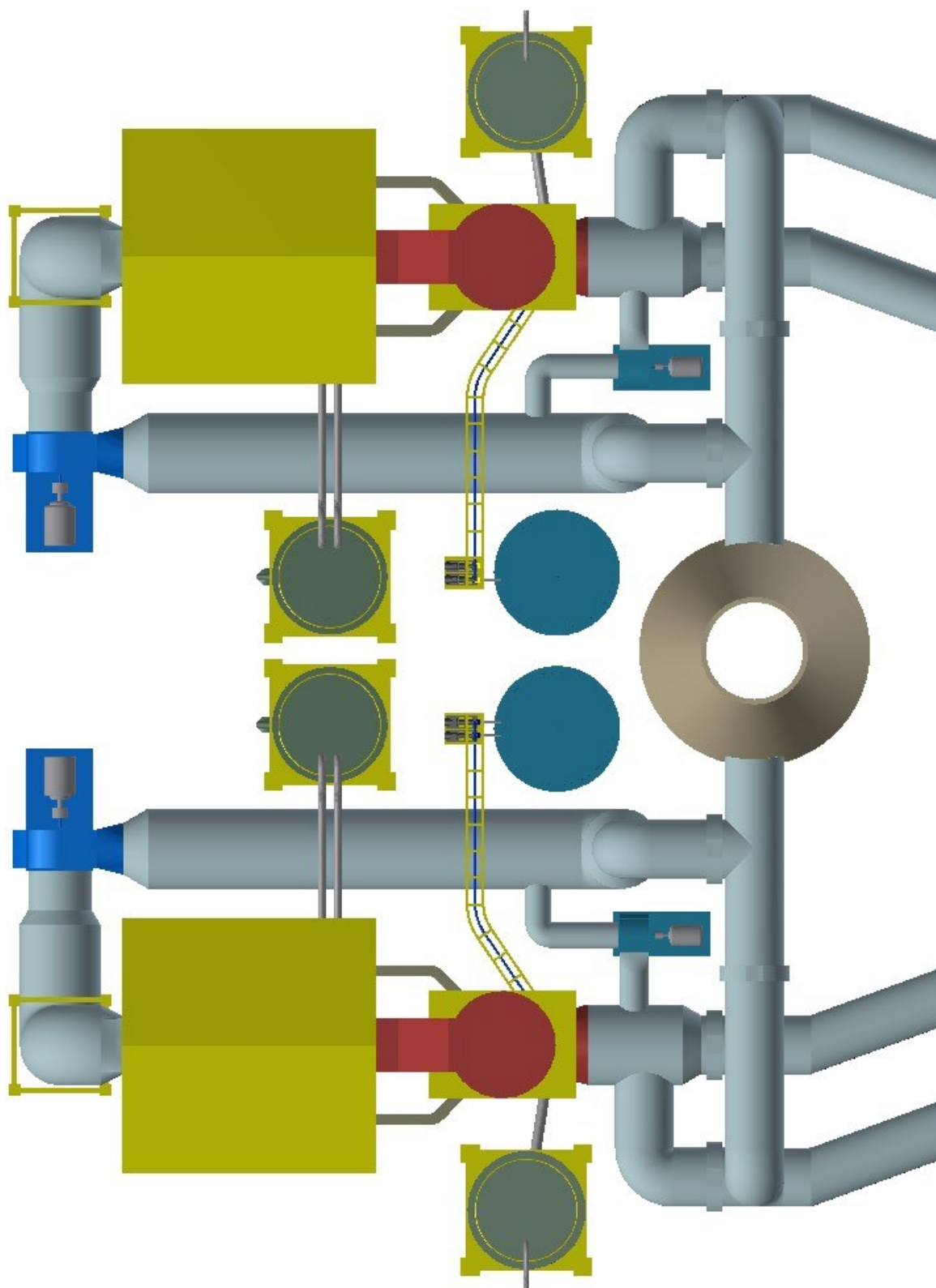
Prostorový pohled 1



