



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY



FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ  
ENERGETICKÝ ÚSTAV

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING  
ENERGY INSTITUTE

## ODSÍŘENÍ PRÁŠKOVÉHO GRANULAČNÍHO KOTLE K3 NA TEPLÁRNĚ OLOMOUC

DESULPHURIZATION OF PULVERIZED COAL BOILER (DRY BOTTOM ASH) IN TEPLARNA  
OLOMOUC

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. JAKUB HALUZA

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

doc. Ing. ZDENĚK SKÁLA, CSc.

BRNO 2012

Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství

Energetický ústav

Akademický rok: 2011/2012

## **ZADÁNÍ DIPLOMOVÉ PRÁCE**

student(ka): Bc. Jakub Haluza

který/která studuje v **magisterském navazujícím studijním programu**

obor: **Energetické inženýrství (2301T035)**

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

### **Odsíření práškového granulačního kotle K3 na Teplárně Olomouc**

v anglickém jazyce:

### **Desulphurization of pulverized coal boiler (dry bottom ash) in Teplarna Olomouc**

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Návrh odsiřovací jednotky, dispoziční řešení, kalkulace nákladů

Cíle diplomové práce:

Navrhnu odsiřovací jednotku ,dispoziční řešení a kalkulace nákladů

Seznam odborné literatury:

Gerard Kiely: Enviromental Engineering

Černý Teysler, Janeba: Parní kotle, SNTL Praha

Vedoucí diplomové práce: doc. Ing. Zdeněk Skála, CSc.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2011/2012.

V Brně, dne

L.S.

---

doc. Ing. Zdeněk Skála, CSc.  
Ředitel ústavu

---

prof. RNDr. Miroslav Doupovec, CSc., dr. h. c.  
Děkan fakulty

## ABSTRAKT

Tato diplomová práce se zabývá studií proveditelnosti odsíření práškového granulačního kotle K3 na Teplárně Olomouc. Kotel K3 spaluje černé energetické uhlí a po 1.1.2016 již nebude plnit nové přísnější emisní limity. Práce ve své teoretické části mapuje použitelné odsiřovací metody, z nichž se jako nejvhodnější jeví polosuchá metoda NID. V praktické části je proveden stechiometrický výpočet spalin a dále bilance vstupních surovin a výstupních produktů. Je potvrzena možnost použití této metody. Dále je zpracována kalkulace ročních provozních nákladů na odsiřovací proces a uvedeny reference již instalovaných NID systémů.

**Klíčová slova:**

kotel, spaliny, emise, odsiřování spalin, oxid siřičitý, stechiometrie, bilance, náklady, reference

## ABSTRACT

This master thesis deals with the feasibility studies desulphurization of powder granulation K3 boiler at Olomouc heating station. K3 boiler burns black energetic coal and after January 1st, 2016 will not meet new more strict emission limits. The theoretical part of the thesis charts usable desulphurization methods from which the semi-dry NID appears as the most appropriate one. In the practical part there is performed a stoichiometric calculation of the flue gas and the balance of raw materials and output products. The possibility of NID method usage is confirmed here. Next the annual operating cost of the desulfurization process is calculated and some NID systems already installed references are presented.

**Keywords:**

boiler, flue gas, emission, flue gas desulphurisation, sulfur dioxide, stoichiometry, balances, the costs, references

## **BIBLIOGRAFICKÁ CITACE**

HALUZA, J. Odsíření práškového granulačního kotle K3 na Teplárně Olomouc. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2012. 61 s. Vedoucí diplomové práce doc. Ing. Zdeněk Skála, CSc..

## **PROHLÁŠENÍ AUTORA**

Prohlašuji, že jsem diplomovou práci vypracoval samostatně s použitím materiálů uvedených v použité literatuře a informací získaných při konzultacích.

V Brně dne 25. května 2012

.....

podpis

Bc. Jakub Haluza

## **Poděkování**

Chtěl bych poděkovat vedoucímu svojí diplomové práce Doc. Ing. Zdeňku Skálovi, CSc., za vedení mojí diplomové práce, trpělivost, cenné rady, připomínky a materiály, které mi pro tvorbu práce poskytl. Dále bych chtěl poděkovat Ing. Petru Botlíkovi, MSc, vedoucímu závodu Dalkia Česká republika a.s. Olomouc, za konzultace a připomínky k mojí diplomové práci. Také bych chtěl poděkovat všem vyučujícím Energetického ústavu za všechny znalosti a zkušenosti, které studentům předávají. Nakonec bych chtěl poděkovat celé svojí rodině, která mě po celou dobu studia podporovala a motivovala.

---

## Obsah

1. ÚVOD.....	9
2. OXIDY SÍRY.....	10
2.1 Základní charakteristika oxidů síry.....	10
2.2 Zdroje emisí.....	10
2.3 Oxidy síry a životní prostředí.....	10
2.4 Vliv oxidů síry na zdraví člověka.....	11
2.5 Celkové zhodnocení nebezpečnosti z hlediska životního prostředí.....	11
2.6 Způsoby zjišťování a měření koncentrace oxidů síry.....	11
2.7 Emisní limity.....	12
3. TECHNOLOGIE SNIŽOVÁNÍ EMISÍ SO <sub>x</sub> .....	13
3.1 Suché metody.....	13
3.1.1 Dávkování sorbentu při přípravě paliva.....	13
3.1.2 Injektáž sorbentu do topeniště.....	14
3.1.3 Injektáž sorbentu do kouřovodu.....	15
3.1.4 Kombinovaná injektáž sorbentu.....	15
3.1.5 Suchá pračka s cirkulujícím fluidním ložem (CFB).....	15
3.2 Polosuché metody.....	15
3.2.1 Konvenční polosuché metody odsířování spalin.....	16
3.2.2 Odsířovací systém spalin NID.....	18
3.3 Mokrý metody.....	25
3.3.1 Mokrý vápencová vypírka.....	25
3.3.2 Mokrý magnezitová metoda.....	25
3.3.3 Mokrý čpavková metoda.....	26
3.3.4 Metoda vypírání mořskou vodou.....	26
3.4 Kombinované metody.....	26
3.5 Srovnání jednotlivých metod.....	27
3.5.1 Suché metody.....	28
3.5.2 Polosuché metody.....	28
3.5.3 Mokrý metody.....	29
3.5.4 Kombinované metody.....	29
4. NÁVRH POLOSUCHÉ METODY ODSÍŘENÍ.....	30
4.1 Parametry kotle.....	31
4.2 Parametry spalovaného paliva.....	31
4.3 Výpočet složení spalin.....	32
4.4 Stechiometrický výpočet polosuché metody odsíření.....	35
4.4.1 Toky spalin.....	35
4.4.2 Bilance síry.....	36
4.4.3 Dávkování sorbentu.....	38
4.4.4 Dávkování vody.....	38
4.4.5 Bilance popílku.....	43
4.4.6 Bilance produktu odsíření.....	44
4.4.7 Bilance tuhých znečišťujících látek (TZL).....	45

---



---

4.5 Roční vyhodnocení.....	46
4.5.1 Odsiřovací sorbent.....	46
4.5.2 Procesní voda.....	46
4.5.3 Popílek.....	46
4.5.4 Produkt odsíření.....	47
4.5.5 TZL do atmosféry.....	47
4.5.6 SO <sub>2</sub> do atmosféry.....	47
5. PROVOZNÍ NÁKLADY NA ODSIŘOVACÍ PROCES.....	49
5.1 Náklady na elektrickou energii.....	49
5.2 Náklady na procesní vodu.....	49
5.3 Náklady na dávkování sorbentu.....	49
5.4 Náklady na likvidaci popelovin.....	50
6. REFERENCE NID SYSTÉMŮ.....	51
7. ZÁVĚR.....	52
SEZNAM POUŽITÝCH ZDROJŮ.....	53
SEZNAM POUŽITÝCH ZKRATEK A SYMBOLŮ.....	54
SEZNAM PŘÍLOH.....	60

---

# 1. ÚVOD

Teplárna Olomouc má za sebou již více než šedesátiletou historii. Historie teplárenského zdroje ve městě Olomouci sahá až do roku 1947. V roce 1951 byl uveden do provozu kotel K1. Další rozvoj teplárny na sebe nenechal dlouho čekat, a tak již v lednu 1956 byl spuštěn druhý kotel K2. Další rozvoj potřeb tepla ve městě si vynutil výstavbu kotlů K3 a K4 (1964 a 1965).

Dnešní podoba teplárny je však úplně jiná. Teplárna prošla rozsáhlou modernizací v letech 1996 až 2003. Tato modernizace byla nezbytná nejen z hlediska dosluhujících kotlů, ale hlavně z důvodu nově platné legislativy a to Vyhlášení Ministerstva životního prostředí č.117/1997 Sb., která stanovila emisní limity a další podmínky provozování stacionárních zdrojů znečišťování a ochrany ovzduší. Pokud by kotle tyto limity neplnily, nemohly by být dále provozovány. V rámci modernizace teplárny byl vybudován nový fluidní kotel K5, který nahradil původní kotle K1 a K2. Následně byl v roce 1999 hnědouhelný kotel K3 rekonstruován na spalování černého uhlí. Kotel K4 byl zakonzervován.

V této podobě byla teplárna provozována po celou řadu let až do současnosti, kdy si nová legislativa EU vyžaduje opět se zamyslet nad koncepcí a ekologizací tohoto zdroje. Od 1.1.2016 začnou platit nové emisní limity. Největším problémem z hlediska nově platných emisních limitů po roce 2016 budou představovat emise  $\text{NO}_x$  a  $\text{SO}_x$ , ale i emise tuhých znečišťujících částic. U kotle K3 bude nutné snížit emise  $\text{NO}_x$  z 600 na 250  $\text{mg}/\text{Nm}^3$ . Z hlediska emisí  $\text{SO}_x$  se provozovatel bude muset dostat z hodnoty 850 na 250  $\text{mg}/\text{Nm}^3$ .

V případě emisí  $\text{NO}_x$  provozovatel uvažuje o postupné výměně hořáků za nízkoemisní, s úpravou mlecích okruhů spočívající ve zvýšení jemnosti mletí a s recirkulací spalin.

O mnoho horší situace z hlediska celkových investičních nákladů je u emisí  $\text{SO}_x$ , kdy nebude možné použít jednoduché metody na doodsíření spalin kterými je dávkování vápence do paliva nebo dávkování sody bikarbony do kouřovodu.

Smyslem práce je návrh vhodného odsíření kotle K3. Práce sleduje níže uvedené cíle:

- Rešerši vhodných metod odsíření
- Stechiometrický návrh polosuché odsířovací metody
- Kalkulace provozních nákladů

## 2. OXIDY SÍRY

### 2.1 Základní charakteristika oxidů síry

Jak uvádí zdroj [1]: „Do této skupiny látek patří oxid siřičitý ( $SO_2$ ) a oxid sírový ( $SO_3$ ). Oxid siřičitý je bezbarvý štiplavý plyn s teplotou varu  $-10,2^\circ C$ . Je nehořlavý a rozpouští se ve vodě za vzniku kyselého roztoku, přičemž jeho rozpustnost je silně závislá na teplotě: při  $20^\circ C$  činí  $113 \text{ g.l}^{-1}$ , zatímco při  $0^\circ C$  již  $228 \text{ g.l}^{-1}$ . Oxid sírový je meziproduktem při výrobě kyseliny sírové a jedná se o tuhou nebo kapalnou látku dobře rozpustnou ve vodě za vzniku kyseliny sírové.“

### 2.2 Zdroje emisí

Existují dva základní zdroje emisí oxidů síry. Zdroje neantropogenní (přírodní), mezi které můžeme zařadit přirozené lesní požáry a vulkanickou činnost. Oproti tomu existují zdroje antropogenní, kam řadíme vznik těchto emisí lidskou činností, jako je:

- Spalování sirnatých paliv v různorodých aplikacích, jako jsou například: výroba elektrické energie, výroba tepelné energie, zpracování kovů, ropné rafinerie, dopravní prostředky. Ve všech uvedených zařízeních může při spalování sirnatých paliv docházet k oxidaci na  $SO_x$  a následnému úniku do ovzduší.
- Výroba kyseliny sírové.

### 2.3 Oxidy síry a životní prostředí

V ovzduší se obvykle vyskytuje podstatně menší koncentrace oxidu sírového než koncentrace oxidu siřičitého. Oba oxidy mohou způsobovat velké množství negativních dopadů na zdraví člověka i na životní prostředí. V ovzduší se totiž mění fotochemickou či katalytickou reakcí na oxid sírový a následně je hydratován vzdušnou vlhkostí na aerosol kyseliny sírové. Rychlost této reakce je závislá na teplotě, slunečním svitu, povětrnostních podmínkách, přítomnosti katalyzujících částic a dalších podmínkách. Obvykle zreaguje 0,1 - 2 % přítomného  $SO_2$ /hod. Kyselina sírová také může reagovat s alkalickými částicemi prašného aerosolu, přičemž vznikají sírany. Ty se z ovzduší vymývají srážkami, nebo se usazují na zemském povrchu. Pokud je alkalických částic v ovzduší nedostatek, dochází k okyselení srážkových vod až na  $pH < 4$ . Takto společně s oxidem dusíku vznikají tzv. kyselé deště. Tyto mohou být v atmosféře transportovány na velké vzdálenosti a mohou způsobit velké poškození průmyslových plodin, lesů, poškozovat mikroorganismy, uvolňovat z půdy kovové ionty, znehodnotit vodu a tím způsobit i úhyn ryb. Dále jsou oxidy síry jednou z hlavních příčin tvorby smogu tzv. „londýnského typu“. Kyselé deště mohou také být důvodem poškození staveb, protože při delším působení rozpouštějí některé druhy zdiva.

## 2.4 Vliv oxidů síry na zdraví člověka

V nízkých (běžných) koncentracích okolo  $0,1 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$  oxid siřičitý dráždí horní cesty dýchací a oči. Pokud koncentrace dosáhne  $0,25 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ , vede to ke zvýšení respirační nemocnosti u dětí a citlivých dospělých. Koncentrace  $0,5 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$  přispívá ke stoupající úmrtnosti u starých chronicky nemocných lidí.

Při působení oxidů síry bývají znatelně ohroženi především astmatici, kteří jsou na jejich vliv velmi citliví.

U osob, které jsou vystaveny vyšším koncentracím oxidu siřičitého ( $\text{SO}_2$ ), dochází většinou k následujícím projevům:

- dráždění, případně poškození očí,
- porušení dýchacích orgánů (obtížné dýchání, kašel),
- v krajních případech i tvorba plicních edémů (tekutina v plicích).

Časté vystavování osob účinkům  $\text{SO}_2$  může způsobit bolest hlavy, nevolnost, závratě i ztrátu čichu.

Oxid sírový, který se nachází v ovzduší obvykle v menší koncentraci, má často ještě nepříznivější účinky než oxid siřičitý, odpovídající účinkům aerosolu kyseliny sírové, která má také dráždivé účinky na dýchací orgány.

## 2.5 Celkové zhodnocení nebezpečnosti z hlediska životního prostředí

Oxidy síry společně s oxidy dusíku tvoří v globálním měřítku často kyselé deště, jež ovlivňují rovnováhu v půdě, vodě a dále v mnohých ekosystémech. Proto považujeme vliv oxidů síry na životní prostředí za velmi negativní.

## 2.6 Způsoby zjišťování a měření koncentrace oxidů síry

Stanovení koncentrace oxidů síry se provádí dvěma základními způsoby. Prvním je způsob analytický, kdy se emise síry stanoví z bilance daného průmyslového provozu. Zde bývá vodítkem obsah síry v palivu. Druhým způsobem je využití měřicích metod, jako například plamenová emisní spektrometrie, kterou využívají i terénní analyzátory celkového množství síry v ovzduší. Poslední možností je kombinace měření a analytických metod, kdy z odebraného vzorku ze známého množství spalin analytickými metodami určíme koncentraci oxidů síry. Do těchto metod patří například:

- stanovení iontovou chromatografií,
- spektrofotometrické stanovení,
- coulometrické stanovení.

## 2.7 Emisní limity

Dle Nařízení vlády č. 352/2002 Sb., ze dne 3. července 2002, jsou stanoveny limitní hodnoty emisí oxidů síry ( $\text{SO}_x$ ), které musí každý provozovatel zdroje znečištění dodržet. Pro Teplárnu Olomouc je tento limit nyní  $1700 \text{ mg/Nm}^3$ . Současný stav v teplárně umožňuje dosáhnout úrovně cca  $800 \text{ mg/Nm}^3$ . Tyto hodnoty však budou v celé EU od roku 2016 zpřísněny. Teplárna Olomouc bude mít předepsaný nový limit  $250 \text{ mg/Nm}^3$ .

### 3. TECHNOLOGIE SNIŽOVÁNÍ EMISÍ SO<sub>x</sub>

Vznik a koncentrace oxidů síry ve spalinách kotlů závisí na obsahu síry v palivu. Lze tedy uvažovat snižování produkce emisí již před spalováním (úprava paliva), v průběhu spalování (dávkování aditiv do paliva před jeho vstupem do kotle nebo s dávkováním přímo do kotle), nebo po spalování (odsíření spalin).

Spaliny odcházející z kotlů, které spalují sirnaté palivo, je nutno odsiřovat, tj. snížit koncentraci SO<sub>x</sub> ve spalinách na požadovanou úroveň. K odsíření spalin dochází za pomoci dvou základních principů. Princip fyzikální, do kterého patří adsorbce a absorpce a princip chemický, který využívá chemické reakce oxidů síry se sorbentem.

Odsiřovací metody je tedy možno dělit dle způsobu použití aktivní látky na regenerativní-cyklické (s regenerací aktivní látky) a na neregenerativní-necyklické, kde aktivní látka necykluje. Mnohem využívanější je však dělení dle fáze, při které se SO<sub>2</sub> zachycuje. Zejména se jedná o:

- suché metody
- polosuché metody
- mokré metody
- kombinované metody (kombinace více metod)

#### 3.1 Suché metody

Suchou metodou odsiřování rozumíme takové odsiřování, kdy je suchý odsiřovací sorbent dávčován buďto do paliva, spalovacího zařízení nebo do spalin. Při spalování ve fluidním loži probíhá odsiřování ve spalovacím zařízení či ve spalinách.

Nejčastěji se pro suché metody používá dvou základních principů:

- adsorbce SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> na pevný povrch sorbentu (princip fyzikální)
- chemická reakce.

Pokud použijeme adsorbci, sorbent se vrátí do procesu a bude se regenerovat. Při absorpci vhnáme do ohniště či do spalin jemně mletý sorbent.

U suchých metod se jako odsiřovací sorbenty používají zejména sorbenty na bázi Ca<sup>2+</sup>: CaO, Ca(OH)<sub>2</sub>, CaCO<sub>3</sub>, CaCO<sub>3</sub>·Mg(OH)<sub>2</sub>, Ca(OH)<sub>2</sub>·Mg(OH)<sub>2</sub>, ale také sorbenty na bázi Na<sup>+</sup>: NaHCO<sub>3</sub>.

Dále se budu zabývat jednotlivými suchými metodami.

##### 3.1.1 Dávkování sorbentu při přípravě paliva

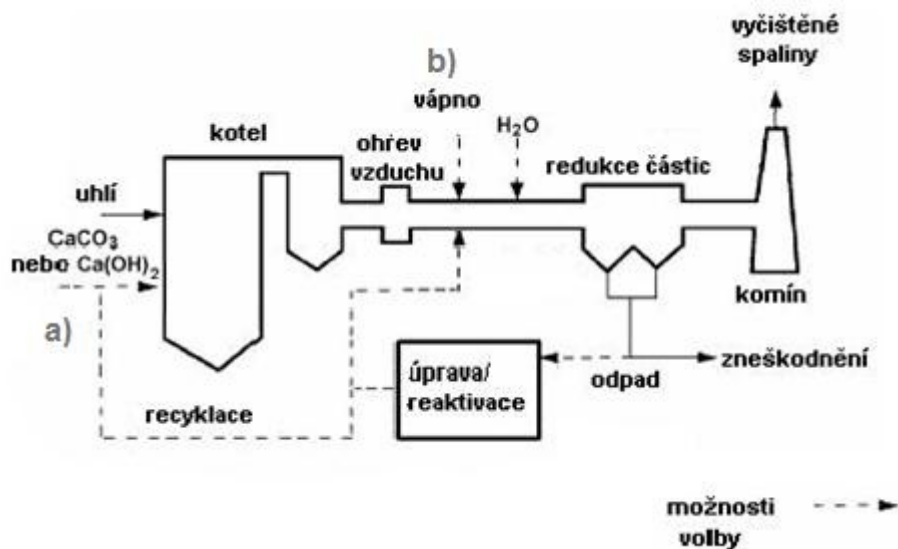
Tento způsob odsiřování patří k nejjednodušším, protože vyžaduje minimální investiční náklady, avšak nesplňuje současné požadavky na míru odloučení SO<sub>x</sub>.

Dávkování sorbentu při přípravě hnědého uhlí jako paliva, u kterého není obsah síry a vápníku vždy stejný, bylo realizováno ve velkém měřítku na německé elektrárně Neurath přímým dodáváním vápna při přípravě paliva, tudíž se zvýšilo vázání  $\text{SO}_2$  na látky, které obsahují vápník a tím se snížil obsah  $\text{SO}_2$  ve spalinách.  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  mělo jako odsiřovací sorbent lepší efekt, než  $\text{CaCO}_3$ . Dávkování je možné i pro černé uhlí a používá se v praxi, protože je investičně nejméně náročné a z části řeší problematiku emisních stropů.

### 3.1.2 Injektáž sorbentu do topeniště

U injektáže sorbentu do topeniště přímo dodáváme suchý sorbent, jako je práškový vápenc  $\text{CaCO}_3$ , vápenný hydrát  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  nebo dolomit  $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$  do proudu spalin v kotli. Sorbent při vysoké teplotě v topeništi zreaguje na  $\text{CaO}$ . Reakce povrchu těchto částic s  $\text{SO}_2$  z kouřových plynů zapříčiňuje vznik  $\text{CaSO}_3$  a  $\text{CaSO}_4$ . V elektrostatickém odlučovači nebo tkaninovém filtru se tyto produkty i s popílkem zachycují.

Při optimálním provozu a dávkování vápence do ohniště (viz Obr. 3.1a) můžeme docílit až 50 % záchytu  $\text{SO}_2$ . Jsou ale i způsoby zvýšení účinnosti např. rozstříkáním vody do trasy spalin před odlučovačem (zvýšení účinnosti o cca 10 %), dalším způsobem je recyklace reakčního produktu - reakční produkt je opětovně dodáván do topeniště a nechá se vícekrát cirkulovat, dochází tak ke zvýšení účinnosti metody až na 70 - 90 %



Obr. 3.1 – Schéma suchého odsiřování spalin, zdroj: [2]

a) injektáž sorbentu do topeniště

b) injektáž sorbentu do kouřovodu

### 3.1.3 Injektáž sorbentu do kouřovodu

U injektáže sorbentu do kouřovodu se sorbent na bázi vápna nebo sodíku vstříkuje do spalín mezi ohřívacem vzduchu a elektrostatickým odlučovačem či tkaninovým filtrem (viz Obr. 3.1b). Obvyklé typy injektáže do kouřovodu jsou:

- suchý vápenný hydrát – nejlépe zvlhčený,
- suchá injektáž sodného sorbentu – nevyžadující zvlhčení
- injektáž vápenné suspenze.

Stejně jako u předchozí metody i zde se často využívá zvlhčení tuhých částic sorbentu vodou, což má za následek udržení účinnosti elektrostatického odlučovače. Jelikož s  $\text{SO}_2$  reaguje většinou pouze 15-30 % hm. sorbentu, provádí se několikanásobná recyklace.

### 3.1.4 Kombinovaná injektáž sorbentu

U kombinované injektáže sorbentu, nebo také dvoustupňové suché sorpce spojujeme dvě metody – nástřik sorbentu do topeniště a do kouřovodu. Tato metoda se používá pro zvýšenou účinnost odstranění  $\text{SO}_2$ . Pro tuto metodu je charakteristické použití vápence. Jako sorbent se obvykle používá vápno, vápenec je ale levnější, proto je to pro tuto metodu výhodnější.

### 3.1.5 Suchá pračka s cirkulujícím fluidním ložem (CFB)

U suché pračky s cirkulujícím fluidním ložem se do reaktoru tvaru dýzy dávkuje suchý sorbent  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Voda na zvlhčení sorbentu a ochlazení spalín se do reaktoru dávkuje zvlášť. Proces se odehrává ve vznosu, kdy se na vysychajících částicích řízeně zvlhčovaného prášku sorbentu zachycuje  $\text{SO}_2$ .

## 3.2 Polosuché metody

Jako sorbent se u této metody ve většině případů používá pálené vápno, které je nutno před použitím uhasit. Pomocí rozprašovače (často rotačního) se v odsířovacím reaktoru vytvoří velmi jemná mlha suspenze, kterou prochází spaliny. Na mokré vápenec se váže  $\text{SO}_x$  ze spalín. Částičky vody se při tomto procesu odpaří a z absorbéru jsou unášeny granule suchého reagovaného vápence. Ve filtru se tyto částice zachytí. Jelikož dokončení chemické reakce probíhá ve vrstvě popílku a nezreagovaného vápence usazeného ve filtračním koláči na tkanině, používáme nejlépe tkaninové filtry. Filtr je zařazen za reaktorem a prach na něm zachycený je směs popílku a reakčních produktů.

Účinnost u polosuchých metod je cca 80-92 % v závislosti na použití filtru. Ten může být tkaninový, nebo elektrostatický odlučovač. Na dosažení optimální teploty zchlazených spalín v absorbéru je účinnost taktéž závislá. Ochranným prvkem může být tzv. by-pass technologie, která dokáže odstavit tkaninový filtr v případě poklesu teploty spalín pod nastavenou mez.

Dále se budu zabývat jednotlivými polosuchými metodami.



### 3.2.1 Konvenční polosuché metody odsiřování spalin

Ve zdroji [2] je uvedeno: „V celosvětové hierarchii využívaných systémů odsiřování spalin zauímají druhé místo za mokkými pračkami rozprašovací sušárny. U tohoto typu odsiřování se k odstraňování  $SO_2$  ze spalin obvykle používá vápenná kaše. Pomocí této vyspělé technologie se zlepšila účinnost odstraňování  $SO_2$  a spolehlivost provozu. Pro rozprašovací sušárny jsou obvykle charakteristické nižší investiční náklady, ale vyšší provozní náklady, než mají mokré pračky a to proto, že se používá dražšího sorbentu, tj. vápna. Rozprašovací sušárny se většinou využívají pro kotle o poměrně malé nebo střední kapacitě, které využívají uhlí o nízkém obsahu nebo středním obsahu síry (1,5 %). Ze stejného důvodu se preferují při rekonstrukcích a u provozu se špičkovým zatížením.“

Dále cituji zdroj [5], který uvádí:

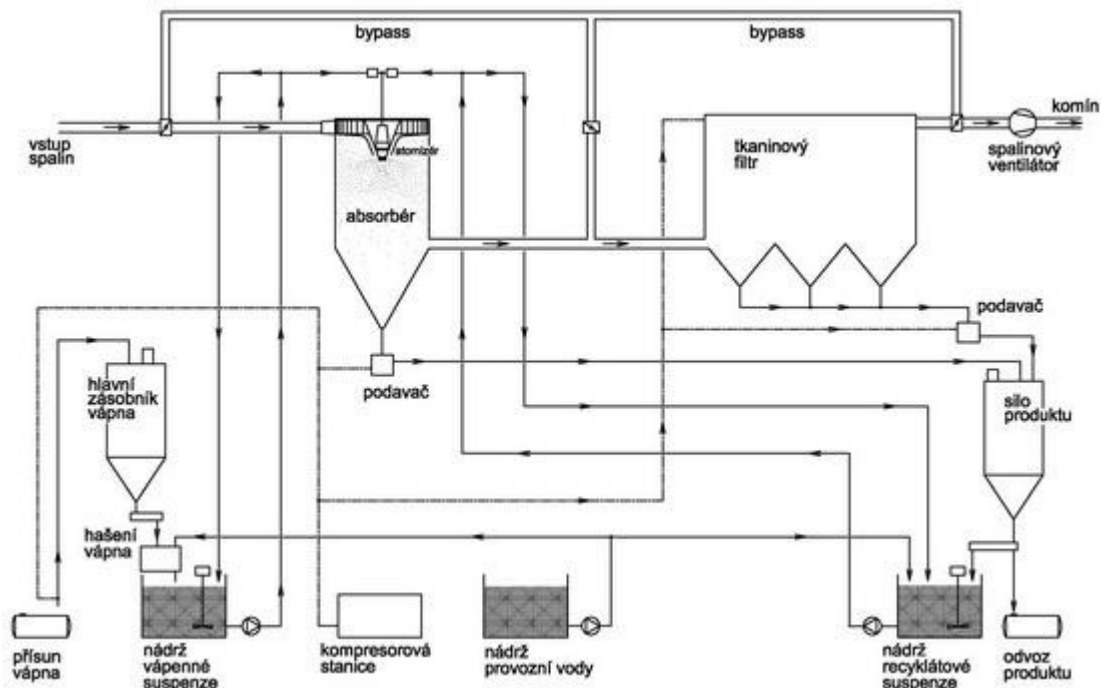
„Proces lze realizovat ve dvou alternativách :

- a) rozprašovací absorpce s předodloučením popílku
- b) rozprašovací absorpce bez předodloučení popílku

V první z variant jsou spaliny vystupující z kotle nejprve odprášeny v elektrostatickém odlučovači a poté vstupují do sušárny, kde se uvádějí do styku s vápennou suspenzí. Odpařením vody ze suspenze vzniká pevný produkt, který se odvádí dílem ze spodku sušárny, dílem odchází do tkaninového nebo elektrostatického odlučovače. Vápenná suspenze se připraví vyhašením vápna vodou v nádrži na přípravu suspenze, kam se i recirkuluje část produktu. Spaliny se po případném ohřátí vypouštějí komínem.

V druhé variantě procesu jsou spaliny včetně neodloučeného popílku vedeny do sušárny, kam se přidává opět vápenná suspenze. Část produktu se opět recirkuluje.

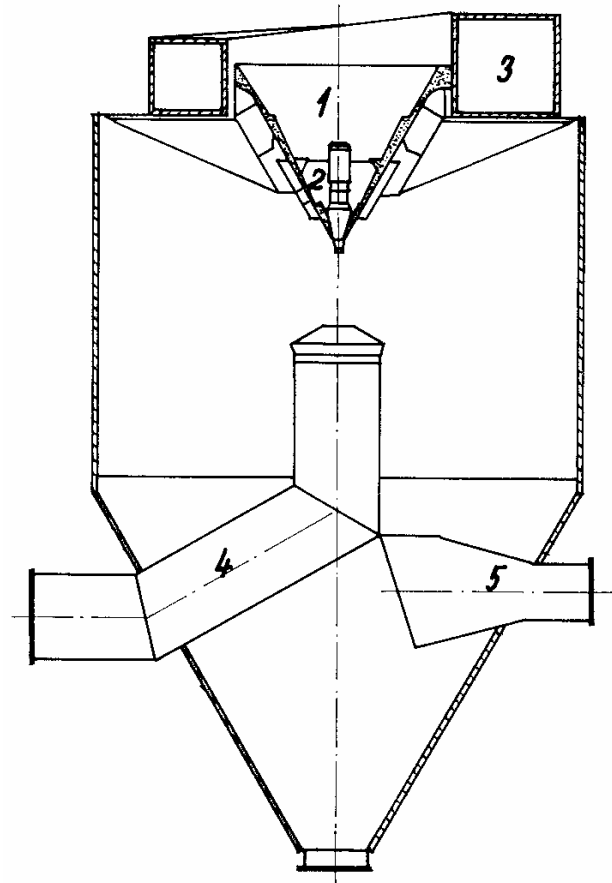
Pokud je koncovým odlučovačem elektrofiltr, vyšší obsah vody ve spalinách má i příznivý vliv na odlučivost produktu. Reaktory jsou obvykle vyrobeny z konstrukční oceli a uvnitř chráněny proti korozi polyesterovými nátěry.“



Obr. 3.2 – Technologické schéma polosuché metody odsíření, zdroj:[6]

### Reaktor rozprašovací sušárny

Srdcem polosuché metody odsíření je odsiřovací reaktor (absorbér). Pro pochopení této metody je nutné znát princip funkce tohoto reaktoru, který je popsán ve zdroji [5]: „Reaktory jsou obvykle vyrobeny z konstrukční oceli a uvnitř chráněny proti korozi polyesterovými nátěry. Na Obr. 3.3 je znázorněna rozprašovací sušárna dánské společnosti Niro Atomizer 1, v níž se kontaktu spalin se suspenzí dosahuje pomocí rotujícího kotouče 2 s otvory, jimiž se nastříkuje suspenze do spalin. Spaliny se přivádějí dílem hlavou reaktoru 3, dílem spodním přívodem 4, jehož smyslem je docílit vyšší turbulenci v reaktoru a dosáhnout tím i intenzivnější odpaření vody ze suspenze. Obvyklý poměr mezi přívodem hlavou a spodním přívodem je 85 : 15. Kotouč je vyroben ze speciálních slitin Cr-Ni a poháněn je elektromotorem. Počet otáček bývá 4 - 6 tisíc za minutu a velikost kapiček řádově okolo 20  $\mu\text{m}$ .“



Obr. 3.3 – Reaktor rozprašovací sušárny, zdroj:[5]

### 3.2.2 Odsiřovací systém spalin NID

Technologie NID může být zařazena jako suchá nebo polosuchá metoda odsíření. Sám výrobce ji označuje v různých publikacích oběma způsoby. Pro účely této práce se budeme držet rozdělení z kapitoly 3, kde metody dělíme dle fáze zachycení  $\text{SO}_2$ , budeme tedy tuto metodu považovat za polosuchou.

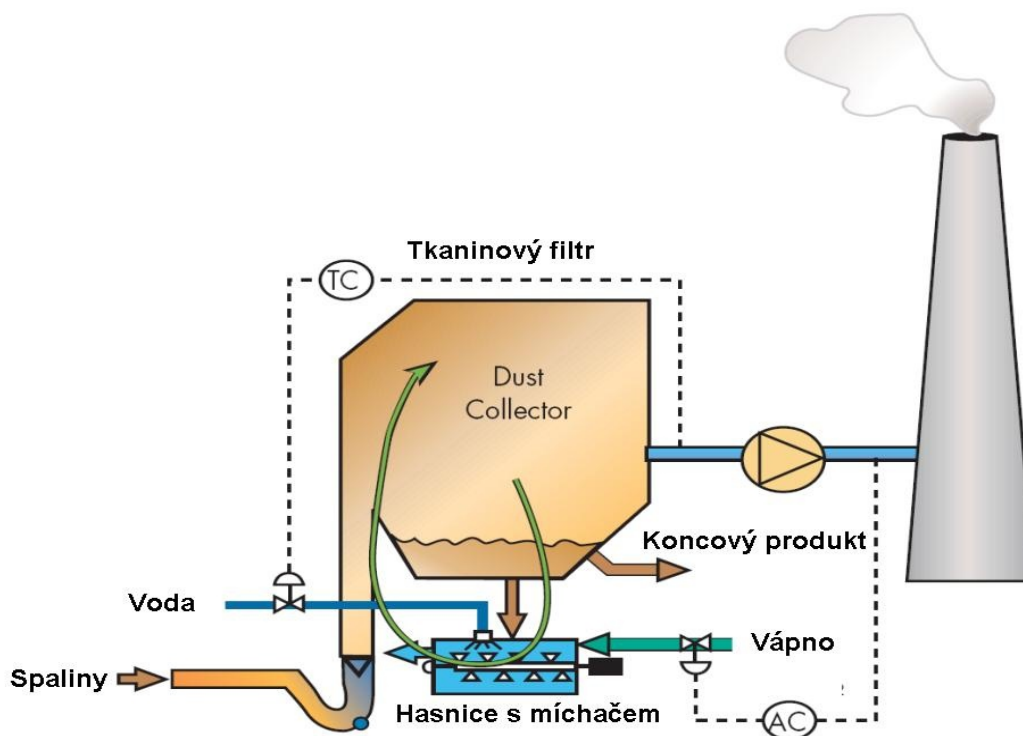
Na přelomu sedmdesátých a osmdesátých let dvacátého století byla společnost Alstom průkopníkem ve vývoji suchých a polosuchých metod odstraňování kyselých plynů. Vzhledem k tomu, že polosuchá metoda byla původně založena na použití rozprašovací sušárny jako kontaktní nádoby pro činidlo a spaliny, byla tato metoda v posledních letech často označována jako suchý odsiřovací systém s integrovaným chlazením plynu.