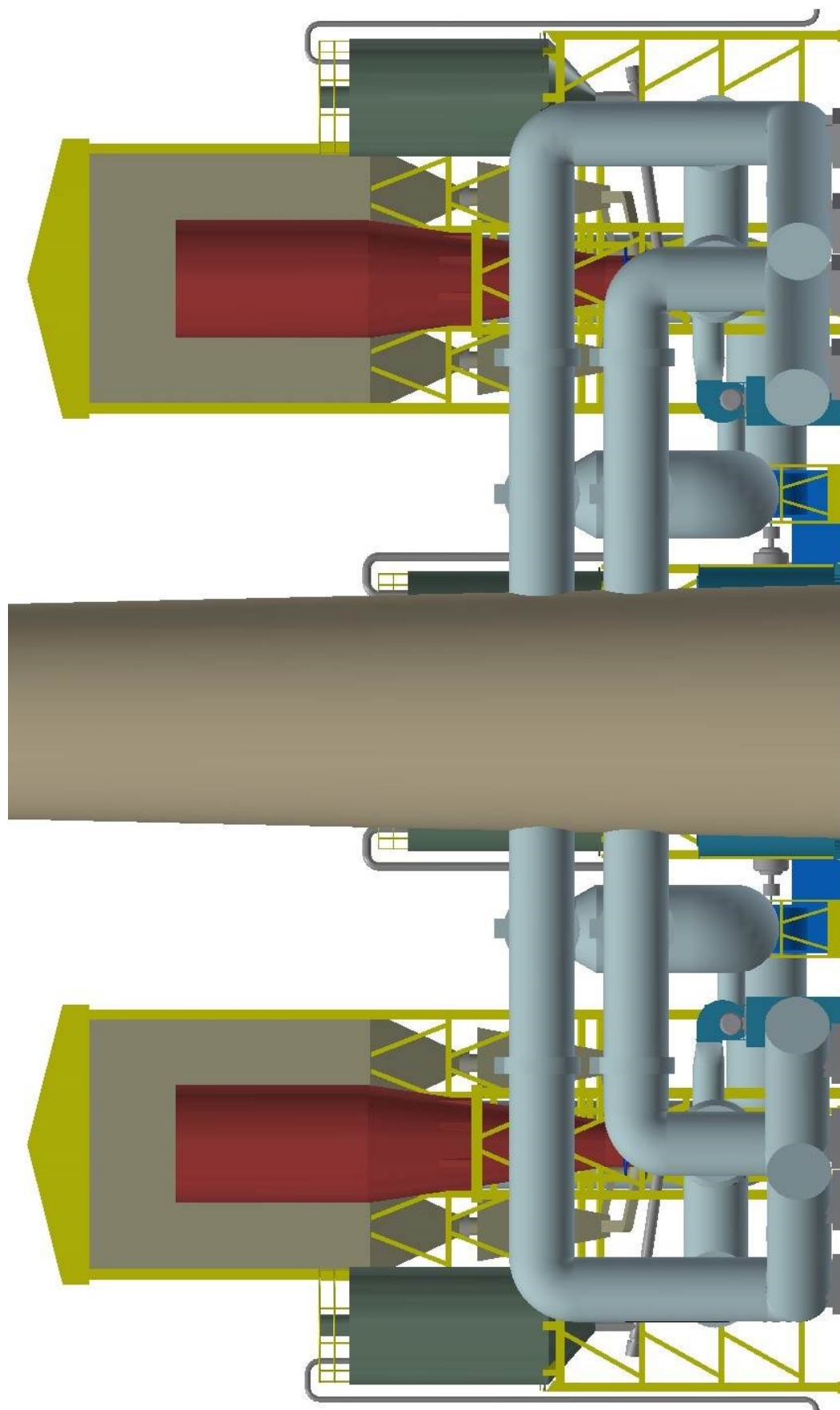
Prostorový pohled 2



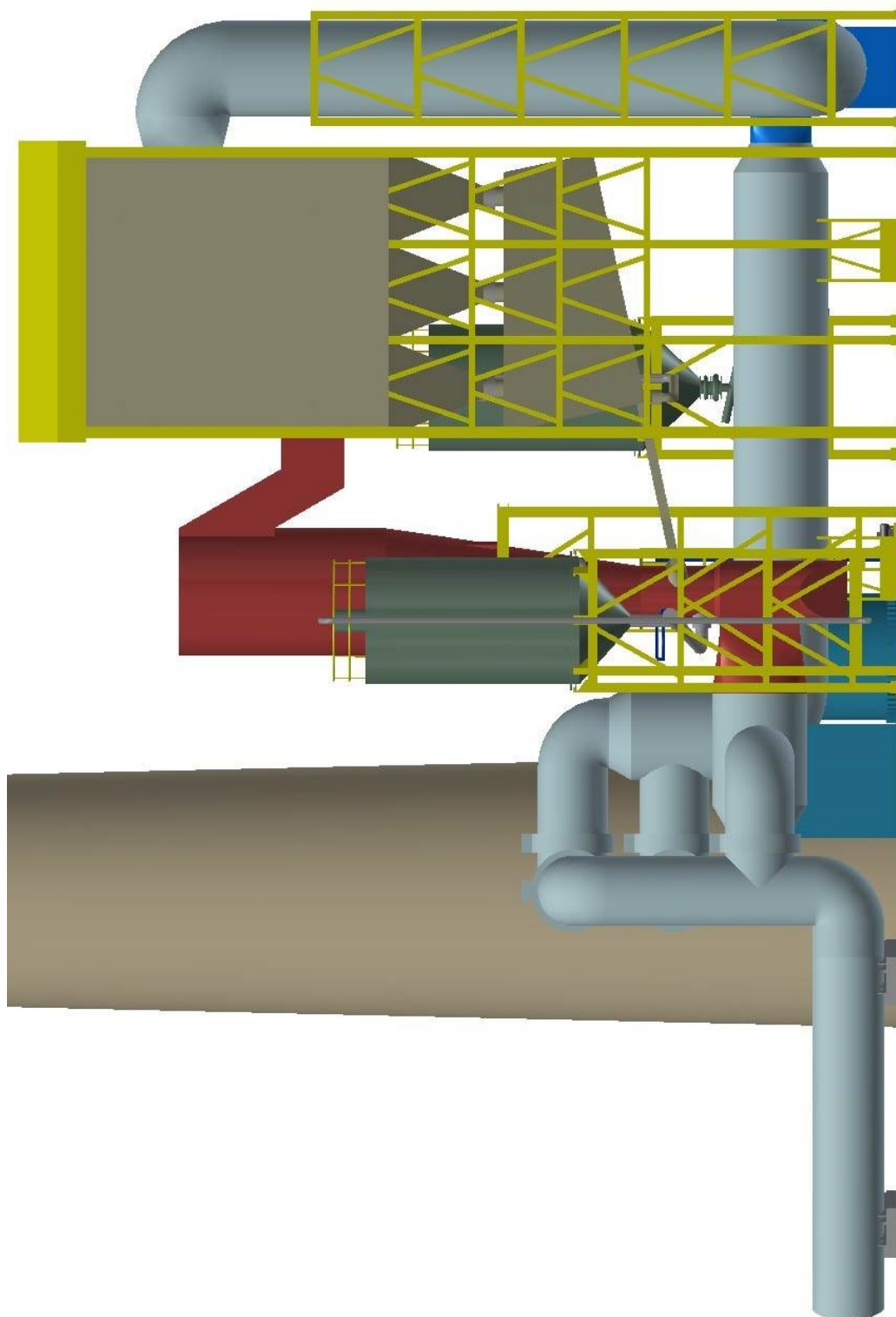
Horní pohled



Přední pohled



Boční pohled



Zadní pohled