Koncem osmdesátých let byl aplikován princip fluidní vrstvy se vstřikováním vody nebo odpadního kalu v kombinaci s odlučovačem prachu, aby bylo dosaženo odsíření spalin za

polosuchých podmínek. Inovativní princip NID procesu spočívá v kontaktu spalin s navlhčeným volně plynoucím zásaditým prachem při vyloučení jakékoliv manipulace s odpadním kalem, jeho rozstříkávání a použití objemného rozprašovacího absorbéru.

System NID se zdá být vhodnou metodou pro odsíření kotle K3 v Teplárně Olomouc a to s ohledem na prostorové dispozice, proto se tomuto systému budeme podrobněji věnovat.

Spaliny z kotle vstupují do speciálně navrženého vertikálního potrubí (reaktoru), kam je zároveň přiváděn snadno dispergovaný vlhký zásaditý práškový reagent. Ten je rovnoměrně distribuován po celém průřezu potrubí reaktoru. Zde je vytvářen hustý prachový kouř reagentu. Částice vlhkého prášku reagují se složkami kyselých spalin a současně se z nich odpařuje nadbytečný obsah vlhkosti při průchodu svislým potrubím reaktoru a během pobytu v odlučovači. Vzhledem k vlhkému prostředí zůstává malé množství vlhkosti v prášku jako adsorbovaná rovnovážná vlhkost. Ze spodní části odlučovače polosuchý prach proudí do mísiče/zvlhčovače. Vlhké činidlo sestávající z malého množství čerstvého vápna a mnohem většího množství recirkulovaného zásaditého popela a/nebo reakčního produktu je homogenně zvlhčováno v novém typu mísiče/zvlhčovače na obsah vlhkosti několika málo procent. V závislosti na kyselosti spalin je do tohoto zvlhčovače průběžně přidáváno čerstvé vápenné činidlo. Přidáváním vody je řízena výstupní teplota odlučovače, která je typicky udržována kolem 70 °C s ohledem na probíhající chemické reakce.

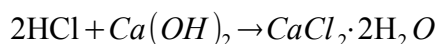


Obr. 3.4 – Technologické schéma metody odsíření NID, zdroj:[7]

Vlhké procesy pro absorpci SO<sub>2</sub> nebo HCl byly používány po desetiletí a všechny jsou založeny na rozkladu těchto látek a na reakci se zásaditými látkami ve vodném prostředí za mírných teplot.

Jestliže se reakce mezi kyselými plyny a zásadami na bázi vápníku dějí za zcela suchých podmínek, reakční teplota musí být mnohem vyšší – v případě SO<sub>2</sub> a vápníku jako činidla musí být tato teplota skutečně několik set stupňů Celsia. Aby bylo dosaženo vysoké účinnosti odsíření, musí suché procesy pracovat se značným přebytkem zásaditých činidel, jako je například stechiometrický poměr Ca/S dva nebo více.

Kyselé plyny jako SO<sub>2</sub> a HCl reagují s vápnem do formy sulfidových a chloridových solí. V obou případech je hydroxid vápníku nebo vápenný hydrát Ca(OH)<sub>2</sub> daleko více reaktivní než oxid vápenatý CaO. Absorpci SO<sub>2</sub> přítomnost chloridů podporuje a aktivuje reakci SO<sub>2</sub> s ionty vápníku. Nejdůležitějším parametrem pro reakci SO<sub>2</sub> je vlhkost, a to buď jako voda v kapkách přinášející vápno jako činidlo, nebo jako adsorbovaná vlhkost na recirkulačním činidle. Hlavní probíhající reakce jsou následující:



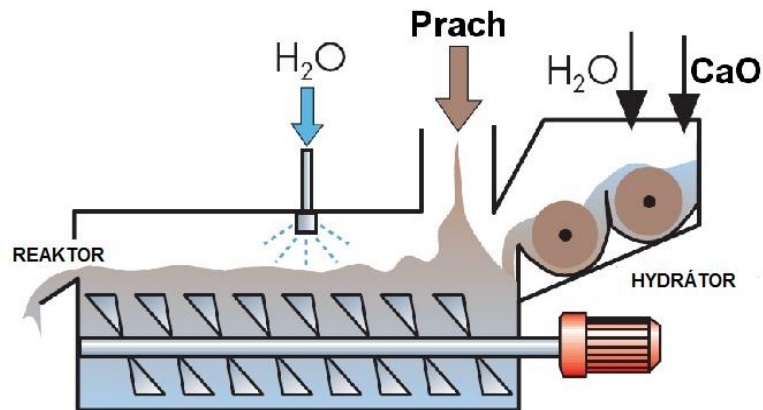
Navíc sulfid vápníku (CaSO<sub>3</sub>) je v určité míře oxidován na sulfát, hydroxid je karbonizován a dvojmocná sůl (CaOHCl) je utvářena do různých stupňů.

Činidlem je obyčejné pálené vápno CaO, které je v systému vyhašeno na hydratované Ca(OH)<sub>2</sub> které reaguje s SO<sub>2</sub>. Přidává se i recyklovaný zásaditý popílek. Vzhledem k tomu, že recyklát obsahuje 95 % a více sušiny, je dosaženo velmi vysokých recirkulačních rychlostí. Počet recirkulací 30 až 50 i vyšší zajistí efektivní využití vápna.

Dále se budeme zbývat jednotlivými komponentami NID technologie. Tato technologie se skládá z níže uvedených komponent.

### **Integrovaný hydrátor**

Byl vyvinut nový vysoce účinný hydrátor (suché hasidlo). Nabízí výhodu vynikající kvality čerstvého hašeného vápna. Hydrátor vytváří vysoce reaktivní vápno s velmi atraktivním BET povrchem a strukturou pórů. Vápno je rovnoměrně dopravováno přímo do mixéru pomocí jednoduchého přetoku na volné přepážce, jak je znázorněno na obrázku:

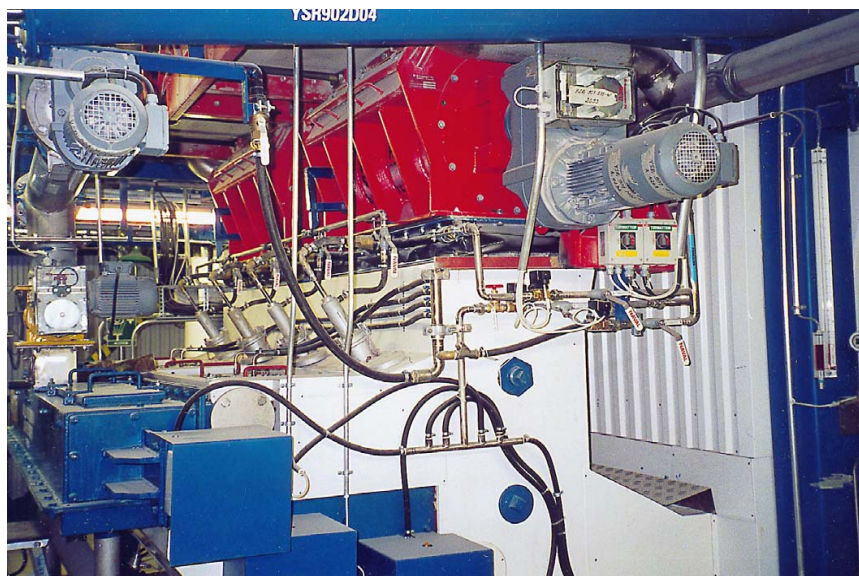


Obr. 3.5 – Schéma integrovaného hydrátoru/mísiče/zvlhčovače, zdroj:[7]

### Mísič/Zvlhčovač

Srdcem NID systému je patentovaný mísič/zvlhčovač. Vyrovnaný obsah vlhkosti v popelu získaný z tkaninového filtru je zvyšován několika málo procenty přidavku vody. Mísič rovnoměrně distribuuje vodu a vápno do proudu recyklátu od tkaninového filtru před vstřikem do spalin.

Vlhčené pevné částice v mísiči pokračují jako volně se pohybující prach, bez shlukování, umožňující rovnoměrné rozložení vlhkého prachu do spalin pro absorpci  $\text{SO}_2$ . Míchání vápence, vody a recyklátu se provádí od spalin odděleně. To zajišťuje homogenní směs před vstřikem zpět do toku spalin.



Obr. 3.6 – Fotografie mísiče a zvlhčovače s recirkulačním rotačním podavačem, zdroj:[8]

### **Reaktor/Absorbér**

Jemný vlhký prášek sestávající z recyklovaných částeczek provádí okamžité chlazení a zvlhčování, je-li účinně distribuován do horkých spalin. Reaktor je integrován do vstupního potrubí tkaninového filtru (případně elektrostatického odlučovače), čímž minimalizuje systémové nároky na půdorysnou plochu. Čas sušení a reakce je v tomto provedení nižší než dvě sekundy.

### **Filtr**

Použití tkaninových filtrů v kombinaci s polosuchými odsiřovacími systémy je ve většině případů výhodné. Kombinace s elektrostatickými odlučovači je rovněž možná. Reaktor a filtr (nejčastěji tkaninový) tvoří v NID systému společnou funkční jednotku. Chlazené vlhké spaliny zajišťují výborné filtrační a reakční podmínky, což má za následek následující výhody:

- vhodné pro většinu paliv
- velmi nízké emise částic

#### **a) Tkaninový filtr jako NID sběrač**

Jako finální sběrač prachu v suchém odsiřovacím systému nabízí tkaninový filtr několik výhod ve srovnání s elektrostatickým odlučovačem:

- nižší investiční náklady
- menší zastavěná plocha
- nízké emise prachu
- další důležité sorpce plynů (HCl, SO<sub>3</sub>, HF, Hg) a vyšší zachycení SO<sub>2</sub> při stejném poměru Ca/S v důsledku sekundárního zachycení SO<sub>2</sub> ve filtračním koláči uvnitř tkaninového filtru.

#### **b) Elektrostatický odlučovač jako NID sběrač**

Elektrostatický odlučovač může být uvažován pro NID systém v závislosti na místních podmínkách. Nabízí následující výhody:

- použití velmi robustní konstrukce
- menší tlaková ztráta (méně než polovina) potenciálně velmi zajímavý pro případ rekonstrukce

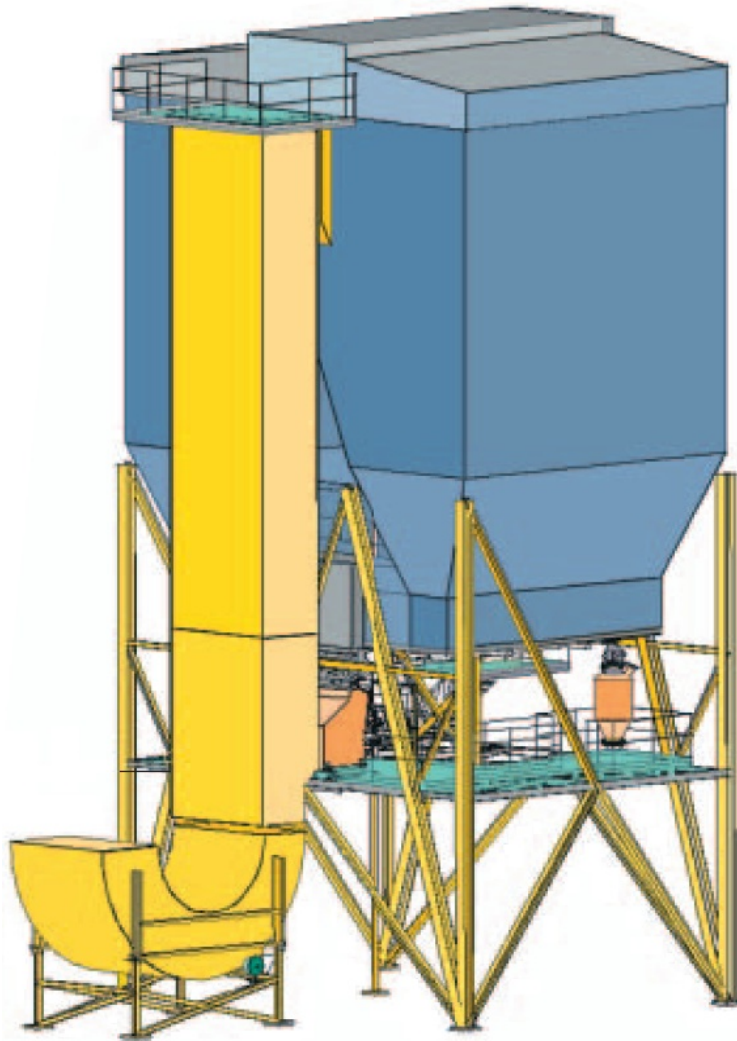
Konečným produktem je suchý prášek sestávající z pucolánových směsí polétavého popílku, siřičitanu/síranu vápenatého, hydroxidu vápenatého, uhličitanu vápenatého, chloridu vápenatého atd. Tyto produkty mohou být zlikvidovány na skládce, mohou být ale také použity v následujících aplikacích:

- nízkohmotnostní umělé kamenivo
- jako alkalické Ca-S průmyslové hnojivo
- zásyp dolů
- zemní těsnicí vrstvy nebo
- silniční podloží
- stavební materiály

Zatímco u běžných metod musí být obsah pevných částic omezen na 30-40 % v kalu, který musí být čerpán a sušen, obsah pevných částic při této technologii je vždy 95 % a vyšší. Tímto se zde předchází dopravním problémům mazlavých nebo pastovitých prachů. (které jsou produktem jiných odsířovacích metod)

Vzhledem k nízkému obsahu vody v konečném produktu lze použít mechanický transportní systém nebo obvyklý kompaktní pneumatický systém. Konečný produkt je skladován v silu podobně jako běžné polosuché konečné produkty.





Obr. 3.7 – Model kompaktního NID systému s tkaninovým filtrem, zdroj:[7]

Tento systém je velmi vhodný pro rekonstrukce. Potřebuje minimální dodatečný prostor. Odsiřování v elektrárnách může být včleněno prakticky do stávajícího prostoru pro sběrače popílku. Stávající elektrostatický odlučovač může být přestavěn na tkaninový filtr nebo může zůstat ve funkci jako elektrostatický odlučovač v NID systému. Specifická zařízení, jako hydrátor, zvlhčovač, prachový dopravník atd. mohou být umístěny pod sběrače prachu. Kritický prostor navíc je potřebný pouze pro přívod spalin, zatímco zásobník vápna a zásobník konečného produktu může být umístěn dále od vedení spalin. Stávající potrubí lze často využít a není třeba přehřívání.

### 3.3 Mokrý metody

Mokrý metoda, zejména pak mokrý vápencová vypírka, je v současnosti nepoužívanější odsířovací metodou díky vysoké účinnosti odstranění  $\text{SO}_2$ , nízkým provozním nákladům a spolehlivosti. Podíl na trhu mají okolo 80 % a nejvíce se využívají u velkých kotlů (velkých elektrárenských bloků). Vápenec ( $\text{CaCO}_3$ ) je dobře dostupný a levný, proto se u této metody nejčastěji používá jako odsířovací sorbent. Jako další sorbenty se používají dolomit  $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$  nebo taky  $\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O}$  známý jako čpavková voda. Všechny reakce probíhají v mokrý pračce. Podle způsobu oxidace získáváme jako vedlejší produkt buď sádrovec  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , nebo směs siřičitanu a síranu vápenatého. Ke snížení provozních nákladů může přispět prodej sádrovce, který je vedlejším produktem.

Dále se budu zabývat jednotlivými mokrými metodami.

#### 3.3.1 Mokrý vápencová vypírka

Mokrý vápencová vypírka zabezpečuje zachycení  $\text{SO}_2$  a dalších kyselých složek, jako je  $\text{HCl}$  a  $\text{HF}$  ze spalin vypíráním vápencovou suspenzí. Neutralizací a oxidací těchto spalin získáme konečný produkt, sádrovec. Jako sorbent se dříve používalo hašené vápno, a to s ohledem na jeho vysokou kvalitu, avšak ve slabě kyselém prostředí byl konečný produkt siřičitan vápenatý, sulfid, který je špatně odvodnitelný. Při dalším vývoji se zjistilo, že i ve slabě kyselém prostředí se dá účinně odsířovat, a to při použití vápence. Prodloužením doby odsíření a jemným mletím vápence zajistíme jeho vyšší rozpustnost v tomto prostředí.

Během procesu odsíření u této metody probíhají tyto rovnovážné děje:

- rozpouštění  $\text{SO}_2$  a  $\text{CO}_2$  ve vodě a tvorba kyselin,
- disociace kyseliny siřičité a uhličitě,
- neutralizace, oxidace, krystalizace.

S koncovým produktem se snadno manipuluje jelikož obsahuje až 90 % pevné fáze a je prodejny např. jako sádra pro omítky, do cementu, nahrazuje obkladový sádrovec a nebo se ukládá na skládku. Prodej sádry přispívá ke snížení provozních nákladů a je zdrojem příjmů provozovatele.

Tato metoda má vysokou účinnost odsíření 85-98 %, rovněž odstraňuje další škodliviny, jako je  $\text{HCl}$ ,  $\text{HF}$ , popílek a jiné. Investiční náklady jsou sice vysoké, zato provozní náklady jsou nízké a vedlejší produkt je prodejny.

#### 3.3.2 Mokrý magnezitová metoda

Princip této metody je absorpce  $\text{SO}_2$  v suspenzi oxidu hořečnatého  $\text{MgO}$ . Siřičitan hořečnatý  $\text{MgSO}_3$ , který vznikne, je po oddělení suspenze sušen a tepelně rozkládán na  $\text{SO}_2$  a  $\text{MgO}$ . Tato metoda je regenerativní a procesy s ní spojené jsou: absorpce  $\text{SO}_2$ , sušení, oxidace, hašení přidaného oxidu hořečnatého, rozklad siřičitanu hořečnatého teplem (regenerace), oxidace a tvorba vedlejšího produktu.

U této metody se nejdříve provede předčištění spalin na elektrostatických nebo tkaninových filtrech. Následuje vodní pračka, kde se ze spalin odloučí tuhé nečistoty a pak zejména Cl a F. Spaliny pak pokračují do absorbéru, kde se ze spalin vypere SO<sub>2</sub> do pracovní vodní suspenze, která je tvořena směsí MgSO<sub>3</sub> a hydratovaného a nehydratovaného MgO. Poté následuje odlučovač kapek, ohřátí spalin a jejich vypouštění do komína.

Zahuštěná pracovní suspenze se v rotační peci usuší, uloží do zásobníku a k regeneraci do chemického závodu se dopraví auty. Žiháním v rotační peci nebo ve fluidní žihací peci se provede regenerace. Následně je plyn s obsahem 14-17 % SO<sub>2</sub> vyčištěn, poté ochlazen v kotli na odpadní teplo a zpracován na kyselinu sírovou H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

### 3.3.3 Mokrý čpavková metoda

Podstatou této metody je využití čpavkové vody jako odsiřovacího činidla. Proces odsiřování se odehrává v mokré pračce, kde se SO<sub>2</sub> ze spalin zachycuje do čpavkové vody. Spaliny pokračují přes odlučovač kapek do komína. Síran amonný (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> jako koncový produkt se zpracovává na paletizačním zařízení, kde se změní na granule a poté se využívá jako umělé hnojivo.

### 3.3.4 Metoda vypírání mořskou vodou

Tato metoda není aplikovatelná v ČR, nicméně pro úplnost ji zde uvádím.

Při procesu dochází k využití vlastností mořské vody, kterými jsou absorpce a neutralizace SO<sub>2</sub>, obsaženého ve spalinách. Jako chladicího média v kondenzátorech se využívá právě mořská voda, proto je metoda použitelná pouze v přímořských oblastech.

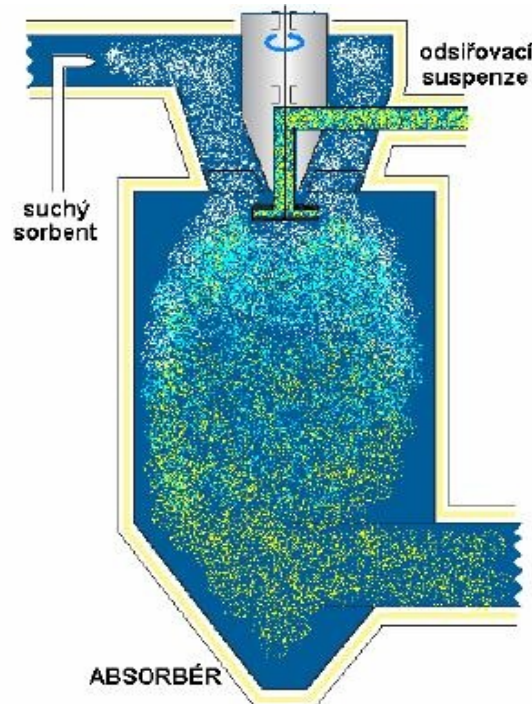
Do absorbéru vstoupí spaliny, které prošly odlučovačem prachu a přijdou do styku s mořskou vodou, která je přiváděna z výtoku chladicí vody kondenzátoru parní turbíny. Díky kyselým i normálním uhličitánům, které jsou v mořské vodě, se SO<sub>2</sub> ze spalin do této vody absorbuje. Do kyselého výtoku z absorbéru přidáme mořskou vodu tak, aby pH bylo na optimální hodnotě pro oxidaci. Vyvolání oxidace kyselého siřičitanu, který vznikl při absorpci SO<sub>2</sub>, na kyselý síran, se docílí vhněním vzduchu ventilátory. Tímto se odstraní rozpuštěný CO<sub>2</sub>. Nejnižší stanovená hodnota pH pro vypuštění vody zpět do moře je 6, proto se voda téměř nasycená kyslíkem na tuto hodnotu běžným způsobem upraví. U této metody se nepoužívá žádný sorbent a není ani žádný vedlejší produkt. Metoda využívá pouze mořskou vodu použitou již na chlazení kondenzátoru parní turbíny.

## 3.4 Kombinované metody

Kombinovanou metodou rozumíme současné použití více metod. Mezi tyto metody patří tzv. souběžné odsiřování firmy Tenza, které využívá principu suchého a polosuchého odsiřování spalin. Metoda byla popsána ve zdroji [3] takto:

*„Metoda souběžného odsiřování spalin je určena pro energetická zařízení, která již jsou vybavena technologií klasického polosuchého odsiřování s rozprašováním husté vodní suspenze odsiřovacího sorbentu, případně ve směsi s recyklovaným produktem odsiřování.“*

Souběžné odsířování bylo navrženo s cílem dávkovat do polosuchého procesu větší tok sorbentu než umožní maximální tok odsířovací suspenze. Spočívá v tom, že do kouřovodu před odsířovací absorbér je dávkován suchý sorbent, který je v podobě jemně mletého práškového hydrátu rozprašován do spalin. Odsířovací proces začíná jako suché odsířování už v kouřovodu před vstupem do absorbéru. Jako suchý sorbent byl nejčastěji používán speciální vápenný hydrát Sorbacal SP (výrobce Lhoist). Je to hydrát s extrémně velkým měrným povrchem (až  $50\text{m}^2/\text{g}$ ) a cílenou velikostí pórů právě z hlediska odsířovacího procesu.”



Obr. 3.8 – Detail absorbéru souběžného odsířování spalin, zdroj:[4]

### 3.5 Srovnání jednotlivých metod

V následujících kapitolách 3.5.1 až 3.5.4 je provedeno srovnání hlavních výhod, nevýhod a účinnosti dostupných odsířovacích metod.

### 3.5.1 Suché metody

Metoda	Účinnost [%]	Výhody	Nevýhody
Dávkování sorbentu při přípravě paliva	60 - 70	Nízké investiční náklady	Nízká účinnost, vysoké provozní náklady
Injektáž sorbentu do topeniště (s recirkulací)	70 - 90	S využitím regenerace dobrá účinnost	Vysoké provozní náklady
Injektáž sorbentu do kouřovodu	75 - 80	Jednoduchost, nízké investiční náklady	Nízká účinnost
Kombinovaná injektáž sorbentu	75 - 90	Nižší spotřeba sorbentů	Vyšší investiční náklady
Suchá pračka s cirkulujícím fluidním ložem (CFB)	80 - 95	Jednoduchá konstrukce zařízení	Fluidní lože - nestabilní prvek

Tab. 3.1 Srovnání suchých odsiřovacích metod.

### 3.5.2 Polosuché metody

Metoda	Účinnost [%]	Výhody	Nevýhody
Konvenční polosuché metody – rozprašovací sušárny	80 - 92	Spolehlivost provozu	Vyšší provozní náklady
Odsiřovací systém spalín NID	90 - 95	Nízké investiční náklady snadná údržba díky nižšímu počtu komponentů Nízká spotřeba energie Kompaktní konstrukce reaktoru bez nutnosti předřazeného sběrače Možné použití nízkoreaktivního činidla Vysoká účinnost Voda, popílek a činidla se míchají mimo spaliny Neomezený obsah síry v uhlí Kompaktní velikost (zhruba 20 % rozprašovací sušárny)	Méně účinné než mokré pračky

Tab. 3.2 Srovnání polosuchých odsiřovacích metod.

### 3.5.3 Mokrý metody

Metoda	Účinnost [%]	Výhody	Nevýhody
Mokrý vápencová vypírka	85 - 98	Vysoká účinnost, nejrozšířenější metoda	Vysoké investiční náklady
Mokrý magnezitová metoda	90 - 92	Produkce kyseliny sírové	Vysoké investiční náklady
Mokrý čpavková metoda	90 - 92	Možnost využití odsířovacího produktu	Nutnost chlazení spalin až na 30 °C
Metoda vypírání mořskou vodou	až 95	Nepoužívá se žádný sorbent	Nemožnost využití v ČR

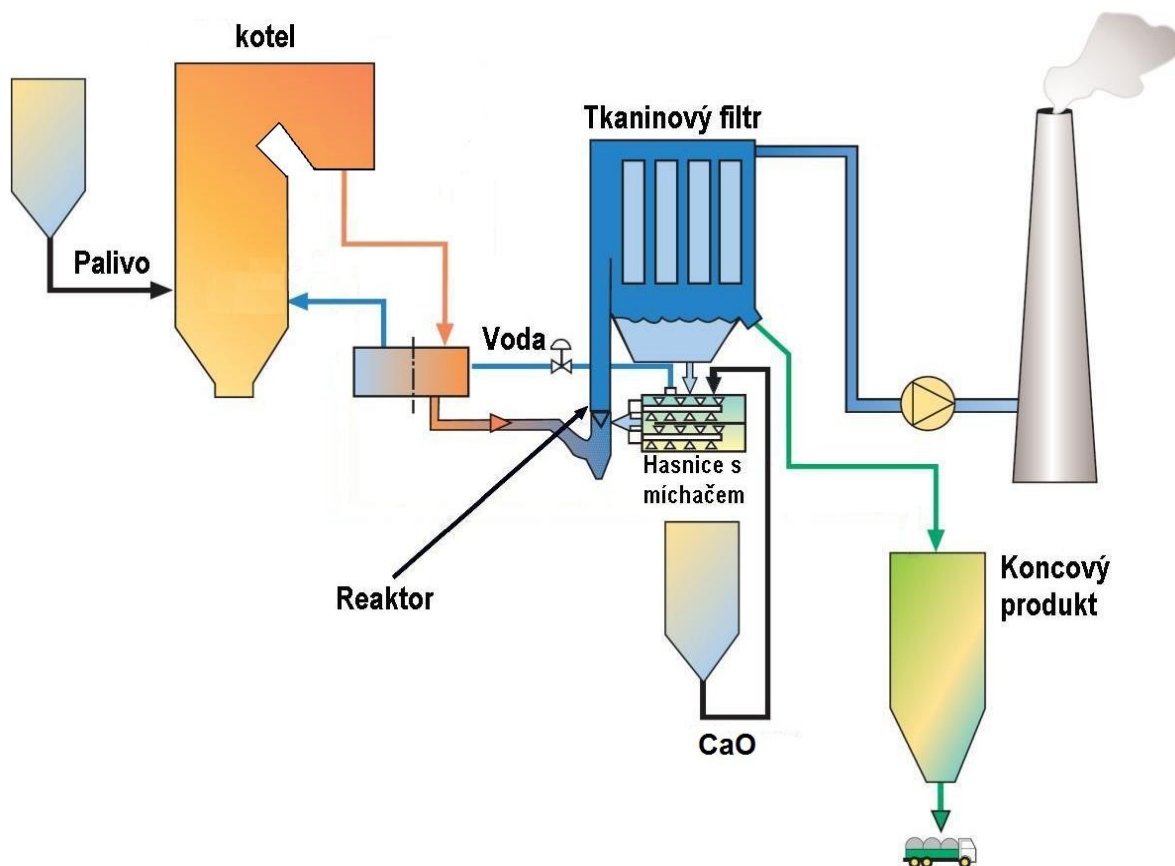
*Tab. 3.3 Srovnání mokřých odsířovacích metod.*

### 3.5.4 Kombinované metody

Kombinovaná metoda zvaná souběžné odsířování spalin, vyvinutá firmou Tenza, dosahuje účinnosti až 92 %. Využívá kombinace dvou odsířovacích metod a tím dosahuje velmi dobré hodnoty účinnosti. Nevýhodou je zde vyšší náročnost metody na použitý sorbent, což zvyšuje provozní náklady.

## 4. NÁVRH POLOSUCHÉ METODY ODSÍŘENÍ

Práce se ve své praktické části zabývá návrhem polosuché metody odsíření pro práškový granulační kotel K3 v Teplárně Olomouc. Tento kotel slouží v Teplárně Olomouc jako špičkový zdroj tepla pro soustavu centralizovaného zásobování teplem. Je každoročně provozován od října do dubna jako doplňkový zdroj tepla k fluidnímu kotli K5. Roční doba provozu kotle je cca 4000 provozních. Vyrobená pára z kotle je zpracovávána v protitlaké turbíně TG4.



Obr. 4.1 Procesní schéma odsířování, zdroj: [8]

## 4.1 Parametry kotle

V tab 4.1 jsou uvedeny parametry kotle.

Parametr	Hodnota
Typ kotle	Jednobubnový, granulační s přirozenou cirkulací vody a přímým foukáním uhelného prášku.
Výrobce	EGM Liberec
Jmenovitý výkon kotle [t/h]	100
Minimální výkon bez stabilizace [t/h]	40
Tlak páry [MPa]	6
Teplota páry [°C]	485 ± 8
Účinnost kotle při maximálním výkonu [%]	90
Přebytek vzduchu po primárních opatřeních $\alpha$	1,3

Tab. 4.1 Parametry kotle

## 4.2 Parametry spalovaného paliva

Palivo	Černé energetické uhlí
Výhřevnost	$Q_i^r = 25,5 \text{ MJ/kg}$

Tab. 4.2 Parametry spalovaného paliva

Složení paliva:

Složka	$W_i^r$	$A^r$	$C^r$	$H^r$	$S^r$	$N^r$	$O^r$
[%]	9	17	65,4	3,8	0,5	1	3,4

Tab. 4.3 Složení paliva



### 4.3 Výpočet složení spalin

$$\varphi = 65 \%$$

$$t_{\text{okolí}} = 15^\circ \text{C}$$

#### Minimální množství kyslíku potřebného k hoření

$$V_{\text{O}_2}^{\text{min}} = \frac{22,39}{12,01} \cdot C^r + \frac{22,39}{4,032} \cdot H^r + \frac{22,39}{32,06} \cdot S^r - \frac{22,39}{32} \cdot O^r$$

$$V_{\text{O}_2}^{\text{min}} = \frac{22,39}{12,01} \cdot 0,654 + \frac{22,39}{4,032} \cdot 0,038 + \frac{22,39}{32,06} \cdot 0,005 - \frac{22,39}{32} \cdot 0,034 \quad (4-1)$$

$$V_{\text{O}_2}^{\text{min}} = 1,409 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

#### Minimální množství suchého vzduchu

$$V_{\text{sv}}^{\text{min}} = \frac{1}{x_{\text{O}_2}^{\text{atm}}} \cdot V_{\text{O}_2}^{\text{min}}$$

$$V_{\text{sv}}^{\text{min}} = \frac{1}{0,2095} \cdot 1,409 = 6,730 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-2)$$

#### Množství suchého vzduchu s uvažováním přebytku vzduchu $\alpha=1,3$

$$V_{\text{sv}}^\alpha = V_{\text{sv}}^{\text{min}} \cdot \alpha$$

$$V_{\text{sv}}^\alpha = 6,730 \cdot 1,3 = 8,749 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-3)$$

#### Minimální množství vlhkého vzduchu

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \varphi \cdot \frac{p_x}{pc - p_x} \quad (4-4)$$

z tabulky se určí hodnota  $p_x/(pc-p_x)=0,034$ , potom

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,65 \cdot 0,034 = 0,0221$$

$$f = 1 + V_{\text{H}_2\text{O}} \quad (4-5)$$

$$f = 1 + 0,0221 = 1,0221$$

#### Minimální množství vlhkého vzduchu pro spálení 1kg paliva

$$V_{\text{vv}}^{\text{min}} = f \cdot V_{\text{sv}}^{\text{min}} \quad (4-6)$$

$$V_{\text{vv}}^{\text{min}} = 1,0221 \cdot 6,730 = 6,878 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

#### Množství vlhkého vzduchu s uvažováním přebytku vzduchu

$$V_{\text{vv}}^\alpha = V_{\text{vv}}^{\text{min}} \cdot \alpha$$

$$V_{vv}^{\alpha} = 6,878 \cdot 1,3 = 8,942 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-7)$$

Objem CO<sub>2</sub>:

$$V_{CO_2} = \frac{22,26}{100} \cdot \frac{C^r}{12,01} + 0,0003 \cdot V_{sv}^{min}$$

$$V_{CO_2} = \frac{22,26}{100} \cdot \frac{65,4}{12,01} + 0,0003 \cdot 6,730 = 1,214 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-8)$$

Objem SO<sub>2</sub>:

$$V_{SO_2} = \frac{21,89}{100} \cdot \frac{S^r}{32,06}$$

$$V_{SO_2} = \frac{21,89}{100} \cdot \frac{0,5}{32,06} = 3,413 \cdot 10^{-3} \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-9)$$

Objem dusíku:

$$V_{N_2} = \frac{22,4}{100} \cdot \frac{N^r}{32,06} + 0,7805 \cdot V_{sv}^{min}$$

$$V_{N_2} = \frac{22,4}{100} \cdot \frac{1}{32,06} + 0,7805 \cdot 6,730 = 5,259 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-10)$$

Objem argonu:

$$V_{Ar} = 0,0092 \cdot V_{sv}^{min}$$

$$V_{Ar} = 0,0092 \cdot 6,730 = 0,0619 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-11)$$

### Minimální množství suchých spalin

$$V_{sp,s}^{min} = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{Ar}$$

$$V_{sp,s}^{min} = 1,214 + 3,413 \cdot 10^{-3} + 5,259 + 0,0619 = 6,539 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-12)$$

### Množství suchých spalin s uvažováním přebytku vzduchu

Přírůstek objemu spalin:

$$V_{sp,s}^{dV} = (\alpha - 1) \cdot V_{vv}^{min}$$

$$V_{sp,s}^{dV} = (1,3 - 1) \cdot 6,878 = 2,063 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-13)$$

Přírůstky objemu spalin jednotlivých složek spalin:

$$V_{N_2}^{dV} = V_{sp,s}^{dV} \cdot x_{N_2}$$

$$V_{N_2}^{dV} = 2,063 \cdot 0,7805 = 1,610 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-14)$$

$$V_{O_2}^{dV} = V_{sp,s}^{dV} \cdot x_{O_2}$$

$$V_{O_2}^{dV} = 2,063 \cdot 0,2095 = 0,432 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-15)$$

$$V_{Ar}^{dV} = V_{sp,s}^{dV} \cdot x_{Ar}$$

$$V_{Ar}^{dV} = 2,063 \cdot 0,0092 = 0,0189 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-16)$$

$$V_{CO_2}^{dV} = V_{sp,s}^{dV} \cdot x_{CO_2}$$

$$V_{CO_2}^{dV} = 2,063 \cdot 0,0004 = 8,253 \cdot 10^{-4} \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-17)$$

### Objemy složek suchých spalin při uvážení přebytku vzduchu

$$V_{CO_2}^{\alpha} = V_{CO_2} + V_{CO_2}^{dV}$$

$$V_{CO_2}^{\alpha} = 1,214 + 8,253 \cdot 10^{-4} = 1,215 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-18)$$

$$V_{SO_2}^{\alpha} = V_{SO_2}$$

$$V_{SO_2}^{\alpha} = 0,00341 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-19)$$

$$V_{N_2}^{\alpha} = V_{N_2} + V_{N_2}^{dV}$$

$$V_{N_2}^{\alpha} = 5,259 + 1,610 \cdot 10^{-4} = 6,870 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-20)$$

$$V_{Ar}^{\alpha} = V_{Ar} + V_{Ar}^{dV}$$

$$V_{Ar}^{\alpha} = 0,0619 + 0,0189 = 0,081 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-21)$$

$$V_{O_2}^{\alpha} = V_{O_2}^{dV}$$

$$V_{O_2}^{\alpha} = 0,432 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-22)$$

### Skutečné množství suchých spalin i s přebytkem vzduchu je:

$$V_{sp,s}^{\alpha} = V_{CO_2}^{\alpha} + V_{SO_2}^{\alpha} + V_{N_2}^{\alpha} + V_{Ar}^{\alpha} + V_{O_2}^{\alpha}$$

$$V_{sp,s}^{\alpha} = 1,215 + 0,00341 + 6,870 + 0,0809 + 0,432 = 8,602 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-23)$$

### Množství vlhkých spalin s uvážením přebytku vzduchu

$$V_{H_2O}^{\alpha} = \frac{44,8}{100} \cdot \frac{H_2^r}{4,032} + \frac{22,4}{100} \cdot \frac{W^r}{18,016} + (f - 1) \cdot V_{sv}^{\alpha}$$

$$V_{H_2O}^{\alpha} = \frac{44,8}{100} \cdot \frac{3,8}{4,032} + \frac{22,4}{100} \cdot \frac{9}{18,016} + (1,0221 - 1) \cdot 8,749 = 0,727 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-24)$$

### Celkový objem vlhkých spalin s přebytkem vzduchu

$$V_{sp}^{\alpha} = V_{sp,s}^{\alpha} + V_{H_2O}^{\alpha}$$

$$V_{sp}^{\alpha} = 8,602 + 0,727 = 9,329 \text{ Nm}^3/\text{kg} \quad (4-25)$$

**Procentuální zastoupení složek vlhkých spalin**

$$\text{CO}_2: \quad x_{\text{CO}_2}^{sp} = \frac{V_{\text{CO}_2^\alpha}}{V_{sp}^\alpha}$$

$$x_{\text{CO}_2}^{sp} = \frac{1,215}{9,329} = 0,13023 = 13,023\% \quad (4-26)$$

$$\text{SO}_2: \quad x_{\text{SO}_2}^{sp} = \frac{V_{\text{SO}_2^\alpha}}{V_{sp}^\alpha}$$

$$x_{\text{SO}_2}^{sp} = \frac{0,00341}{9,329} = 0,000365 = 0,0365\% \quad (4-27)$$

$$\text{N}_2: \quad x_{\text{N}_2}^{sp} = \frac{V_{\text{N}_2^\alpha}}{V_{sp}^\alpha}$$

$$x_{\text{N}_2}^{sp} = \frac{6,87}{9,329} = 0,736 = 73,641\% \quad (4-28)$$

$$\text{Ar:} \quad x_{\text{Ar}}^{sp} = \frac{V_{\text{Ar}^\alpha}}{V_{sp}^\alpha}$$

$$x_{\text{Ar}}^{sp} = \frac{0,0809}{9,329} = 0,00867 = 0,867\% \quad (4-29)$$

$$\text{O}_2: \quad x_{\text{O}_2}^{sp} = \frac{V_{\text{O}_2^\alpha}}{V_{sp}^\alpha}$$

$$x_{\text{O}_2}^{sp} = \frac{0,432}{9,329} = 0,04633 = 4,633\% \quad (4-30)$$

$$\text{H}_2\text{O:} \quad x_{\text{H}_2\text{O}}^{sp} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}^\alpha}}{V_{sp}^\alpha}$$

$$x_{\text{H}_2\text{O}}^{sp} = \frac{0,727}{9,329} = 0,0779 = 7,797\% \quad (4-31)$$

**4.4 Stechiometrický výpočet polosuché metody odsíření****4.4.1 Toky spalin**Tok vlhkých spalin při 4,6 % O<sub>2</sub>

$$V_{4,6\% \text{O}_2} = 122\,600 \text{ Nm}^3/\text{h} = 34,06 \text{ Nm}^3/\text{s}$$

Tok vlhkých spalín při reálných podmínkách a referenční hodnotě 6 % O<sub>2</sub> (4-32)

$$V_{6\%O_2N}^R = V_{4,6\%O_2} \cdot \frac{p_N \cdot T}{p \cdot T_N} \cdot \frac{21 - O_2^R}{21 - O_2} = 34,06 \cdot \frac{101325 \cdot 381,15}{99325 \cdot 273,15} \cdot \frac{21 - 6}{21 - 4,633} = 44,434 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tok suchých spalín při 6 % O<sub>2</sub>

$$V_{6\%O_2such} = V_{6\%O_2N}^R \cdot \frac{100 - O_{H_2O}}{100} = 44,434 \cdot \frac{100 - 7,797}{100} = 40,969 \text{ m}^3/\text{s} \quad (4-33)$$

Výsledky shrnuté do tabulky.

	Označení	Hodnota	Jednotka
Tok vlhkých spalín při 4,6 % O <sub>2</sub>	$V_{4,6\%O_2}$	34,06	Nm <sup>3</sup> /s
Tok vlhkých spalín při 6 % O <sub>2</sub> a reálných podmínkách	$V_{6\%O_2N}^R$	44,43	m <sup>3</sup> /s
Tok suchých spalín při 6 % O <sub>2</sub>	$V_{6\%O_2such}$	40,969	m <sup>3</sup> /s

Tab. 4.4 Toky spalín

#### 4.4.2 Bilance síry

Bilanční výpočty toků síry ve spalínách byly provedeny pro stanovení spotřeby sorbentu.

##### Vstup

Vstupní koncentrace SO<sub>2</sub> ve vlhkých spalínách při 4,6 % O<sub>2</sub>

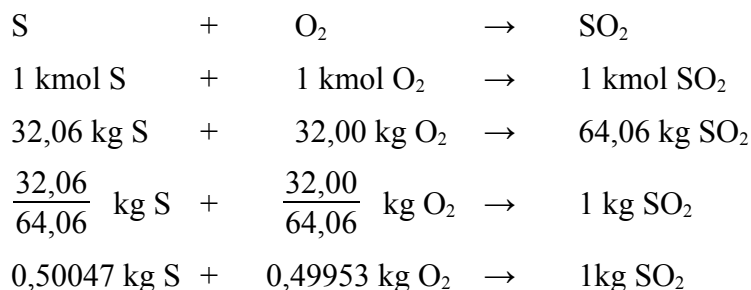
$$\rho_{SO_2} = \frac{A_r^{SO_2}}{N_V} = \frac{32,066 + 2 \cdot 15,9994}{22,414} = 2,858 \text{ kg/Nm}^3 \quad (4-34)$$

$$C_{SO_2}^{Rin} = x_{SO_2}^{sp} \cdot \rho_{SO_2} = 0,000365 \cdot 2,858 = 1043,26 \text{ mg/m}^3 \quad (4-35)$$

Tok SO<sub>2</sub> do odsiřovacího procesu

$$m_{SO_2,vst} = V_{6\%O_2N}^R \cdot C_{SO_2}^{Rin} = 44,43 \cdot 1043,26 \cdot 10^{-6} = 0,0464 \text{ kg/s} \quad (4-36)$$

Tok S do odsiřovacího procesu



$$m_{S_{vst}} = m_{SO_2, vst} \cdot 0,50047 = 0,0464 \cdot 0,50047 = 0,0232 \text{ kg/s} \quad (4-37)$$

poznámka: molární hmotnosti voleny z [9]

### Výstup

Výstupní koncentrace SO<sub>2</sub> v suchých spalinách při 6 % O<sub>2</sub> (předepsaný emisní limit)

$$C_{SO_2}^{Rout} = 250 \text{ mg/Nm}^3$$

Tok SO<sub>2</sub> z odsířovacího procesu

$$m_{SO_2, v\acute{y}st} = V_{6\%O_2, such} \cdot C_{SO_2}^{Rout} = 40,969 \cdot 250 \cdot 10^{-6} = 0,01024 \text{ kg/s} \quad (4-38)$$

Tok S z odsířovacího procesu

$$m_{S_{v\acute{y}st}} = m_{SO_2, v\acute{y}st} \cdot 0,50047 = 0,01024 \cdot 0,50047 = 0,005126 \text{ kg/s} \quad (4-39)$$

### Účinnost odsířovacího procesu

$$\eta = \frac{m_{SO_2, vst} - m_{SO_2, v\acute{y}st}}{m_{SO_2, vst}} = \frac{0,0464 - 0,01024}{0,0355} = 0,779 \quad (4-40)$$

Požadovaná účinnost odsířovacího procesu je v souladu s možnostmi metody.

	Označení	Hodnota	Jednotka
Vstupní koncentrace SO <sub>2</sub> ve vlhkých spalinách při 4,6 % O <sub>2</sub>	$C_{SO_2}^{Rin}$	1043,26	mg/m <sup>3</sup>
Tok SO <sub>2</sub> do odsířovacího procesu	$m_{SO_2, vst}$	0,0463	kg/s
Tok S do odsířovacího procesu	$m_{S_{vst}}$	0,0232	kg/s
Výstupní koncentrace SO <sub>2</sub> v suchých spalinách při 6 % O <sub>2</sub>	$C_{SO_2}^{Rout}$	250	mg/Nm <sup>3</sup>
Tok SO <sub>2</sub> z odsířovacího procesu	$m_{SO_2, v\acute{y}st}$	0,01024	kg/s
Tok S z odsířovacího procesu	$m_{S_{v\acute{y}st}}$	0,005126	kg/s
Účinnost odsířovacího procesu	$\eta$	77,9	%

Tab 4.5 Bilance síry

### 4.4.3 Dávkování sorbentu

Dávkování sorbentu do odsiřovacího procesu ovlivňuje jeho účinnost. Tato závislost je vyjádřena funkcí  $\eta = \eta(Ca/S)$ , kde  $\eta$  značí účinnost a  $Ca/S$  značí stechiometrický poměr toku vápníku ku toku síry. Rozměrem je kg/kg.

Účinnost je dále závislá na řadě dalších parametrů spalin, sorbentu, stavu odsiřovací technologie atd.

Při použití NID technologie se užívá stechiometrického poměru  $Ca/S$  blízcímu se jedné, jelikož zde dochází k sekundárnímu zachycení  $SO_2$  ve filtračním koláči tkaninového filtru. Pro potřeby této práce a pro požadovanou účinnost 77,9 % volím poměr  $Ca/S=0,9$ .

Stechiometrický poměr  $CaO/Ca$

$$\frac{M_{CaO}}{M_{Ca}} = \frac{40,078 + 15,994}{40,078} = 1,399 \Rightarrow M_{CaO} = 1,399 \cdot M_{Ca} \quad (4-41)$$

Tok  $Ca$  do odsiřovacího procesu

$$\frac{Ca}{S} = 0,9 \Rightarrow Ca = 0,9 \cdot S \quad (4-42)$$

$$m_{Ca} = 0,9 \cdot m_{Svst} = 0,9 \cdot 0,0232 = 0,0209 \text{ kg/s} \quad (4-43)$$

Tok sorbentu s čistotou 95%

$$m_{sorb} = 1,399 \cdot m_{Ca} \cdot \frac{1}{0,95} = 1,399 \cdot 0,02088 \cdot \frac{1}{0,95} = 0,0308 \text{ kg/s} = 110,711 \text{ kg/h} \quad (4-44)$$

	Označení	Hodnota	Jednotka
Zvolené $Ca/S$	$Ca/S$	0,9	kg/kg
Tok $Ca$ do odsiřovacího procesu	$m_{Ca}$	0,02088	kg/s
Tok sorbentu s čistotou 95 %	$m_{sorb}$	0,0308	kg/s

Tab 4.6 Dávkování sorbentu

### 4.4.4 Dávkování vody

Voda je v procesu využívající NID technologii dávkována do mísiče/zvlhčovače, kde v přesném množství zvlhčuje směs odsiřovacího sorbentu a recyklátu před vstupem do spalinového vedení, kde proběhne odsiřovací reakce. Zvlhčené částice, které jsou unášeny do tkaninového filtru, jsou cestou sušeny. Díky přesnému dávkování nedochází k tvorbě lepidla produktu odsiřování, který by snižoval účinnost tkaninového filtru a způsoboval problémy při dopravě odsiřovacího produktu.

Abychom mohli stanovit tok vody do zvlhčovače, musíme znát základní tepelnou bilanci odpařování vody ve spalinách a hustotu spalin.

Složka	Hodnota	Jednotka
CO <sub>2</sub>	1,97680	kg/Nm <sup>3</sup>
N <sub>2</sub>	1,25047	kg/Nm <sup>3</sup>
Ar	1,78385	kg/Nm <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	0,80580	kg/Nm <sup>3</sup>
O <sub>2</sub>	1,42891	kg/Nm <sup>3</sup>
SO <sub>2</sub>	2,92620	kg/Nm <sup>3</sup>

Tab 4.7 Hustota složek spalin  $\omega$  [10]

$$\rho_{sp} = \omega_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} + \omega_{N_2} \cdot \rho_{N_2} + \omega_{Ar} \cdot \rho_{Ar} + \omega_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} + \omega_{O_2} \cdot \rho_{O_2} + \omega_{SO_2} \cdot \rho_{SO_2} = \quad (4-45)$$

$$= 0,13023 \cdot 1,9768 + 0,73641 \cdot 1,25047 + 0,00867 \cdot 1,78385 + 0,07797 \cdot 0,8058 + \\ + 0,04633 \cdot 1,42891 + 0,000365 \cdot 2,9262$$

$$\rho_{sp} = 1,324 \text{ kg/Nm}^3$$

Hmotnostní tok spalin

$$m_{sp} = V_{6\%O_2N}^R \cdot \rho_{sp} = 44,434 \cdot 1,324 = 58,831 \text{ kg/s} \quad (4-46)$$

Entalpie spalin na vstupu do odsířovacího zařízení

t	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>
0	0	0	0	0	0	0
25	41,6	32,5	23,3	39,1	32,7	46,8
100	170,0	129,5	93,07	150,6	131,7	191,2
200	357,5	259,9	186,0	304,5	257,0	394,1
300	558,8	392,1	278,8	462,8	406,8	610,4
400	771,9	526,7	371,7	625,9	550,9	836,5
500	994,4	664,0	464,7	794,5	698,7	1070,0

Tab 4.8 Měrná entalpie složek spalin  $i_i$  [kJ/Nm<sup>3</sup>] v závislosti na teplotě  $t$  [°C] [10]

$$i_{CO_2} = (i_{CO_2,200^\circ C} - i_{CO_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{CO_2,100^\circ C} = (357,5 - 170) \cdot \frac{155 - 100}{100} + 170 \quad (4-47)$$

$$i_{CO_2} = 185 \text{ kJ/Nm}^3$$

$$i_{N_2} = (i_{N_2,200^\circ C} - i_{N_2,100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{N_2,100^\circ C} = (259,9 - 129,5) \cdot \frac{108 - 100}{100} + 129,5 \quad (4-48)$$

$$i_{N_2} = 139,932 \text{ kJ/Nm}^3$$



$$i_{Ar} = (i_{Ar200^\circ C} - i_{Ar100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{Ar100^\circ C} = (186,0 - 93,07) \cdot \frac{108 - 100}{100} + 93,07 \quad (4-49)$$

$$i_{Ar} = 100,504 \text{ kJ/Nm}^3$$

$$i_{H_2O} = (i_{H_2O200^\circ C} - i_{H_2O100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{H_2O100^\circ C} = (304,5 - 150,6) \cdot \frac{108 - 100}{100} + 150,6$$

$$i_{H_2O} = 162,912 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-50)$$

$$i_{O_2} = (i_{O_2200^\circ C} - i_{O_2100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{O_2100^\circ C} = (257,0 - 131,7) \cdot \frac{108 - 100}{100} + 131,7 \quad (4-51)$$

$$i_{O_2} = 141,724 \text{ kJ/Nm}^3$$

$$i_{SO_2} = (i_{SO_2200^\circ C} - i_{SO_2100^\circ C}) \cdot \frac{t_{vst} - 100}{100} + i_{SO_2100^\circ C} = (394,1 - 191,2) \cdot \frac{108 - 100}{100} + 191,2$$

$$i_{SO_2} = 207,432 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-52)$$

$$i_{vst} = \omega_{CO_2} \cdot i_{CO_2} + \omega_{N_2} \cdot i_{N_2} + \omega_{Ar} \cdot i_{Ar} + \omega_{H_2O} \cdot i_{H_2O} + \omega_{O_2} \cdot i_{O_2} + \omega_{SO_2} \cdot i_{SO_2} =$$

$$= 0,13023 \cdot 185 + 0,73641 \cdot 139,932 + 0,00867 \cdot 144,18 + \quad (4-53)$$

$$+ 0,07797 \cdot 162,912 + 0,04633 \cdot 141,724 + 0,000365 \cdot 207,432$$

$$i_{vst} = 147,355 \text{ kJ/Nm}^3$$

Entalpie spalin na výstupu z odsiřovacího zařízení

$$i_{CO_2} = i_{CO_2100^\circ C} \cdot \frac{t_{výst}}{100} = 170,0 \cdot \frac{77}{100} = 130,9 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-54)$$

$$i_{N_2} = i_{N_2100^\circ C} \cdot \frac{t_{výst}}{100} = 129,5 \cdot \frac{77}{100} = 99,715 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-55)$$

$$i_{Ar} = i_{Ar100^\circ C} \cdot \frac{t_{výst}}{100} = 93,07 \cdot \frac{77}{100} = 71,664 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-56)$$

$$i_{H_2O} = i_{H_2O100^\circ C} \cdot \frac{t_{výst}}{100} = 150,6 \cdot \frac{77}{100} = 115,962 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-57)$$

$$i_{O_2} = i_{O_2100^\circ C} \cdot \frac{t_{výst}}{100} = 131,7 \cdot \frac{77}{100} = 101,409 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-58)$$

$$i_{SO_2} = i_{SO_2100^\circ C} \cdot \frac{t_{výst}}{100} = 191,2 \cdot \frac{77}{100} = 147,224 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-59)$$

$$i_{výst} = \omega_{CO_2} \cdot i_{CO_2} + \omega_{N_2} \cdot i_{N_2} + \omega_{Ar} \cdot i_{Ar} + \omega_{H_2O} \cdot i_{H_2O} + \omega_{O_2} \cdot i_{O_2} + \omega_{SO_2} \cdot i_{SO_2} = \quad (4-60)$$

$$= 0,13023 \cdot 130,9 + 0,73641 \cdot 99,715 + 0,00867 \cdot 71,664 +$$

$$+0,07797 \cdot 115,962 + 0,04633 \cdot 101,409 + 0,000365 \cdot 147,224$$

$$i_{výst} = 104,893 \text{ kJ/Nm}^3$$

Teplo v 1 Nm<sup>3</sup> spalin

$$Q_{Nm^3 sp} = i_{vst} - i_{výst} = 147,355 - 104,893 = 42,462 \text{ kJ/Nm}^3 \quad (4-61)$$

Teplo v 1 kg spalin

$$Q_{kg sp} = \frac{Q_{Nm^3 sp}}{\rho_{sp}} = \frac{42,462}{1,324} = 32,071 \text{ kJ/kg} \quad (4-62)$$

Rosný bod vodních par ve spalinách na vstupu do reaktoru NID

$$p_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_{SS} + V_{H_2O}} \cdot p_s = \frac{\frac{\omega_{H_2O}}{\rho_{sp}}}{\frac{\sum \omega_i}{\rho_{sp}}} \cdot p_s = \frac{\omega_{H_2O}}{\sum \omega_i} \cdot p_s = \frac{0,07797}{1} \cdot 99,325 = 7,744 \text{ kPa} \quad (4-63)$$

podle zdroje [11] je pro tlak 7,744 kPa  $t_r = 40,9 \text{ }^\circ\text{C}$

Tok vody na ochlazení 1 kg spalin

$$Q_{vody} = Q_{kg sp} = m \cdot (i'' - i_v) \Rightarrow m = \frac{Q_{kg sp}}{i'' - i_v} = \frac{32,071}{2637,98 - 162,517} = 0,01295 \text{ kg/kg}_{sp} \quad (4-64)$$

- vstupní teplota vody 38,8 °C, tlak 0,1 MPa →  $i_v = 162,517 \text{ kJ/kg}$
- entalpie syté páry při teplotě 77 °C →  $i'' = 2637,98 \text{ kJ/kg}$

Hmotnost vody v 1 Nm<sup>3</sup> spalin na vstupu do NID

$$m_{H_2O, vst} = \rho_{H_2O} \cdot \omega_{H_2O} = 0,8058 \cdot 0,07797 = 0,0628 \text{ kg/Nm}^3 \quad (4-65)$$

Hmotnost vody v 1 Nm<sup>3</sup> spalin z toku vody do procesu

$$m_{H_2O, pr} = m \cdot \rho_{sp} = 0,01295 \cdot 1,324 = 0,0171 \text{ kg/Nm}^3 \quad (4-66)$$

Hmotnost vody v 1 Nm<sup>3</sup> spalin na výstupu z NID

$$m_{H_2O, vyst} = m_{H_2O, vst} + m_{H_2O, pr} = 0,0628 + 0,0171 = 0,07997 \text{ kg/Nm}^3 \quad (4-67)$$

Objem vodní páry na výstupu z NID

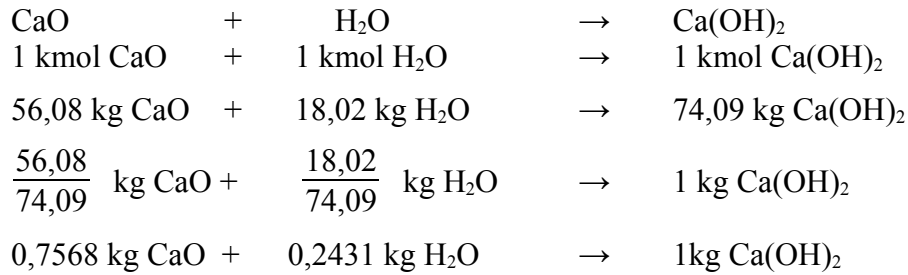
$$\omega_{H_2O} = \frac{m_{H_2O, vyst}}{\rho_{H_2O}} = \frac{0,07997}{0,8058} = 0,099 \text{ m}^3/\text{Nm}^3 \quad (4-68)$$

Rosný bod vodních par ve spalinách na výstupu z NID

$$p_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_{SS} + V_{H_2O}} \cdot p_s = \frac{\omega_{H_2O}}{\sum_i \omega_i} \cdot p_s = \frac{0,099}{1} \cdot 98,025 = 9,728 \text{ kPa} \Rightarrow t_r = 45,2^\circ \text{C} \quad (4-69)$$

Tok vody do procesu

1) voda na hašení



$$\text{pro } m_{\text{sorb}} = 110,711 \text{ kg/hod } m_{V_{\text{has}}} = 0,2431 \cdot 110,711 \text{ kg/hod} = 26,92 \text{ kg/hod} \quad (4-70)$$

Pro reálné podmínky se ze zkušenosti využívá přebytku vody  $k=3$ .

$$m_{V_{\text{has}}}^R = k \cdot m_{V_{\text{has}}} = 3 \cdot 26,92 = 80,74 \text{ kg/hod} \quad (4-71)$$

2) voda na chlazení spalin

dáno: 0,6g vody ochladí  $1 \text{ m}^3$  spalin o  $1^\circ \text{C}$ ,  $\Delta t = 31^\circ \text{C}$

$$m_{V_{\text{chl},j}} = 0,0006 \cdot 31 = 0,0186 \text{ kg/m}^3_{\text{spal}} \quad (4-72)$$

$$m_{V_{\text{chl}}} = m_{V_{\text{chl},j}} \cdot V_{4,6\%O_2} = 0,0186 \cdot 122600 = 2280,36 \text{ kg/hod} \quad (4-73)$$

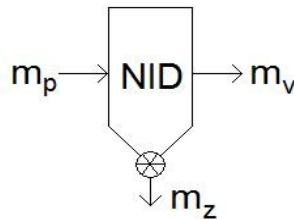
	Označení	Hodnota	Jednotka
Hustota spalin	$\rho_{sp}$	1,324	kg/Nm <sup>3</sup>
Hmotnostní tok spalin	$m_{sp}$	58,831	kg/s
Tok vody na ochlazení 1kg spalin	$m$	0,01295	kg/kg <sub>sp</sub>
Voda na hašení	$m_{V_{\text{has}}}^R$	80,74	kg/hod
Voda na chlazení spalin	$m_{V_{\text{chl}}}$	2280,36	kg/hod

Tab 4.9 Dávkování vody shrnuté do tabulky

Pro potřeby této bilance byla pro zjednodušení zanedbána zbytková voda v odpadovém produktu (2% hmotnosti jako volná voda). Výpočet potřebné vody je tedy pouze orientační.

#### 4.4.5 Bilance popílku

V našem uvažovaném případě umístění odsířovacího zařízení NID hned za kotel je uvažovaná vstupní koncentrace popílku  $70 \text{ g/Nm}^3$ . Popílek je odločován ve tkaninovém filtru odsířovacího zařízení.



Obr. 4.2 Bilance popílku

Koncentrace popílku ve vlhkých spalinách při 4,6%  $\text{O}_2$  na vstupu do NID

$$C_{p.vst} = 70 \text{ g/Nm}^3$$

Tok popílku do NID

$$m_p = V_{6\%O_2, N}^R \cdot C_{p.vst} = 44,434 \cdot 70 \cdot 10^{-3} = 3,11 \text{ kg/s} \quad (4-74)$$

Koncentrace popílku v suchých spalinách při 6%  $\text{O}_2$  na výstupu z NID

$$C_{p.vyst} = 20 \text{ mg/Nm}^3$$

Tok popílku z NID ve spalinách

$$m_v = V_{6\%O_2, such} \cdot C_{p.vyst} = 40,969 \cdot 20 \cdot 10^{-6} = 0,000819 \text{ kg/s} \quad (4-75)$$

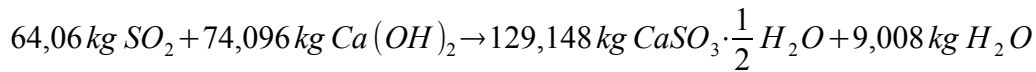
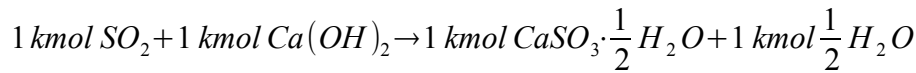
Tok popílku z výsypky NID

$$m_z = m_p - m_v = 3,11 - 0,000819 = 3,109 \text{ kg/s} \quad (4-76)$$

	Označení	Hodnota	Jednotka
Koncentrace popílku ve vlhkých spalinách při 4,6% $\text{O}_2$ na vstupu do NID	$c_{p.vst}$	70	$\text{g/Nm}^3$
Tok popílku do NID	$m_p$	3,11	$\text{kg/s}$
Koncentrace popílku v suchých spalinách při 6% $\text{O}_2$ na výstupu z NID	$c_{p.vyst}$	20	$\text{mg/Nm}^3$
Tok popílku z NID ve spalinách	$m_v$	0,000819	$\text{kg/s}$
Tok popílku z výsypky NID	$m_z$	3,109	$\text{kg/s}$

Tab 4.10 Bilance popílku shrnuta do tabulky

#### 4.4.6 Bilance produktu odsíření

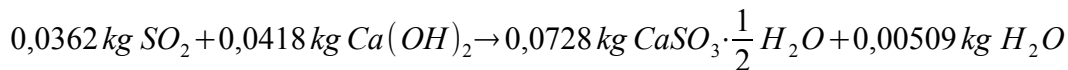


Množství  $SO_2$  účastnícího se procesu odsířování

$$m_{SO_2, r} = m_{SO_2, vst} - m_{SO_2, vyst} = 0,0464 - 0,01024 = 0,0362 \text{ kg/s} \quad (4-78)$$

Rovnice pak vypadá následovně

(4-79)



Tok  $CaSO_3 \cdot 1/2H_2O$  v produktu odsíření

$$m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = 0,0728 \text{ kg/s}$$

Tok volného hydrátu v produktu odsíření

$$m_{Ca(OH)_2} = m_{sorb} \cdot 0,95 - 0,0418 = 0,0532 \cdot 0,95 - 0,0418 = 0,00873 \text{ kg/s} \quad (4-80)$$

Tok příměsí v sorbentu

$$m_{př} = m_{sorb} \cdot (1 - 0,95) = 0,0532 \cdot (1 - 0,95) = 0,00266 \text{ kg/s} \quad (4-81)$$

Tok suchého produktu odsíření

$$m_{prod. such} = m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} + m_{Ca(OH)_2} + m_v + m_{př} = 0,0728 + 0,00873 + 0,000819 + 0,00266$$

$$m_{prod. such} = 0,0851 \text{ kg/s} \quad (4-82)$$

Podíl  $CaSO_3 \cdot 1/2H_2O$  v produktu odsíření

$$w_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O} = \frac{m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2} H_2O}}{m_{prod. such}} \cdot 100 = \frac{0,0728}{0,0851} \cdot 100 = 85,65\% \quad (4-83)$$

Podíl volného hydrátu v produktu odsíření

$$w_{Ca(OH)_2} = \frac{m_{Ca(OH)_2}}{m_{prod. such}} \cdot 100 = \frac{0,00873}{0,0851} \cdot 100 = 10,25\% \quad (4-84)$$

Podíl popílku v produktu odsíření

$$w_p = \frac{m_v}{m_{prod.such}} \cdot 100 = \frac{0,000819}{0,0851} \cdot 100 = 0,96\% \quad (4-85)$$

Podíl příměsí v produktu odsíření

$$w_{př} = \frac{m_{př}}{m_{prod.such}} \cdot 100 = \frac{0,00266}{0,0851} \cdot 100 = 3,12\% \quad (4-86)$$

Celkem produktu odsíření se 4,6% vlhkosti

$$m_{prod.4\%vlhk} = m_{prod.such} \cdot 1,04 = 0,0851 \cdot 1,04 = 0,0885 \text{ kg/s} \quad (4-87)$$

	Označení	Hodnota	Jednotka
Tok CaSO <sub>3</sub> ·1/2H <sub>2</sub> O v produktu odsíření	$m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}$	0,0728	kg/s
Tok volného hydrátu v produktu odsíření	$m_{Ca(OH)_2}$	0,00873	kg/s
Tok popílku z NID ve spalínách	$m_v$	0,000819	kg/s
Tok příměsí v sorbentu	$m_{př}$	0,00266	kg/s
Tok suchého produktu odsíření	$m_{prod.such}$	0,0851	kg/s
Podíl CaSO <sub>3</sub> ·1/2H <sub>2</sub> O v produktu odsíření	$w_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}$	85,65	%
Podíl volného hydrátu v produktu odsíření	$w_{Ca(OH)_2}$	10,25	%
Podíl popílku v produktu odsíření	$w_p$	0,96	%
Podíl příměsí v produktu odsíření	$w_{př}$	3,12	%
Celkem produktu odsíření se 4,6% vlhkosti	$m_{prod.4\%vlhk}$	0,0885	kg/s

Tab 4.11 Bilance produktu odsíření shrnuta do tabulky

#### 4.4.7 Bilance tuhých znečišťujících látek (TZL)

Výstupní koncentrace TZL v suchých spalínách při 6% O<sub>2</sub>

$$C_{TZL} = 25 \text{ mg/Nm}^3$$

Tok TZL do atmosféry

$$m_{TZL.atm} = V_{6\%O_2,such} \cdot C_{TZL} = 40,969 \cdot 25 \cdot 10^{-6} = 0,00102 \text{ kg/s} \quad (4-88)$$

Tok produktu odsíření do expedice

$$m_{\text{exp}} = m_{\text{prod.4\%vlhk}} - m_{\text{TZL.atm}} = 0,0885 - 0,00102 = 0,0875 \text{ kg/s} \quad (4-89)$$

	Označení	Hodnota	Jednotka
Výstupní koncentrace TZL v suchých spalinách při 6% O <sub>2</sub>	$C_{\text{TZL}}$	25	mg/Nm <sup>3</sup>
Tok TZL do atmosféry	$m_{\text{TZL.atm}}$	0,00102	kg/s
Tok produktu odsíření do expedice	$m_{\text{exp}}$	0,0875	kg/s

Tab 4.11 Balance TZL shrnuta do tabulky

## 4.5 Roční vyhodnocení

### 4.5.1 Odsiřovací sorbent

Hodinová spotřeba sorbentu

$$m_{\text{sorb.hod}} = m_{\text{sorb}} \cdot 3600 = 0,0308 \cdot 3600 = 110,711 \text{ kg/h} \quad (4-90)$$

Roční spotřeba sorbentu

$$m_{\text{sorb.rok}} = m_{\text{sorb.hod}} \cdot 4000 = 110,711 \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 442,844 \text{ t/rok} \quad (4-91)$$

### 4.5.2 Procesní voda

Hodinová spotřeba vody na hašení

$$V_{\text{vody.hod}}^H = \frac{m_{\text{vody}}}{\rho_v} \cdot 3600 = \frac{0,0224}{995,65} \cdot 3600 = 0,0811 \text{ m}^3/\text{h} \quad (4-92)$$

Roční spotřeba vody na hašení

$$V_{\text{vody.rok}}^H = V_{\text{vody.hod}}^H \cdot 4000 = 324,371 \text{ m}^3/\text{rok} \quad (4-93)$$

Hodinová spotřeba vody na vlhčení

$$V_{\text{vody.hod}}^V = \frac{m_{\text{vody}}}{\rho_v} \cdot 3600 = \frac{0,633}{995,65} \cdot 3600 = 2,290 \text{ m}^3/\text{h} \quad (4-94)$$

Roční spotřeba vody na vlhčení

$$V_{\text{vody.rok}}^V = V_{\text{vody.hod}}^V \cdot 4000 = 9\,161,292 \text{ m}^3/\text{rok} \quad (4-95)$$

### 4.5.3 Popílek

Hodinová produkce popílku

$$m_{z.hod} = m_z \cdot 3600 = 3,109 \cdot 3600 = 11\,194,418 \text{ kg/h} \quad (4-96)$$

Roční produkce popílku

$$m_{z.rok} = m_{z.hod} \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 11\,194,418 \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 44\,777,673 \text{ t/rok} \quad (4-97)$$

### 4.5.4 Produkt odsíření

Hodinová produkce produktu odsíření

$$m_{prod.hod} = m_{exp} \cdot 3600 = 0,0875 \cdot 3600 = 314,959 \text{ kg/h} \quad (4-98)$$

Roční produkce produktu odsíření

$$m_{prod.rok} = m_{prod.hod} \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 314,959 \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 1259,837 \text{ t/rok} \quad (4-99)$$

### 4.5.5 TZL do atmosféry

Hodinová produkce TZL na komín

$$m_{TZL.hod} = m_{TZL.atm} \cdot 3600 = 0,00102 \cdot 3600 = 3,687 \text{ kg/hod} \quad (4-100)$$

Roční produkce TZL na komín

$$m_{TZL.rok} = m_{TZL.hod} \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 3,687 \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 14,749 \text{ t/rok} \quad (4-101)$$

### 4.5.6 SO<sub>2</sub> do atmosféry

Hodinová produkce SO<sub>2</sub> na komín

$$m_{SO_2.hod} = m_{SO_2.vyst} \cdot 3600 = 0,0102 \cdot 3600 = 36,864 \text{ kg/hod} \quad (4-102)$$

Roční produkce SO<sub>2</sub> na komín

$$m_{SO_2.rok} = m_{SO_2.hod} \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 36,864 \cdot 10^{-3} \cdot 4000 = 147,456 \text{ t/rok} \quad (4-103)$$



	Označení	Hodnota	Jednotka
Sorbent CaO	$m_{sorb.hod}$	110,711	kg/h
	$m_{sorb.rok}$	442,84	t/rok
Procesní voda na hašení	$V_{vody.hod}^H$	0,0811	m <sup>3</sup> /hod
	$V_{vody.rok}^H$	324,4	m <sup>3</sup> /rok
Procesní voda na chlazení	$V_{vody.hod}^V$	2,29	m <sup>3</sup> /hod
	$V_{vody.rok}^V$	9161,3	m <sup>3</sup> /rok
Popílek	$m_{z.hod}$	11194,4	kg/h
	$m_{z.rok}$	44777,7	t/rok
Produkt odsíření	$m_{prod.hod}$	314,96	kg/h
	$m_{prod.rok}$	1259,8	t/rok
TZL do komína	$m_{TZL.hod}$	3,687	kg/h
	$m_{TZL.rok}$	14,75	t/rok
SO <sub>2</sub> do komína	$m_{SO_2.hod}$	36,864	kg/h
	$m_{SO_2.rok}$	147,46	t/rok

Tab 4.12 Roční vyhodnocení shrnuto do tabulky

## 5. PROVOZNÍ NÁKLADY NA ODSIŘOVACÍ PROCES

Provozní náklady odsiřovacího zařízení NID jsou tvořeny čtyřmi položkami:

- 1) náklady na elektrickou energii,
- 2) náklady na procesní vodu,
- 3) náklady na odsiřovací sorbent,
- 4) náklady na likvidaci popelovin.

Všechny následující výpočtené náklady jsou bez DPH.

### 5.1 Náklady na elektrickou energii

Teplárna Olomouc je výrobcem elektrické energie, proto je uvažovaná cena 1250 Kč/MWh. Uvažovaná roční doba provozu kotle K3 je 4000 provozních hodin. Spotřeba elektrické energie odsiřovacího zařízení je  $P_{NID}=620$  kWh/h. Výpočet ročních nákladů je následující:

cena za 1 MWh

$$c_{el} = 1250 \text{ Kč} / \text{MWh}$$

roční doba provozu kotle K3

$$\tau_{el} = 4000 \text{ hod}$$

roční náklady na elektrickou energii

$$n_{el}^R = \tau_{el} \cdot c_{el} \cdot P_{NID} = 4000 \cdot 1250 \cdot 0,620 = 3\,100\,000 \text{ Kč} \quad (5-1)$$

### 5.2 Náklady na procesní vodu

Voda se v odsiřovacím procesu používá jednak pro hašení vápna a dále pro ochlazování spalin. Uvažujme tedy:

cena surové vody

$$c_{vody} = 5,88 \text{ Kč} / \text{m}^3$$

celkový objem vody v procesu odsiřování

$$V_{vody.rok}^{celk} = V_{vody.rok}^H + V_{vody.rok}^V = 324,371 + 9\,161,292 = 9\,485,663 \text{ m}^3 \quad (5-2)$$

roční náklady na procesní vodu

$$n_{voda}^R = V_{vody.rok}^{celk} \cdot c_{vody} = 9\,485,663 \cdot 5,88 = 55\,775,698 \text{ Kč} \quad (5-3)$$

### 5.3 Náklady na dávkování sorbentu

Pro minimalizaci nákladů je důležitý výběr dodavatele sorbentu, u něhož posuzujeme jak

vlastní cenu odsiřovacího sorbentu, tak i dopravní vzdálenost. Vycházíme z nabídky vápenky Vitošov, která se nachází na Severní Moravě je od Teplárny Olomouc vzdálena asi 47km.

Cena za 1t CaO

$$c_{CaO} = 2\,600 \text{ Kč}$$

potřebné množství CaO/rok

$$m_{sorb.rok} = 442,844 \text{ t}$$

roční náklady na sorbent bez dopravy

$$n_{sorb}^R = c_{CaO} \cdot m_{sorb.rok} = 2\,600 \cdot 442,844 = 1\,151\,394,4 \text{ Kč} \quad (5-4)$$

Cena kamionové dopravy

$$c_{dop} = 130 \text{ Kč/t}$$

roční náklady na kamionovou dopravu sorbentu do teplárny

$$n_{dop}^R = c_{dop} \cdot m_{sorb.rok} = 130 \cdot 442,844 = 57\,569,72 \text{ Kč} \quad (5-5)$$

roční náklady na sorbent včetně dopravy

$$n_{sorb+dop}^R = n_{sorb}^R + n_{dop}^R = 1\,151\,394,4 + 57\,569,72 = 1\,208\,964,12 \text{ Kč} \quad (5-6)$$

## 5.4 Náklady na likvidaci popelovin

Cena za likvidaci 1t popelovin je cca

$$c_{pop} = 235 \text{ Kč}$$

vyprodukované roční množství popelovin

$$m_{prod.rok} = 1\,259,837 \text{ t}$$

roční náklady na likvidaci popelovin

$$n_{pop}^R = c_{pop} \cdot m_{prod.rok} = 235 \cdot 1\,259,837 = 296\,061,695 \text{ Kč} \quad (5-7)$$

	Označení	Hodnota	Měna
Náklady na elektrickou energii	$n_{el}^R$	3 100 000	Kč
Náklady na procesní vodu	$n_{voda}^R$	55 776	Kč
Náklady na sorbent včetně dopravy	$n_{sorb+dop}^R$	1 208 964	Kč
Náklady na likvidaci popelovin	$n_{pop}^R$	296 062	Kč
<b>Celková roční provozní suma</b>	$\Sigma_i^R$	<b>4 660 802</b>	<b>Kč</b>

Tab 5.1 Roční provozní náklady shrnuté do tabulky

## 6. REFERENCE NID SYSTÉMŮ

Společnost Alstom dnes disponuje více jak 100 instalacemi NID technologie. Tyto aplikace zahrnují výrobu elektrické energie, železa a oceli a odpadní energetiky. Jako příklady uvádím:

### a) Žilinská teplárenská, Slovenská republika

Teplárna v Žilině prošla modernizací odsiřovacího zařízení v letech 2007 – 2009. Byl instalován společný NID systém pro zdejší kotle K1, K2 a K5 dimenzovaný na 170 MW. Odsíření zde dosáhlo účinnosti 75 %, což zajistilo plnění emisních limitů pro SO<sub>2</sub> a TZL. Tím došlo ke zlepšení emisně-imisní a smogové situace v regionu.

### b) Elektrárna Laziska, region Katowice, Polsko

Elektrárna Laziska byla v roce 1995 vybavena 2x120 MW NID provozy a v roce 1996 byly rekonstruovány stávající elektrostatické odlučovače. V první fázi byl jeden EO rekonstruován jako tkaninový filtr používající stávající ocelové konstrukce. V druhé fázi byl přidán zvlhčovač a tkaninový filtr byl doplněn NID odsiřovací metodou. Další jednotka EO popílku byla přestavěna na jednostupňový NID systém. Prachové emise byly sníženy ze 300 mg/Nm<sup>3</sup> bez odsíření v EO na méně než 50 mg/Nm<sup>3</sup> a účinnost odsíření vzrostla na 85 %.

### c) Elektrárna Elektrenai, Litva

Pro konverzi elektrárny Elektrenai ze zemního plynu na vysokosířčitou ropu nebo orimulsion jako hlavní palivo bylo nutné instalovat odsíření na středně výkonném 150 MW<sub>e</sub> kotli. Rozhodnutím z roku 2002 byl pro odsíření vybrán NID systém v kombinaci s elektrostatickým odlučovačem pro předběžný sběr popílku. Popílek je později přepracován pro znovuzískávání kovů jako je vanad. Vstupní koncentrace SO<sub>2</sub> je vyšší než 6.500 mg/Nm<sup>3</sup> a systém NID redukuje emise pod 400 mg/Nm<sup>3</sup>. Tato technologie byla vybrána, protože byla vyhodnocena jako nejvýhodnější investice, kde byly vzaty v úvahu provozní náklady.

### d) Elektrárna Fifoots Point, Spojené království

Během obnovy původní elektrárny Uskmouth v UK byla vytvořena moderní 3x130 MW elektrárna Fifoots Point spalující uhlí, tři staré elektrostatické odlučovače byly demontovány a nahrazeny třemi novými NID linkami vybavenými tkaninovými filtry pro kombinovaný popílek a produkty odsíření.

### e) Juhua Group Corporation, Čína

Tento NID provoz je kombinací odsiřování a sběrače popílku pro nový 70 MW<sub>e</sub> průmyslový uhelný kotel v provincii Zhejiang ve východní Číně. Tento čistící systém obsahuje dva elektrostatické odlučovače, první jako předlapač popílku a druhý jako lapač škodlivin v NID systému.

### f) FHI, Mai Liao, Taiwan

Nový vysocesíratý fluidní kotel na ropný koks pro 2x150 MW<sub>e</sub> je vybaven NID systémem používajícím tkaninový filtr jako sběrač prachu. Vápenec je přidáván do primární nádrže sběrače SO<sub>2</sub>. NID systém nabízí možnost snížení spotřeby vápna na základě reaktivního zásaditého prachu vytvářeného v peci a vstupujícího do NID jako popílek bohatý na CaO.

## 7. ZÁVĚR

Cílem práce bylo posouzení možnosti realizace odsíření práškového granulačního kotle K3 na Teplárně Olomouc pomocí polosuché metody odsíření. Práce sestává z teoretické a praktické části. V teoretické části (kapitola 2 a 3) jsou popsány oxidy síry, jejich zdroje, vliv na zdraví člověka a životní prostředí. Dále jsou z dostupných literárních pramenů popsány známé odsiřovací metody a jejich srovnání z hlediska výhod, nevýhod a účinností.

Na základě této rešerže se pro požadavky na plnění přísnějších emisních limitů od 1.1.2016 jeví jako nejvhodnější polosuchá technologie NID od společnosti Alstom, která je velmi výhodná pro rekonstrukce, a to s ohledem na malý obestavěný prostor. Problémy s prostorovým omezením má nejen Teplárna Olomouc, ale i celá řada dalších městských tepláren.

Celou technologii by bylo možné umístit do půdorysu současných elektrostatických odlučovačů (K3, K4). Tato plocha by měla být dostatečná pro umístění technologie NID.

Odsiřovací systém NID je výsledkem dlouholetého vývoje firmy Alstom na poli čištění spalin. Jako odsiřovací sorbent je zde použit oxid vápenatý (CaO), který je přímo v systému vyhašen na Ca(OH)<sub>2</sub> a tím poskytuje výhody čerstvě uhašeného vápna. To lépe váže molekuly oxidu siřičitého (SO<sub>2</sub>), k čemuž dochází ve speciálně navrženém vertikálním potrubí. Spaliny dále proudí do tkaninového filtru (je možné i použití elektrostatického odlučovače). Pro zvýšení účinnosti procesu se využívá recirkulace nezreagovaného prachu, obohaceného čerstvým sorbentem a řízeně zvlhčeného v patentovaném mísiči/zvlhčovači.

V praktické části práce (kapitola 4) je proveden stechiometrický výpočet složení spalin a bilance jednotlivých složek procesu odsíření spalin. Ten potvrzuje možnost aplikace systému NID s účinností odsíření 77,9%, což je v souladu s možnostmi metody. Dále bylo provedeno roční vyhodnocení procesu z hlediska potřeb vstupních surovin a výstupních produktů.

Kapitola 5 obsahuje kalkulaci ročních provozních nákladů na odsiřovací proces. Splnění legislativních požadavků na snížení emisí síry si vyžádá zvýšení proměnných nákladů o cca 4,7 mil. Kč za rok. Cena investice se bude pohybovat mezi 100 až 150 mil. Kč.

Dostupné reference již realizovaných instalací systémů NID jsou uvedeny v kapitole 6.

Vizualizace odsiřovacího systému v Teplárně Olomouc je v příloze.

Práce na úrovni prefeasibility study potvrdila, že technologii NID by bylo možné použít k odsíření kotle K3. Další alternativou k tomuto řešení je vybudování společné odsiřovací jednotky pro kotle K3 i K5, v důsledku čehož by bylo možné dále optimalizovat investiční výdaje do ekologizace zdrojů. Takto by bylo možno po odstavení jedné ze sekcí elektrostatického odlučovače K5 využít fluidních popílků s vysokým obsahem CaO pro odsíření v technologii NID.

---

## SEZNAM POUŽITÝCH ZDROJŮ

- [1] Integrovaný registr znečišťování : Ohlašované látky - Oxidy síry [online]. c2005-2008 [cit. 2011-04-05]. Látka: Oxidy síry. Dostupné z WWW: <<http://www.irz.cz/node/80>>.
- [2] Informační portál Ministerstva průmyslu a obchodu : Integrovaná prevence a omezování znečištění [online]. 31.3.2010 [cit. 2011-04-14]. Referenční dokument o nejlepších dostupných technikách pro velká spalovací zařízení. Dostupné z WWW: <<http://www.ippc.cz/dokumenty/DC0068>>.
- [3] MÁNEK, O. – SLEZÁK, P. – JULÍNEK, P. Metoda souběžného odsířování spalin. *Energie z biomasy VII*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Odbor energetického inženýrství, 2008, s. 97-103. ISBN 978-80-214-3542-1.
- [4] SLEZÁK, P. – MÁNEK, O. – JULÍNEK, P. Vybrané možnosti snižování emisí SO<sub>2</sub> u stávajících uhelných zdrojů. *Energie z biomasy VII*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Odbor energetického inženýrství, 2007, s.179-185. ISBN 978-80-214-3542-1
- [5] DOC. ING. VEJVODA, CSC., Josef; ING. MACHAČ, CSC., Pavel; PROF. ING. BURYAN, DRSC., Petr. *TECHNOLOGIE OCHRANY OVZDUŠÍ A ČIŠTĚNÍ ODPADNÍCH PLYNŮ*. Praha: Vydavatelství VŠCHT, 2002. 5 Polosuchá vápenná metoda odsířování spalin, s. 87. Dostupné z WWW: <[www.vscht.cz/uchop/udalosti/skripta/skriptaOOaCOP/87-164.doc](http://www.vscht.cz/uchop/udalosti/skripta/skriptaOOaCOP/87-164.doc)>. ISBN 80-7080-517-X.
- [6] Slavex Industrial Filters s. r. o. [online]. 2008 [cit. 2011-04-01]. Polosuchá metoda odsíření. Dostupné z WWW: <[http://www.slavex.cz/odsireni\\_metoda-polosucha.html](http://www.slavex.cz/odsireni_metoda-polosucha.html)>.
- [7] The NID System : State-of-the-art flue gas desulfurization. *Publikace firmy ALSTOM Power*. 2005, s. 2-7.
- [8] ALSTOM Flue Gas Desulfurization Technologies : Dry Flue Gas Desulfurization SDA and NID. *Publikace firmy ALSTOM Power*. 2003, 1, s. 51. Dostupný také z WWW: <<http://www.netl.doe.gov/publications/proceedings/03/NOxSO2/06-Klitzke%20Sidwell%20Jensen%20presentation%20Part%20123.pdf>>.
- [9] Periodická tabulka prvků [online]. 2009 [cit. 2011-05-02]. Periodická tabulka. Dostupné z WWW: <<http://www.prvky.com/periodicka-tabulka.html>>.
- [10] DLOUHÝ, Tomáš. *Výpočty kotlů a spalinových výměníků*. 3. vyd. Praha: Nakladatelství ČVUT Praha. 2007. 212 s. ISBN 978-80-01-03757-7.
- [11] *ChemicalLogic SteamTab* [počítačový program]. Version 2.0. Based on the IAPWS IF97 Formulation by ChemicalLogic Corporation . 1999-2003. Dostupné z WWW: <<http://www.chemicallogic.com/steamtab/>>
- [12] ALSTOM POWER. Vizualizace NID systému. Brno, 2012.

## SEZNAM POUŽITÝCH ZKRATEK A SYMBOLŮ

Označení	Jednotka	Popis veličiny
$Nm^3$	$[m^3]$	metr kubický při $t = 0\text{ °C}$ a $p=101,325\text{ kPa}$
$A^r$	$[-]$	zastoupení popelovin v palivu
$C^r$	$[-]$	zastoupení uhlíku v palivu
$H^r$	$[-]$	zastoupení vodíku v palivu
$N^r$	$[-]$	zastoupení dusíku v palivu
$O^r$	$[-]$	zastoupení kyslíku v palivu
$S^r$	$[-]$	zastoupení síry v palivu
$W^r$	$[-]$	zastoupení vázané vody v palivu
$A_r^{SO_2}$	$[-]$	relativní atomová hmotnost $SO_2$
$C_{SO_2}^{Rin}$	$[mg/Nm^3]$	vstupní koncentrace $SO_2$ ve spalínách
$C_{SO_2}^{Rout}$	$[mg/Nm^3]$	výstupní koncentrace $SO_2$ ve spalínách
$Ca$	$[kg]$	hmotnost vápníku
$S$	$[kg]$	hmotnost síry
$c_{CaO}$	$[Kč]$	cena za 1 t CaO
$c_{dop}$	$[Kč/t]$	cena kamionové dopravy
$c_{el}$	$[Kč/MWh]$	cena za 1 MWh elektrické energie
$c_{pop}$	$[Kč]$	cena za likvidaci 1 t popelovin
$c_{vody}$	$[Kč/m^3]$	cena surové vody
$C_{p.vst}$	$[g/Nm^3]$	koncentrace popílku při 4,6% $O_2$ na vstupu do NID
$C_{p.vyst}$	$[mg/Nm^3]$	koncentrace popílku při 6% $O_2$ na výstupu z NID
$C_{TZL}$	$[mg/Nm^3]$	výstupní koncentrace TZL v s.s. při 6% $O_2$
$f$	$[-]$	celkové zvětšení objemu suchého vzduchu vlhkostí
$i_{CO_2}$	$[kJ/Nm^3]$	měrná entalpie $CO_2$
$i_{N_2}$	$[kJ/Nm^3]$	měrná entalpie $N_2$
$i_{Ar}$	$[kJ/Nm^3]$	měrná entalpie Ar
$i_{H_2O}$	$[kJ/Nm^3]$	měrná entalpie $H_2O$

---

$i_{O_2}$	[kJ/Nm <sup>3</sup> ]	měrná entalpie O <sub>2</sub>
$i_{SO_2}$	[kJ/Nm <sup>3</sup> ]	měrná entalpie SO <sub>2</sub>
$i_{vst}$	[kJ/Nm <sup>3</sup> ]	entalpie spalin na vstupu do NID
$i_{vyst}$	[kJ/Nm <sup>3</sup> ]	entalpie spalin na výstupu z NID
$i''$	[kJ/Nm <sup>3</sup> ]	entalpie syté páry
$i_v$	[kJ/Nm <sup>3</sup> ]	entalpie vody vstupující do procesu
$k$	[-]	koeficient přebytku vody
$m$	[kg/kg <sub>sp</sub> ]	tok vody na ochlazení 1kg spalin
$m_{SO_2.vst}$	[kg/s]	tok SO <sub>2</sub> do odsířovacího procesu
$m_{S.vst}$	[kg/s]	tok S do odsířovacího procesu
$m_{SO_2.vyst}$	[kg/s]	tok SO <sub>2</sub> z odsířovacího procesu
$m_{S.vyst}$	[kg/s]	tok S z odsířovacího procesu
$m_{Ca}$	[kg/s]	tok Ca do odsířovacího procesu
$m_{sorb}$	[kg/s]	tok sorbentu s čistotou 95%
$m_{sp}$	[kg/s]	hmotnostní tok spalin
$m_{H_2O.vst}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hmotnost vody v 1 Nm <sup>3</sup> spalin na vstupu do NID
$m_{H_2O.pr}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hmotnost vody v 1 Nm <sup>3</sup> spalin z toku vody do procesu
$m_{H_2O.vyst}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hmotnost vody v 1 Nm <sup>3</sup> spalin na výstupu z NID
$m_{Vhas}$	[kg/hod]	voda na hašení
$m_{Vhas}^R$	[kg/hod]	voda na hašení za reálných podmínek
$m_{Vchl}$	[kg/m <sup>3</sup> ]	voda na chlazení 1 m <sup>3</sup> spalin
$m_{Vchl}$	[kg/hod]	voda na chlazení spalin
$m_p$	[kg/s]	tok popílku do NID
$m_v$	[kg/s]	tok popílku z NID ve spalinách
$m_z$	[kg/s]	tok popílku z výsypky NID
$m_{SO_2.r}$	[kg/s]	množství SO <sub>2</sub> účastnícího se procesu odsířování
$m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}$	[kg/s]	tok CaSO <sub>3</sub> .1/2H <sub>2</sub> O v produktu odsíření
$m_{Ca(OH)_2}$	[kg/s]	tok volného hydrátu v produktu odsíření

---



$m_{př}$	[kg/s]	tok příměsí v sorbentu
$m_{prodsuch}$	[kg/s]	tok suchého produktu odsíření
$m_{prod4\%vlhk}$	[kg/s]	celkem produktu odsíření se 4,6% vlhkosti
$m_{TZL.atm}$	[kg/s]	tok TZL do atmosféry
$m_{exp}$	[kg/s]	tok produktu odsíření do expedice
$m_{sorb.hod}$	[kg/h]	hodinová spotřeba sorbentu
$m_{sorb.rok}$	[t/rok]	roční spotřeba sorbentu
$m_{z.hod}$	[kg/h]	hodinová produkce popílku
$m_{z.rok}$	[t/rok]	roční produkce popílku
$m_{prod.hod}$	[kg/h]	hodinová produkce produktu odsíření
$m_{prod.rok}$	[t/rok]	roční produkce produktu odsíření
$m_{TZL.hod}$	[kg/h]	hodinová produkce TZL na komín
$m_{TZL.rok}$	[t/rok]	roční produkce TZL na komín
$m_{SO_2.hod}$	[kg/h]	hodinová produkce SO <sub>2</sub> na komín
$m_{SO_2.rok}$	[t/rok]	roční produkce SO <sub>2</sub> na komín
$M_{Ca}$	[-]	relativní atomová hmotnost Ca
$M_{CaO}$	[-]	relativní atomová hmotnost CaO
$n_{dop}^R$	[Kč]	roční náklady na kamion. dopravu sorbentu do teplárny
$n_{el}^R$	[Kč]	roční náklady na elektrickou energii
$n_{pop}^R$	[Kč]	roční náklady na likvidaci popelovin
$n_{sorb}^R$	[Kč]	roční náklady na sorbent bey dopravy
$n_{sorb+dop}^R$	[Kč]	roční náklady na sorbent včetně dopravy
$n_{voda}^R$	[Kč]	roční náklady na procesní vodu
$N_v$	[dm <sup>3</sup> ]	molární objem ideálního plynu
$p_x$	[Pa]	absolutní tlak vodní páry na mezi sytosti
$p_c$	[Pa]	celkový absolutní tlak vlhkého vzduchu
$p_{H_2O}$	[kPa]	parciální tlak vodních par ve spalinách
$p_s$	[kPa]	tlak spalin v daném průtočném průřezu spalin. traktu

---

$Q_i^r$	[MJ/kg]	výhřevnost paliva
$Q_{Nm^3 sp}$	[kJ/Nm <sup>3</sup> ]	teplo v 1 Nm <sup>3</sup> spalin
$Q_{kgsp}$	[kJ/kg]	teplo v 1 kg spalin
$Q_{vody}$	[kJ/kg]	teplo v toku vody na ochlazení 1 kg spalin
$t_{okoli}$	[°C]	teplota okolního vzduchu
$t_r$	[°C]	teplota rosného bodu vodních par ve spalinách
$TZL$	[-]	tuhé znečišťující látky
$V_{O_2}^{min}$	[m <sup>3</sup> /kg]	stechiometrické množství O <sub>2</sub> potřebného k hoření
$V_{sv}^{min}$	[m <sup>3</sup> /kg]	množství vzduchu ke stochiometrickému hoření
$V_{H_2O}$	[-]	element. zvětšení obj. such. vzduchu vlhkostí vzduchu
$V_{vv}^{min}$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem vlhkého vzduchu při $\alpha = 1$
$V_{vv}^\alpha$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem vlhkého vzduchu při $\alpha = 1,3$
$V_{CO_2}$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem CO <sub>2</sub> ve spalinách
$V_{SO_2}$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem SO <sub>2</sub> ve spalinách
$V_{N_2}$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem N <sub>2</sub> ve spalinách
$V_{Ar}$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem Ar ve spalinách
$V_{sp.s}^{min}$	[m <sup>3</sup> /kg]	minimální objem suchých spalin
$V_{sp.s}^{dV}$	[m <sup>3</sup> /kg]	přírůstek objemu spalin vlivem přebytku vzduchu
$V_{N_2}^{dV}$	[m <sup>3</sup> /kg]	přírůstek objemu N <sub>2</sub> ve spalinách vlivem $\alpha$
$V_{O_2}^{dV}$	[m <sup>3</sup> /kg]	přírůstek objemu O <sub>2</sub> ve spalinách vlivem $\alpha$
$V_{Ar}^{dV}$	[m <sup>3</sup> /kg]	přírůstek objemu Ar ve spalinách vlivem $\alpha$
$V_{CO_2}^{dV}$	[m <sup>3</sup> /kg]	přírůstek objemu CO <sub>2</sub> ve spalinách vlivem $\alpha$
$V_{CO_2}^\alpha$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem CO <sub>2</sub> v suchých spalinách při přebytku vzduchu
$V_{SO_2}^\alpha$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem SO <sub>2</sub> v suchých spalinách při přebytku vzduchu
$V_{N_2}^\alpha$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem N <sub>2</sub> v suchých spalinách při přebytku vzduchu
$V_{Ar}^\alpha$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem Ar v suchých spalinách při přebytku vzduchu
$V_{O_2}^\alpha$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem O <sub>2</sub> v suchých spalinách při přebytku vzduchu

---

$V_{sp,s}^{\alpha}$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem suchých spalin při přebytku vzduchu
$V_{H_2O}^{\alpha}$	[m <sup>3</sup> /kg]	přírůstek minimálního množství vlhkých spalin
$V_{sp}^{\alpha}$	[m <sup>3</sup> /kg]	objem vlhkého vzduchu při přebytku vzduchu
$V_{4,6\%O_2}$	[Nm <sup>3</sup> /s]	tok vlhkých spalin při 4,6 % O <sub>2</sub>
$V_{6\%O_2N}^R$	[m <sup>3</sup> /s]	tok vlhkých spalin při reálných podmínkách a 6 % O <sub>2</sub>
$V_{6\%O_2,such}$	[m <sup>3</sup> /s]	tok suchých spalin při 6 % O <sub>2</sub>
$V_{vody,hod}^H$	[m <sup>3</sup> /hod]	hodinová spotřeba procesní vody na hašení
$V_{vody,rok}^H$	[m <sup>3</sup> /rok]	roční spotřeba procesní vody na hašení
$V_{vody,hod}^V$	[m <sup>3</sup> /hod]	hodinová spotřeba procesní vody na vlhčení spalin
$V_{vody,rok}^V$	[m <sup>3</sup> /rok]	roční spotřeba procesní vody na vlhčení spalin
$V_{vody,rok}^{celk}$	[m <sup>3</sup> ]	celkový objem vody v procesu odsířování
$m_{CaSO_3 \cdot \frac{1}{2}H_2O}$	[%]	podíl CaSO <sub>3</sub> ·1/2H <sub>2</sub> O v produktu odsíření
$w_{Ca(OH)_2}$	[%]	podíl volného hydrátu v produktu odsíření
$w_p$	[%]	podíl popílku v produktu odsíření
$w_{př}$	[%]	podíl příměsí v produktu odsíření
$x_{O_2}^{atm}$	[-]	jednotkové zastoupení kyslíku v atmosforickém vzduchu
$x_{N_2}$	[-]	jednotkové zastoupení dusíku ve spalinách
$x_{O_2}$	[-]	jednotkové zastoupení kyslíku ve spalinách
$x_{Ar}$	[-]	jednotkové zastoupení argonu ve spalinách
$x_{CO_2}$	[-]	jednotkové zastoupení oxidu uhličitého ve spalinách
$x_{CO_2}^{sp}$	[-]	zastoupení oxidu uhličitého ve spalinách
$x_{SO_2}^{sp}$	[-]	zastoupení oxidu siřičitého ve spalinách
$x_{N_2}^{sp}$	[-]	zastoupení dusíku ve spalinách
$x_{Ar}^{sp}$	[-]	zastoupení argonu ve spalinách
$x_{O_2}^{sp}$	[-]	zastoupení kyslíku ve spalinách
$x_{H_2O}^{sp}$	[-]	zastoupení vodní páry ve spalinách
$\alpha$	[-]	součinitel přebytku vzduchu

---

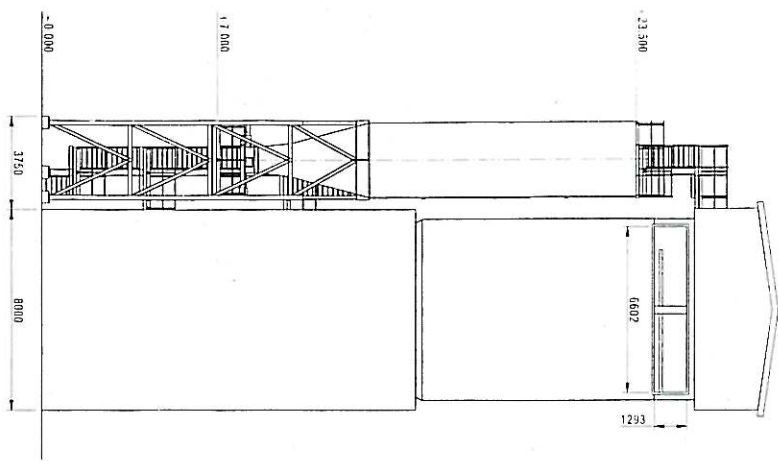
$\eta$	[-]	účinnost odsířovacího procesu
$\rho_{SO_2}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hustota SO <sub>2</sub> ve spalinách
$\rho_{CO_2}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hustota CO <sub>2</sub> ve spalinách
$\rho_{N_2}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hustota N <sub>2</sub> ve spalinách
$\rho_{Ar}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hustota Ar ve spalinách
$\rho_{H_2O}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hustota H <sub>2</sub> O ve spalinách
$\rho_{O_2}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hustota O <sub>2</sub> ve spalinách
$\rho_{sp}$	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	hustota spalin
$\tau_{el}$	[hod]	roční doba provozu kotle K3
$\varphi$	[%]	relativní vlhkost
$\omega_{CO_2}$	[-]	jednotkový podíl složky oxidu uhličitého ve vlh. spal.
$\omega_{N_2}$	[-]	jednotkový podíl složky dusíku ve vlhkých spalinách
$\omega_{Ar}$	[-]	jednotkový podíl složky argonu ve vlhkých spalinách
$\omega_{H_2O}$	[-]	jednotkový podíl složky vodní páry ve vlhkých spalinách
$\omega_{O_2}$	[-]	jednotkový podíl složky kyslíku ve vlhkých spalinách
$\omega_{SO_2}$	[-]	jednotkový podíl složky oxidu siřičitého ve vlh. spal.
$\sum_i^R$	[Kč]	celková roční provozní suma

---

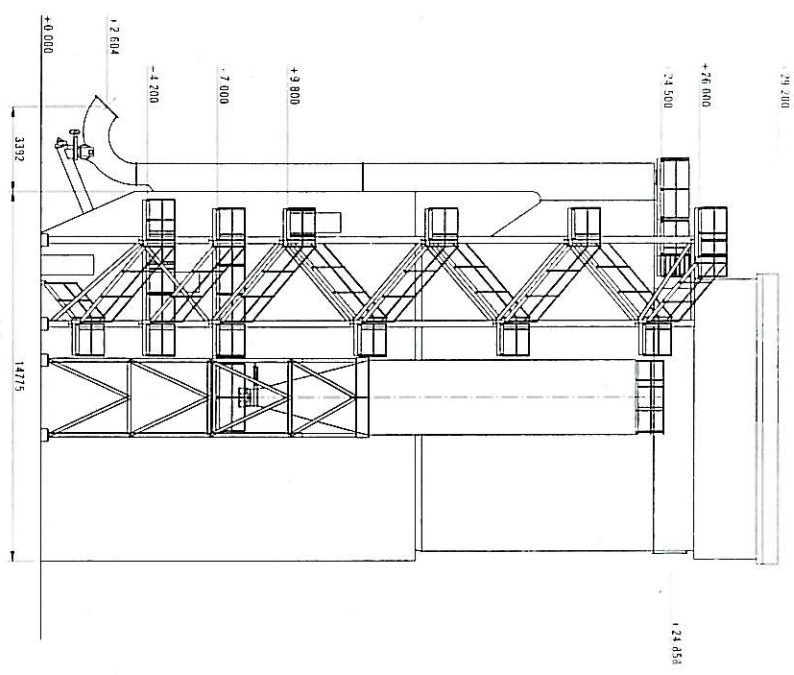
## SEZNAM PŘÍLOH

- Vizualizace systému NID [12]

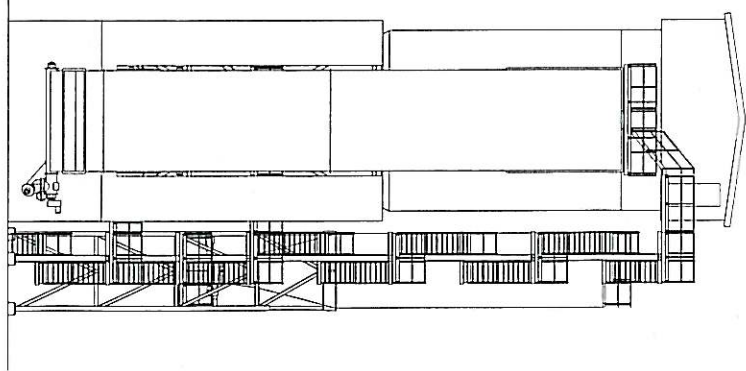
THIS DRAWING IS THE PROPERTY OF ALSTOM POWER. IT IS TO BE USED ONLY FOR THE PROJECT AND SITE SPECIFICALLY IDENTIFIED HEREON. IT IS NOT TO BE REPRODUCED, COPIED, EITHER WHOLLY OR IN PART, OR TRANSMITTED IN ANY FORM OR BY ANY MEANS, ELECTRONIC OR MECHANICAL, INCLUDING PHOTOCOPYING, RECORDING, OR BY ANY INFORMATION STORAGE AND RETRIEVAL SYSTEM, WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF ALSTOM POWER.



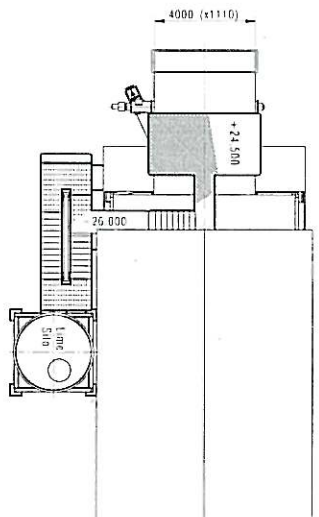
Outlet view  
Scale: 1:100



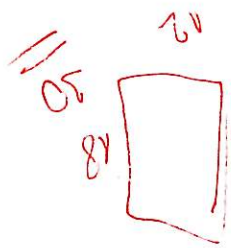
Side view  
Scale: 1:100



Inlet view  
Scale: 1:100



Top view  
Scale: 1:100



18+

PRELIMINARY ALSTOM Power

Project Name	Sheet No.	Scale	Date
Client	Author	Checked	Approved
Site	Drawn	Reviewed	Project Manager
Discipline	Version	Comments	